

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

TUGAS AKHIR

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



Disusun Oleh :

Nama : Andika Saputra Abimanyu

NIM : 17521058

Nama : Ackwan Muhammad

NIM : 17521116

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERISTAS ISLAM INDONESIA**

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

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

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Andika Saputra Abimanyu
NIM : 17521058

Nama : Ackwan Muhammad
NIM : 17521116

Yogyakarta, 22 Maret 2022

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



Andika Saputra Abimanyu
NIM : 17521058



Ackwan Muhammad
NIM : 17521116

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

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

PERANCANGAN PABRIK

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

Oleh :

Nama : Andika Saputra Abimanyu
NIM : 17521058

Nama : Ackwan Muhammad
NIM : 17521116

Yogyakarta, 16 Maret 2022

Pembimbing I,



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

Pembimbing II,



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

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

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Andika Saputra Abimanyu

Nama : Ackwan Muhammad

NIM : 17521058

NIM : 17521116

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 30 Maret 2022

Tim Penguji,

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

Ketua



Dr. Diana, S.T., M.Sc

Anggota I



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Alhamdulillah puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, serta tidak lupa shalawat dan salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa Sawit dan Metanol dengan kapasitas 100.000 ton/tahun”.

Pra rancangan pabrik merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh untuk menyelesaikan program sarjana di jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Pra rancangan pabrik ini bertujuan untuk mendidik mahasiswa agar mampu menerapkan teori-teori yang diperoleh di kampus serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan dan dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Serta telah memberikan nikmat kesehatan, panjang umur, kesabaran dan kemudahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua Orang tua yang selalu memberikan bantuan moril dan materil, motivasi, serta doa yang tiada henti-hentinya kepada penyusun.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, Selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing pertama yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan tugas akhir ini.
5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing kedua yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan tugas akhir ini.
6. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat, motivasi, dan kasih sayang yang tiada batas.

7. Teman-teman teknik kimia angkatan 2017 yang selalu membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
8. Semua pihak yang tidak bisa disebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan tugas akhir ini.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan Tugas Akhir dan penyusunan laporan tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. akhir kata semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 6 Maret 2022

Penulis,

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	Error! Bookmark not defined.
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK.....	xii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
BAB II.....	12
PERANCANGAN PRODUK.....	12
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	12
2.2 Bahan Baku Tambahan	12
2.3 Spesifikasi Produk	12
2.4 Pengendalian Kualitas.....	12
BAB III	15
PERANCANGAN PROSES.....	15
3.1 Uraian Proses.....	15
3.2 Spesifikasi Alat	16
BAB IV	31
PERANCANGAN PABRIK.....	31
4.1 Lokasi Pabrik	31
4.2 Aliran Proses dan Material.....	39
4.3 Pelayanan Teknis (Utilitas).....	48
4.4 Struktur Organisasi	63
4.5 Evaluasi Ekonomi	70
BAB V	83
PENUTUP.....	83
5.1 Kesimpulan	83
5.2 Saran	84

DAFTAR PUSTAKA	85
LAMPIRAN A.....	87
LAMPIRAN B.....	123

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data produksi minyak kelapa sawit untuk industri.....	3
Tabel 1.3 Standar Nasional Indonesia Biodiesel (SNI 7182:2012)	5
Tabel 1.4 Konsumsi Biodiesel di Indonesia	8
Tabel 1.5 Kapasitas produksi di Indonesia	8
Tabel 1.6 Luas lahan dan Produksi kelapa sawit	10
Tabel 1.7 Data Ekspor Minyak Kelapa Sawit.....	10
Tabel 1.8 Pabrik Biodiesel di Indonesia	11
Tabel 2.1 Sifat Fisis bahan baku, bahan pendukung dan Produk	11
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Pompa.....	26
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Pompa.....	27
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Pompa.....	28
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Pompa.....	29
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Pompa.....	30
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	34
Tabel 4.2 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	35
Tabel 4.3 Neraca Massa pada Filter.....	39
Tabel 4.4 Neraca Massa pada Mixer (M-01)	39
Tabel 4.5 Neraca Massa pada Reaktor (R-01).....	39
Tabel 4.6 Neraca Massa pada Wash Tank (WT-01).....	40
Tabel 4.7 Neraca Massa pada Decanter (D-01)	40
Tabel 4.8 Neraca Massa pada Evaporator.....	40
Tabel 4.9 Neraca Massa pada Mixer (M-02)	41
Tabel 4.10 Neraca Massa pada Reaktor (R-02)	41
Tabel 4.11 Neraca Massa pada Wash Tank (WT-02).....	41
Tabel 4.12 Neraca Massa pada Decanter (D-02)	42
Tabel 4.13 Neraca Panas pada Filter.....	42
Tabel 4.14 Neraca Panas pada mixer (M-01)	42
Tabel 4.15 Neraca Panas pada Reaktor (R-01)	43
Tabel 4.16 Neraca Panas pada Wash Tank (WT-01).....	43
Tabel 4.17 Neraca Panas pada Decanter (D-01)	43
Tabel 4.18 Neraca Panas pada Evaporator	44
Tabel 4.19 Neraca Panas pada Mixer (M-02).....	44

Tabel 4.20 Neraca Panas pada Reaktor (R-02).....	44
Tabel 4.21 Neraca Panas pada Wash Tank (WT-02).....	45
Tabel 4.22 Neraca Panas pada Decanter (D-02).....	45
Tabel 4.23 Kebutuhan Air Pembangkit Steam/Pemanas	55
Tabel 4.24 Kebutuhan Air Proses Pendingin	56
Tabel 4.25 Kebutuhan Air Proses	57
Tabel 4.26 Kebutuhan Listrik Alat Proses	60
Tabel 4.27 Kebutuhan untuk Utilitas	61
Tabel 4.28 Total kebutuhan Listrik.....	62
Tabel 4.29 Sistem Gaji Karyawan	67
Tabel 4.30 Pembagian jam kerja karyawan	69
Tabel 4.31 Indeks harga alat	71
Tabel 4.32 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	77
Tabel 4.33 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	77
Tabel 4.34 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	77
Tabel 4.35 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	77
Tabel 4.36 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	78
Tabel 4.37 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	78
Tabel 4.38 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	78
Tabel 4.39 <i>Working Capital (WC)</i>	78
Tabel 4.40 <i>General Expanse (GE)</i>	79
Total 4.41 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	79
Tabel 4.42 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	79
Tabel 4.43 <i>Variable Cost (Va)</i>	79
Tabel 4.44 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	80

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Reaksi Esterifikasi	6
Gambar 1.1 Reaksi Transesterifikasi	7
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	31
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik skala 1:1000.....	37
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses skala 1:1000	38
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Biodiesel.....	46
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Biodiesel.....	47
Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas.....	54
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan.....	65
Gambar 4.7 Grafik Indeks Harga Alat	72
Gambar 4.9 Grafik Analisa Kelayakan	82

ABSTRAK

Biodiesel merupakan salah satu bahan bakar alternatif terbarukan untuk mesin diesel, yang terbuat dari minyak nabati atau lemak hewani. Indonesia sudah dibangun beberapa pabrik biodiesel. Pembuatan biodiesel dilakukan melalui proses esterifikasi dan transesterifikasi. Pabrik biodiesel ini direncanakan untuk berjalan dengan kapasitas 100.000 ton sepanjang 330 hari per tahun. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan biodiesel untuk memenuhi kebutuhan pasar Indonesia. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan biodiesel ini adalah minyak kelapa sawit (CPO). Minyak kelapa sawit (CPO) layak menjadi pertimbangan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel mampu mencatat penurunan emisi sebesar 50%. Pabrik ini direncanakan dibangun di provinsi Sumatera Selatan, Kabupaten Musi Banyuasin, untuk memberikan kemudahan terhadap transportasi bahan baku dan produk akhir karena pasar untuk kedua produk sudah tersedia secara lokal. Esterifikasi dan transesterifikasi akan dilakukan pada suhu 60 °C dan pada tekanan satu atm menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk. Dari studi evaluasi ekonomi pabrik ini, disimpulkan bahwa modal investasi sebesar Rp. 514.274.370.379,72 ; biaya produksi sebesar Rp. 540.842.133.290 dan laba setelah pajak diperkirakan sebesar Rp.159.616.120.059 berdasarkan analisis ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel dengan kapasitas 100.000 ton per tahun adalah berisiko rendah dan layak secara ekonomis. Berdasarkan kondisi operasi sifat-sifat bahan baku dan produk, pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit ini tergolong pabrik berisiko rendah. Berdasarkan analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 40,31% dan setelah pajak 31,04%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 1,99 tahun dan setelah pajak 2,347 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 40,86% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 21,79%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 20,84%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk dikaji lagi lebih dalam.

Kata Kunci : biodiesel, minyak kelapa sawit, esterifikasi, transesterifikasi

ABSTRACT

Biodiesel is an alternative renewable fuel for diesel engines, made from vegetable oil or animal fats. Indonesia has built several biodiesel plants. Biodiesel production is carried out through esterification and transesterification processes. The biodiesel plant is planned to run with a capacity of 100.000 tons for 330 days per year. This plant is expected to produce biodiesel to meet the needs of the Indonesia market. The raw materials used to manufacture biodiesel is Crude Palm Oil (CPO). This plant is planned to be built in Musi Banyuasin, South Sumatera, to provide convince for the transportation of raw materials and final products because the market for both products is already available locally. The Esterification and transesterification reactions will be conducted in a continuous stirred tank reactor at a temperature of 60 °C and a pressure of 1 atm. This plant economic evaluation study concluded that the investment capital was Rp. 514,274,370,000; production costs of Rp. 540,842,133,000 and profit after tax is estimated at Rp. 159,616,212,000. Based on the economic analysis, it can be concluded that a biodiesel plant with a capacity of 100,000 tons per year is low risk and economically feasible. Based on the operating conditions and characteristics of the raw materials and products, the biodiesel plant from palm oil is classified as a low-risk plant. Besides, based on the economic analysis of this factory shows, the Return of Investment (ROI) before and after taxes are 40.31 and 31.04% respectively; the Pay Out Time (POT) before and after taxes are 1.99 and 2.35 years. The Break Even Point (BEP) and Shut Down Point (SDP) of the plant are 40.86 and 21.79% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 20.84%. the feasibility data above concludes that this plant is profitable and should be studied more deeply.

Keywords : biodiesel, crude palm oil, esterification, transesterification

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

Saat ini, bahan bakar fosil adalah sumber energi secara global. Namun, seiring berkembang dan bertambahnya konsumsi bahan bakar disertai perkembangan penduduk dan kemajuan teknologi, sementara itu Arifin menteri energi dan sumber daya alam (ESDM) mengatakan masalah kelangkaan bahan bakar minyak dan persediaan bahan bakar fosil semakin menipis, maka akan diperkirakan habis pada tahun 2029. Indonesia sedang mengalami krisis bahan energi dan harus impor BBM terutama bahan bakar diesel dari negara asing. Oleh karena itu, untuk mencari solusi dari permasalahan ini adalah membuat bahan bakar terbarukan (*energy renewable*). Bahan bakar alternatif itu harus layak, ramah lingkungan, ekonomis, dan mudah didapatkan, maka salah satu bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan dan dapat dicari di sumber daya yang dapat diperbaharui di Indonesia yaitu Biodiesel.

Bahan bakar nabati atau biofuel adalah bahan bakar yang berdasarkan komoditi pertanian yang biasanya digunakan untuk bahan makanan. Produk global bahan bakar nabati yang terkenal adalah biodiesel dan bioetanol. Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang bersifat ramah lingkungan, serta tidak ada efek pada kesehatan. Biodiesel juga merupakan bahan bakar yang terbuat dari minyak nabati yang berasal dari sumber daya alam yang dapat diperbaharui. Bahan baku yang berpotensi sebagai bahan baku pembuatan biodiesel adalah minyak kelapa sawit, minyak kelapa, biji buah-buahan, dan minyak jelantah.

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

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Minyak Kelapa Sawit

Kelapa sawit sebagai tanaman penghasil minyak sawit dan inti sawit merupakan salah satu keunggulan tanaman perkebunan yang menjadi sumber penghasil devisa non migas untuk Indonesia. Memiliki prospek komoditi minyak kelapa sawit dalam perdagangan minyak nabati dunia telah mendorong pemerintah Indonesia untuk meningkatkan pengembangan areal perkebunan kelapa sawit.

Kelapa sawit (*Elaeis*) termasuk golongan tumbuhan palma. Sawit terkenal setelah Revolusi Industri pada akhir abad ke-19 yang menyebabkan permintaan minyak nabati untuk bahan pangan dan industri sabun menjadi tinggi. Kelapa sawit di Indonesia baru dikenal sebagai tanaman komersial pada tahun 1912 dan ekspor minyak sawit pertama dilakukan pada tahun 1919. Perkebunan kelapa sawit dibangun di Tanahitam, Hulu Sumatera Utara oleh Schadt asal Jerman pada tahun 1911.

Minyak kelapa sawit adalah bahan baku yang layak menjadi pertimbangan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel dapat dilihat dari segi ketersediaannya sangat besar di Indonesia sehingga mengurangi biaya produksi dalam jumlah besar. Biodiesel dari minyak kelapa sawit semakin banyak digunakan sebagai pengganti bahan bakar fosil. Dalam hal jejak karbon langsung, hanya minyak kelapa sawit yang mampu mencatat penurunan emisi sebesar 50% dibandingkan solar. Bahan bakar nabati juga hanya menghasilkan seperempat dari jumlah karbon dioksida yang dihasilkan minyak solar konvensional.

Apabila kebutuhan bahan pangan seperti contoh minyak goreng tidak terpenuhi, maka kebutuhan CPO dalam pembuatan biodiesel bukan faktor terjadinya kekurangan kebutuhan minyak goreng. Sebab pemasokan CPO dalam kebutuhan pangan dan bahan bakar sudah diperhitungkan dengan sebaik baiknya. Maka dapat dilihat tabel berikut (Kementrian pertanian, 2021).

Tabel 1.1 Data produksi minyak kelapa sawit untuk industri

Tahun	Industri pangan (Ton)	Industri biodiesel (Ton)	Industri oleokimia (Ton)
2019	9.860.000	5.831.000	1.056.000
2020	8.428.000.	7.226.000	1.695.000
2021	8.249.000	6.561.000	1.946.000

Dari data di atas tidak ada tarik menarik pasokan minyak kelapa sawit untuk kebutuhan minyak goreng dengan kebutuhan untuk biodiesel. hal ini dapat dikatakan produksi minyak kelapa sawit nasional cukup melimpah. (Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia, 2022)

Produk minyak kelapa sawit sebagai bahan makanan mempunyai dua aspek kualitas. Aspek pertama berhubungan dengan kadar dan kualitas asam lemak, kelembaban dan kadar kotoran. Aspek kedua berhubungan dengan rasa, aroma dan kejernihan serta kemurnian produk. Kelapa sawit bermutu prima (*Special quality*) mengandung asam lemak (*Free Fatty Acid*) tidak lebih dari 2% pada saat pengapalan. Kualitas standar minyak kelapa sawit mengandung tidak lebih dari 5% FFA. Setelah pengolahan, kelapa sawit berumutu akan menghasilkan rendemen minyak 22,1% - 22,2% (tertinggi) dan kadar asam lemak bebas 1,7% - 2,1% (terendah).

Minyak kelapa sawit dan inti minyak kelapa sawit adalah susunan dari asam lemak (*fatty acids*), diesterifikasi (*esterified*), serta gliserol yang masih banyak lemaknya. Didalam keduanya tinggi hingga penuh dengan asam lemak. Antara 50% dan 80% dari masing-masingnya. Minyak kelapa memiliki 16 nama karbon yang penuh asam palmitat (*Palmitic acid*) berdasarkan dalam minyak kelapa sawit sebagian besar diisi dengan asam laurat (*Lauric acid*). Minyak kelapa sawit sebagian besarnya tumbuh dengan alami untuk *tocotrienol*, merupakan bagian dari vitamin E. Minyak kelapa sawit juga banyak mengandung vitamin K dan magnesium. Terdapat komposisi asam lemak minyak kelapa sawit terlihat pada tabel (Pusat data dan informasi Departemen Perindustrian, 2007).

Tabel 1.2 Komposisi asam lemak pada minyak kelapa sawit

Komposisi	Kadar (%)
Asam Palmitat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$)	44,3%
Asam Stearat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$)	4,6%
Asam Miristat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{COOH}$)	1%
Asam Oleat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$)	38,7%
Asam Linoleat ($\text{COOH}(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_4\text{CH}_3$)	10,5%

1.2.2 Biodiesel

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

Biodiesel mempunyai sifat fisis yang sama dengan minyak solar sehingga dapat digunakan sebagai bahan bakar alternatif untuk kendaraan bermesin diesel. Dibanding bahan bakar solar, biodiesel memiliki beberapa keunggulan yaitu, dapat diproduksi dari bahan pertanian sehingga dapat diperbaharui, memiliki bilangan cetane yang tinggi, dan juga ramah lingkungan karena biodiesel tidak mengandung sulfur sehingga tidak emisi karbon monoksida, serta aman dalam penyimpanan dan transportasi karena tidak mengandung racun. Biodiesel tidak mudah terbakar karena memiliki titik bakar yang relatif tinggi (Susilo, 2006; Georgogianni dkk, 2007).

Biodiesel memiliki sifat melarutkan (*solvency*). Hal ini mengakibatkan suatu konflik, dimana jika digunakan pada mesin diesel yang sebelumnya sudah lama menggunakan solar serta didalam tankinya sudah terbentuk kerak dan sedimen, maka biodiesel akan melarutkan kerak dan sedimen tersebut, sehingga bisa menyumbat saringan serta saluran bahan bakar. oleh karena itu bila kandungan sedimen serta kerak didalam tangki bahan bakar relatif tinggi usahakan diganti sebelum digunakan biodiesel. Beberapa material mirip kuningan, tembaga, timah, dan seng bisa mengoksidasi biodiesel serta membuat sedimen, untuk mencegah hal ini maka sebaiknya biodiesel terbuat berasal dari bahan stainless steel atau alumunium.

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

Dalam proses pembuatannya, biodiesel memiliki standar mutu biodiesel yang bertujuan untuk mengetahui spesifikasi biodiesel yang baik dan sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI)

Tabel 1.3 Standar Nasional Indonesia Biodiesel (SNI 7182:2012)

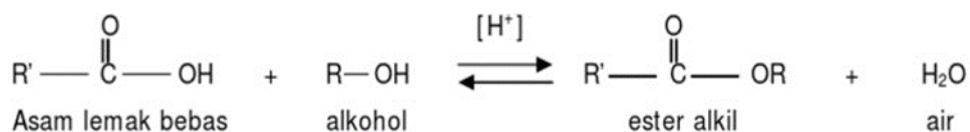
No	Parameter	Satuan	Nilai
1	Massa Jenis (40° C)	Kg/m ³	850-890
2	Viskositas (40° C)	Mm ² /s (cSt)	2,3-6,0
3	Angka Setana	-	Min. 51
4	Titik Nyala	°C	Min.100
5	Titik Kabut	°C	Maks. 18
6	Korosi Bilah Tembaga	-	Maks. No 1
7	Air dan Sedimen	% Vol	Maks. 0,05
8	Abu Tersulfatkan	% massa	Maks. 0,02
9	Belerang	Mg/kg	Maks. 100
10	Fosfor	Mg/kg	Maks. 10
11	Angka Asam	Mg-KOH/g	Maks. 0,6
12	Gliserol Bebas	% massa	Maks. 0,02
13	Gliserol Total	% massa	Maks. 0,24
14	Kadar Ester Alkil	% massa	Min. 96,5
15	Angka Iodium	%b(gIY/100g)	Maks. 115
16	Metode Rancimat	Menit	360
17	Periode Induksi Metode Perto Aksi	Menit	27

1.2.3 Pemilihan Proses

Secara umum, proses pembuatan biodiesel memakai dua reaksi utama yaitu reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi. Perbedaan antara reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi terletak pada penggunaan katalisnya. Reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam. Sedangkan reaksi transesterifikasi memakai katalis basa. Kedua reaksi ini membentuk produk samping yang tidak sama.

a. Reaksi Esterifikasi

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

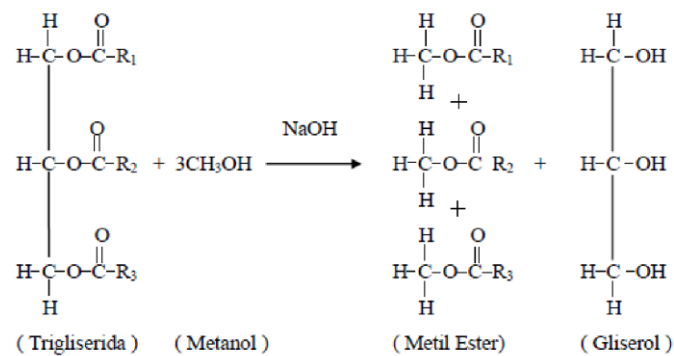


Gambar 1.1 Reaksi Esterifikasi

b. Reaksi Transesterifikasi

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

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



Gambar 1.1 Reaksi Transesterifikasi

1.2.4 Kapasitas Produksi

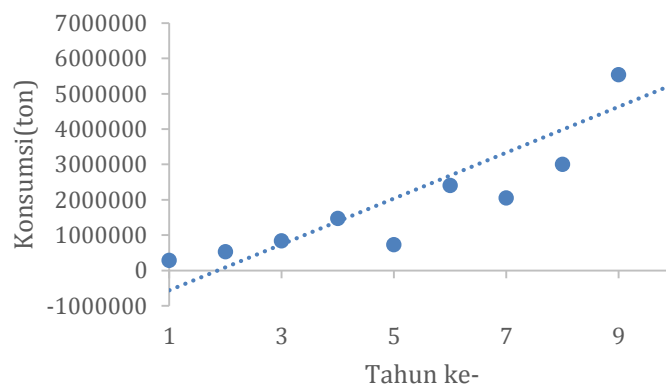
Bahan baku yang digunakan dalam proses pra rancangan pabrik ini yaitu minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oil*) dan Metanol, dengan pertimbangan yang dipakai untuk penentuan kapasitas pabrik sebagai berikut.

a. Kebutuhan biodiesel dalam negeri

Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (Aprobi) mencatat produksi biodiesel sepanjang 2020 mencapai 8,59 juta kL. Jumlah tersebut meningkat dibandingkan pada 2019 yang sebesar 8,4 juta kL. Secara umum, produksi biodiesel mulai meningkat pada 2017 dengan total 3,4 juta kL. Realisasi pemanfaatan biodiesel untuk kebutuhan domestik pada tahun 2019 tercatat sebesar 8,46 juta kL. Sedangkan, ekspor biodiesel sepanjang tahun 2020 hanya sebesar 27.774 kL. Konsumsi biodiesel per tahun diperlihatkan dalam tabel 1.2 (Kementrian ESDM, Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia, 2021).

Tabel 1.4 Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Tahun Ke-	Tahun	Konsumsi (ton)
1	2011	287200
2	2012	535200
3	2013	838400
4	2014	1476000
5	2015	732000
6	2016	2406400
7	2017	2057600
8	2018	3000000
9	2019	5538111
10	2020	6720000



Grafik 1.1 Konsumsi biodiesel di Indonesia

Pabrik biodiesel ini direncanakan didirikan pada tahun 2025, dengan perkiraan konsumsi pertahun dari persamaan $y = 649350x - 1E+06$ dengan $R^2 = 0,8092$. Berikut tabel 1.4 kapasitas produksi biodiesel per tahun (Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia, 2021).

Tabel 1.5 Kapasitas produksi di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Produksi (ton)
1	2011	1449600
2	2012	1776800
3	2013	2244000
4	2014	3168865
5	2015	1322241

6	2016	2925087
7	2017	2733134
8	2018	4934270
9	2019	6719347
10	2020	6873094

Kapasitas biodiesel yang akan digunakan adalah sebesar 8% dari jumlah kebutuhan konsumsi yang ada di Indonesia. Prakiraan jumlah konsumsi biodiesel di Indonesia pada tahun 2026 yaitu sebesar 10 juta ton/tahun. Sehingga kapasitas biodiesel yang akan diproduksi adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah kapasitas minyak} &= \text{Yield minyak} \times \text{jumlah bahan baku} \\
 &= 40 \% \quad \times 5.484.464 \text{ ton/ tahun} \\
 &= 2.193.286 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Biodiesel} &= \text{Yield biodiesel} \times \text{Jumlah kapasitas minyak} \\
 &= 75,60\% \quad \times 2.193.286 \text{ ton/tahun} \\
 &= 1.658.502 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Kapasitas yang digunakan untuk pabrik yang akan didirikan yaitu sebesar 8% dari jumlah biodiesel yang diproduksi per tahunnya yaitu sebesar 1.658.502 ton/tahun, sehingga kapasitas produksi biodiesel dari pabrik yang akan didirikan yaitu sebesar 132.680 ton/tahun. Maka, kapasitas yang digunakan adalah 100.000 ton/tahun.

b. Ketersediaan Bahan Baku

bahan baku utama yang digunakan adalah minyak kelapa sawit. Bahan baku ini akan diambil dari perkebunan yang sudah menjadi minyak kelapa sawit yang berada di kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan dengan luas lahan 314.442 ha, dengan jumlah produksi kelapa sawit sebesar 939.384 ton/tahun (Badan Pusat Statistika Sumatera Selatan, 2020). Buah kelapa sawit tumbuh dalam bentuk tandan padat, masing-masing memiliki berat antara 10 hingga 25 kilogram, dan setiap buahnya berisi begitu banyak buah sawit. Pohon produktifnya yang sehat akan menghasilkan 12 hingga 14 tandan buah setiap tahunnya. Setelah matang buah akan berubah menjadi berwarna oranye kemerahan yang cerah, menunjukkan bahwa buah ini siap dipanen. Setiap buah sawit mengandung 25-30% minyak. Sehingga menjadi satu alasan mengapa kelapa sawit adalah tanaman biji

minyak yang paling efisien di dunia. (Sinar Mas Agribusiness and Food, 2017). Adapun produksi kelapa sawit di kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan pada tahun 2016 s/d 2020 dapat dilihat pada tabel 1.6 sebagai berikut (Badan Pusat Statistik Sumatera Selatan, 2020).

Tabel 1.6 Luas lahan dan Produksi kelapa sawit

Tahun	Luas Lahan (ha)	Produksi Kelapa sawit (ton)
2016	56.298	543.058
2017	144.240	1.044.169
2018	356.131	1.694.823
2019	314.442	1.263.030
2020	314.442	939.384

Minyak kelapa sawit dapat tercukupi sebagai bahan baku biodiesel dengan bukti bahwa Indonesia kelebihan produksi minyak kelapa sawit. Kelebihan produksi minyak kelapa sawit tersebut maka, Indonesia dapat mengekspor minyak kelapa sawit. Data ekspor minyak kelapa sawit terlihat dalam tabel 1.5 sebagai berikut (Badan Pusat Statistik Indonesia, 2020)

Tabel 1.7 Data Ekspor Minyak Kelapa Sawit

Tahun Ke-	Tahun	Ekspor Minyak Kelapa Sawit (Ton/Tahun)
1	2011	16.436.202
2	2012	18.845.020
3	2013	20.577.976
4	2014	22.892.224
5	2015	26.467.564
6	2016	22.761.814
7	2017	27.353.337
8	2018	27.353.337
9	2019	28.279.350
10	2020	25.935.257

c. Kapasitas pabrik yang Sudah Ada

Kapasitas pabrik yang sudah ada diperlukan untuk memperkirakan kapasitas minimal yang menguntungkan secara komersial. Beberapa pabrik biodiesel yang sudah

berjalan baik di Indonesia terlihat dalam tabel 1.6 sebagai berikut (Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2021)

Tabel 1.8 Pabrik Biodiesel di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	kapasitas Biodiesel (Ton/tahun)
PT. Wilmar Nabati Indonesia	Kab. Gresik, Jawa Timur	485.748
PT. Tunas Baru Lampung Tbk	Kab. Siduarjo, Jawa Timur	120.885
PT. Sukajadi Sawit Mekar	Kalimantan Tengah	92.442
PT. SMART Tbk	Surabaya, Jawa Timur	124.583
PT. Sinarmas Bio Energy	Surabaya, Jawa Timur	128.792
PT. Permata Hijau Palm Oleo	Medan, Sumatera Utara	140.126
PT. Bayas Biofuels	Riau	123.311
PT. Cemerlang Energi Perkasa	Jakarta Pusat	170.662
PT. Energi Unggul Persada	Pontianak, Kalimantan Barat	318.953
PT. Kutai Refinery Nusantara	Balikpapan, Kalimantan Timur	140.898

Dari data produksi perusahaan biodiesel di Indonesia, ditetapkan bahwa produksi pada pabrik yang akan didirikan serta yang akan dirancang adalah sebesar 100.000 ton/tahun

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

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

2.2 Bahan Baku Tambahan

Selain Minyak kelapa sawit, dalam proses pembuatan biodiesel dibutuhkan bahan tambahan seperti metanol, asam sulfat dan natrium hidroksida

2.3 Spesifikasi Produk

Biodiesel merupakan kandidat yang paling baik untuk menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber energi transportasi utama dunia, karena biodiesel merupakan bahan bakar terbaru yang dapat menggantikan diesel petrol di mesin sekarang ini dan dapat diangkut dan dijual dengan menggunakan infrastruktur zaman sekarang.

Dari beberapa spesifikasi yang sudah dijelaskan di atas dapat dilihat pula sifat fisisnya sebagai berikut.

Tabel 2.1 Sifat Fisis bahan baku, bahan pendukung dan Produk

Sifat Fisis	Bahan Baku		Bahan Pendukung		Produk	
	Minyak kelapa sawit	Metanol	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida	Metil Ester	Gliserol
Rumus molekul	$C_3H_5(COOR)_3$	CH_3OH	H_2SO_4	$NaOH$	$R-COOCH_3$	$C_3H_8OH_3$
Berat Molekul, g/mol	847,28	32,4	98,08	40	32,04	92
Fase	Cair	Cair	Cair	Solid	Cair	...
<i>spesific gravity</i>	...	0,81	1,8357	2,13	0,8786	1,2491
Titik didih, °C	33-39	64,85	337	1390	100	290
densitas, kg/m ³ (20°C)	0,902	791,8	1840	1430	840-890	1,26
Kemurnian, % berat	99,5	94	95-98	...	96	...
Kelarutan	Tidak larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam air	Tidak larut dalam air	Larut dalam air

2.4 Pengendalian Kualitas

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

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang dipakai, apakah sudah sesuai dengan kebutuhan untuk proses produksi. Maka dari itu, sebelum dilakukan proses produksi, Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol. Pengujian bahan baku termasuk bahan baku pembantu dilakukan untuk memastikan bahan-bahan baku tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan. Evaluasi yang digunakan yaitu standar yang hampir sama dengan standar amerika yaitu ASTM 1972. Ada beberapa parameter yang akan diukur adalah kemurnian dari bahan baku yang berupa minyak kelapa sawit (Trigliserida) dan tambahan berupa metanol dan asam sulfat yang berfungsi agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik.

Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* yang menggunakan indikator.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai produk. Selain pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan bahkan produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala

lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara manual ataupun otomatis.

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

1. *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda berupa suara atau nyala lampu

2. *Flow rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

3. *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul berupa suara dan nyala lampu

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

2.4.3 Pengendalian Proses

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

1. Alat sistem kontrol

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

2. Aliran Sistem Kontrol

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

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan biodiesel (*Methyl Ester*) dapat digunakan bahan baku minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oil*). Pembuatan biodiesel dilakukan melalui dua tahapan yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Katalis yang digunakan adalah Asam sulfat dan NaOH.

Pada proses pembuatan biodiesel, minyak kelapa sawit disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Dari (T-01), minyak kelapa sawit dialirkan ke dalam filter (F-01) pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. *Cake* yang dihasilkan pada filter (F-01) dibawa menuju UPL, sedangkan filtratnya (FFA, trigliserida, dan H₂O) dialirkan ke dalam reaktor (R-01). Lalu, FFA yang terkandung dalam CPO akan direaksikan dalam reaktor (R-01) dengan CH₃OH dengan menggunakan katalis H₂SO₄ yang sebelumnya sudah dicampur dengan menggunakan mixer (M-01). CH₃OH yang sudah dialirkan dari tangki penyimpanan (T-02), sedangkan H₂SO₄ dialirkan dari tangki penyimpanan (T-03). Mixer (M-01) dijalankan pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran yang berupa CH₃OH, H₂SO₄, dan H₂O kemudian dimasukkan ke dalam Reaktor (R-01).

Reaktor (R-01) bekerja pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm menghasilkan keluaran yang terdiri dari FFA, trigliserida, gliserol, H₂SO₄, metil ester, dan H₂O, selanjutnya dilakukan pencucian dengan menggunakan *wash tank* (WT-01). *Wash tank* (WT-01) bekerja pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan untuk pencucian sebanyak 50% dari kebutuhan bahan yang dicuci (Suprianti, 2006). Keluaran yang dihasilkan berupa FFA, trigliserida, gliserol, H₂SO₄, metil ester, dan H₂O. Setelah dilakukan pencucian, maka dialirkan menuju decanter (D-01) untuk dipisahkan dari pengotor. Hasil dari decanter (D-01) yang berupa FFA, trigliserida, dan metil ester kemudian dialirkan menuju Reaktor (R-02) untuk melakukan reaksi berikutnya, sedangkan hasil bawah dari decanter (D-01) yang terdiri dari CH₃OH, H₂SO₄ dan H₂O dialirkan menuju evaporator (E-01) untuk menguapkan CH₃OH dan H₂O.

Hasil atas evaporator (E-01) kemudian dialirkan menuju mixer (M-02) untuk mencampurkan tambahan CH_3OH dengan katalis NaOH , sebelum direaksikan di Reaktor (R-02) dengan hasil bawah dari decanter (D-01) untuk dilakukan reaksi transesterifikasi. Hasil bawah dari evaporator (E-01) yang berupa H_2SO_4 dialirkan ke UPL. Pada reaktor (R-02), reaksi transesterifikasi terjadi antara trigliserida dan CH_3OH dengan bantuan katalis NaOH menghasilkan produk berupa metil ester dan $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$. Hasil keluaran reaktor (R-02) yaitu FFA, trigliserida, CH_3OH , metil ester, H_2O , $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$, dan NaOH kemudian dialirkan ke dalam *wash tank* (WT-02) untuk dilakukan pencucian kembali. Air yang digunakan untuk pencucian sebanyak 50% dari kebutuhan pencucian. Keluaran dari *wash tank* (WT-02) terdiri atas FFA, trigliserida CH_3OH , metil ester, H_2O , $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$, dan NaOH . Setelah itu dialirkan menuju decanter (D-02) untuk memisahkan dengan pengotor. Hasil bawah dari decanter (D-02) berupa CH_3OH , H_2O , NaOH dan $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$, dengan kemurnian $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ sebesar 3,3% dialirkan menuju UPL. Sedangkan hasil atas decanter (D-02) atau produk utama, terdiri dari FFA, trigliserida, metil ester, H_2O , dan CH_3OH dengan kemurnian metil ester 97,17% dan disimpan di tangki biodiesel (T-05)

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Filter

Fungsi	: Memisahkan kotoran yang terkandung dalam CPO
Jenis	: Tangki vertikal dengan <i>bottom flat</i> dan <i>cone roof</i>
Fase	: Padat cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 1ft
Panjang	: 2 ft
Volume	: 19,3 m^3
Total head	: 0,1875 in
Total shell	: 0,1875 in
Waktu putar	: 2,87 menit

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

3.2.2 Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampurkan CH_3OH dan H_2SO_4
Jenis : Tangki silinder tegak dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torisphecric* yang dilengkapi dengan pengaduk
Fase : Cair
Jumlah : 1(satu) buah
Suhu : 40 °C
Tekanan : 1 atm
Diameter : 1,06 m
Tinggi : 2,06 m
Volume : 1,63 m^3
Total head : 0,2129 in
Total shell : 0,1637 in
Kecepatan pengadukan : 1,6035 rps
Efisiensi pengaduk : 80%
Bahan : Stainless Steel SA-316

3.2.3 Mixer 2 (M-02)

Fungsi : Mencampurkan CH_3OH dan NaOH
Jenis : Tangki silinder tegak dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torisphecric* yang dilengkapi dengan pengaduk
Fase : Cair
Jumlah : 1(satu) buah
Suhu : 40 °C
Tekanan : 1 atm
Diameter : 3,73 m
Tinggi : 5,56 m
Volume : 70,04 m^3

Total head	: 0,3221 in
Total shell	: 0,2965 in
Kecepatan pengadukan	: 0,9004 rps
Efisiensi pengaduk	: 80%
Bahan	: Stainless Steel SA-316

3.2.4 Reaktor (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan FFA dan CH ₃ OH dengan katalis H ₂ SO ₄
Jenis	: Reaktor dengan bentuk silinder
Fase	: Cair
Jumlah	: 2 (dua) buah
Suhu	: 60°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 2,575 m
Tinggi	: 3,859 m
Volume	: 20,858 m ³
Total head	: 0,214 in
Total shell	: 0,313 in
Tinggi Jaket	: 4,946 m
Tebal jaket	: 0,313 in
Bahan	: Carbon steel SA-2283 Grade C

3.2.5 Reaktor (R-02)

Fungsi	: Mereaksikan trigliserida dengan CH ₃ OH bantuan katalis NaOH
Jenis	: Reaktor berbentuk silinder
Fase	: Cair
Jumlah	: 2 (dua) buah
Suhu	: 60°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 2,575 m
Tinggi	: 3,938 m
Volume	: 21,271 m ³

Tebal head	: 0,219 in
Tebal shell	: 0,313 in
Tinggi Jaket	: 4,946 m
Tebal jaket	: 0,313 in
Bahan	: Carbon steel SA-2283 Grade C

3.2.6 Wash Tank (WT-01)

Fungsi	: Mengikat CH_3OH , H_2SO_4 , dan H_2O sisa reaksi esterifikasi
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan Head berbentuk torispherical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 2,557 m
Tinggi	: 4,712 m
Volume	: 10,944 m ³
Tebal head	: 0,260 in
Tebal shell	: 0,224 in
Bahan	: Stainless Steel SA-316

3.2.7 Wash Tank (WT-02)

Fungsi	: Mengikat CH_3OH , H_2SO_4 , dan H_2O sisa reaksi transesterifikasi
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan Head berbentuk torispherical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 4,663 m

Tinggi	: 8,090 m
Volume	: 66,304 m ³
Tebal head	: 0,347 in
Tebal shell	: 0,328 in
Bahan	: Stainless Steel SA-316

3.2.8 Decanter 1 (D-01)

Fungsi	: Memisahkan FFA, trigliserida, dan metil ester dengan CH ₃ OH, H ₂ SO ₄ , dan H ₂ O berdasarkan densitas dan kelarutannya
Jenis	: Horizontal silinder dengan tutup torispherical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 1,391 m
Tinggi	: 4,175 m
Volume	: 5,290 m ³
Tebal head	: 0,250 in
Tebal shell	: 0,187 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.9 Decanter 2 (D-02)

Fungsi	: Memisahkan FFA, trigliserida, dan metil ester dengan CH ₃ OH, H ₂ SO ₄ , dan H ₂ O berdasarkan densitas dan kelarutannya
Jenis	: Horizontal silinder dengan tutup torispherical
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 2,514 m
Tinggi	: 7,544 m

Volume	: 31,211 m ³
Tebal head	: 0,250 in
Tebal shell	: 0,187 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.10 Evaporator (E-01)

Fungsi	: Menguapkan CH ₃ OH dan H ₂ O untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya
Jenis	: Horizontal silinder dengan tutup torispherical
Fase	: Cair
Jumlah	: 2 (dua) buah
Suhu	: 100 °C
Tekanan	: 1 atm
Volume	: 31,211 m ³
Panjang tube	: 15 ft
Jumlah Tube	: 342 buah
Tube pass	: 2
Tebal head	: 0,250 in
Tebal shell	: 2,000 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.11 Evaporator (E-02)

Fungsi	: Menguapkan CH ₃ OH dan H ₂ O untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya
Jenis	: Horizontal silinder dengan tutup torispherical
Fase	: Cair
Jumlah	: 2 (dua) buah
Suhu	: 100 °C
Tekanan	: 1 atm
Volume	: 31,211 m ³
Panjang tube	: 15 ft
Jumlah Tube	: 329 buah
Tube pass	: 1

Tebal head	: 2,000 in
Tebal shell	: 0,188 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.12 Tangki CPO (T-01)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan CPO untuk proses produksi selama 7 hari
Jenis	: Tangki Vertikal dengan bottom flat dan cone roof
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 14,630 m
Tinggi	: 18,288 m
Volume	: 3888 m ³
Tebal head	: 0,1875 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.13 Tangki CH₃OH (T-02)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan CH ₃ OH untuk proses produksi selama 7 hari
Jenis	: Tangki Vertikal dengan bottom flat dan cone roof
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 9,144 m
Tinggi	: 14,630 m
Volume	: 488,256 m ³
Tebal head	: 0,1875 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.14 Tangki H₂SO₄ (T-03)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan H ₂ SO ₄ untuk proses produksi selama 7 hari
Jenis	: Tangki Vertikal dengan bottom flat dan cone roof
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 3,048 m
Tinggi	: 3,657 m
Volume	: 1,387 m ³
Tebal head	: 0,1875 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.15 Silo NaOH (S-04)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan NaOH untuk proses produksi selama 7 hari
Jenis	: Tangki silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk cone
Fase	: Solid
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 2,866 m
Tinggi	: 6,8465 m
Volume	: 1,432 m ³
Tebal head	: 0,3125 in
Tebal shell	: 0,2500 in
Bahan	: <i>Stainless steel</i> Type 316

3.2.16 Tangki Biodiesel (T-05)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan biodiesel untuk proses produksi selama 7 hari
Jenis	: Tangki Vertikal dengan bottom flat dan cone roof
Fase	: Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 9,144 m
Tinggi	: 12,801 m
Volume	: 20389 m ³
Tebal head	: 0,1875 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

3.2.17 Condenser (C-01)

Fungsi	: menurunkan suhu keluaran arus atas E-01
Jenis	: Shell & Tubes Condensor
Fase	: Gas dan Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 0,3 m
Tinggi	: 3,2 m
Volume	: 1,9 m ³
Tebal head	: 0,75 in
Tebal shell	: 8 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.18 Condenser (C-02)

Fungsi	: menurunkan suhu keluaran arus atas E-02
Jenis	: Shell & Tubes Condensor
Fase	: Gas dan Cair
Jumlah	: 1(satu) buah
Suhu	: 40 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 0,3 m
Tinggi	: 3,2 m
Volume	: 1,9 m ³
Tebal head	: 0,75 in
Tebal shell	: 8 in
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C

3.2.19 Pompa

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi alat	Pompa (P-01)	Pompa (P-02)	Pompa (P-03)	Pompa (P-04)
Fungsi	Mengalirkan Umpan CPO dari tangki Penyimpanan	Mengalirkan Kotoran ke tangki UPL	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari tangki penyimpanan	Mengalirkan Metanol ke Mixer (M-01)
Jenis	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps
Kapasitas	101,8931 gpm	0,0598 gpm	0,2008 gpm	14,4954 gpm
ID	4,026 in	1,610 in	0,364 in	1,610 in
OD	4,50 in	1,90 in	0,54 in	1,90 in
No. Sch	40	40	40	40
IPS	4 in	1,5 in	0,25 in	1,50 in
Panjang Pipa	26,4413 m	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m
Motor Penggerak	10 Hp	0,05 Hp	0,5 Hp	1 Hp
Speed Pompa	986,0697 rpm	137,1721 rpm	144,8122 rpm	411,1496 rpm
Jumlah	2	2	2	2

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi alat	Pompa (P-05)	Pompa (P-06)	Pompa (P-07)	Pompa (P-08)
Fungsi	Mengalirkan Filter ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan Mixer (M-01) ke reaktor (R-01)	Mengalirkan air dari utilitas ke (WT-01)	Mengalirkan Reaktor (R-01) ke (WT-01)
Jenis	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps
Kapasitas	116,8543 gpm	13,2772 gpm	51,7262 gpm	116,350 gpm
ID	4,026 in	1,610 in	3,068 in	4,026 in
OD	4,4 in	1,90 in	3,5 in	4 in
No. Sch	40	40	40	40
IPS	4 in	1,5 in	3 in	4 in
Panjang Pipa	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m
Motor Penggerak	15 Hp	1 Hp	7,5 Hp	15 Hp
Speed Pompa	842,5297 rpm	439,1963 rpm	877,6675 rpm	880,4269 rpm
Jumlah	2	2	2	2

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi alat	Pompa (P-09)	Pompa (P-10)	Pompa (P-11)	Pompa (P-12)
Fungsi	Mengalirkan (WT-01) ke Decanter (D-01)	Mengalirkan Decanter (D-01) ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan Decanter (D-01) ke Evaporator	Mengalirkan NaOH ke Mixer (M-02)
Jenis	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps
Kapasitas	167,2711 gpm	102,1026 gpm	64,9771 gpm	624,723 gpm
ID	6,065 in	4,026 in	3,068 in	7,981 in
OD	6,63 in	4,50 in	3,5 in	8,63 in
No. Sch	40	40	40	40
IPS	3 in	4 in	3 in	8 in
Panjang Pipa	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m
Motor Penggerak	10 Hp	10 Hp	7,5 Hp	75 Hp
Speed Pompa	1817,3552 rpm	947,7907 rpm	735,1964 rpm	1266,1322 rpm
Jumlah	2	2	2	2

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi alat	Pompa (P-13)	Pompa (P-14)	Pompa (P-15)	Pompa (P-16)
Fungsi	Mengalirkan CH ₃ OH dari tangki ke Mixer (M-02)	Mengalirkan Mixer (M-02) ke Reaktor (R-02)	Mengalirkan air dari tangki utilitas ke (WT-02)	Mengalirkan Reaktor (R-02) ke (WT-02)
Jenis	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps
Kapasitas	64,9516 rpm	624,6144 gpm	291,2568 gpm	498,8837 gpm
ID	3,068 in	7,981 in	6,025 in	7,981 in
OD	3,5 in	8,63 in	6,63 in	8,63 in
No. Sch	40	40	40	40
IPS	3 in	8 in	6 in	8 in
Panjang Pipa	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m
Motor Penggerak	10 Hp	75 Hp	40 Hp	100 Hp
Speed Pompa	711,6257 rpm	1266,3973 rpm	114,1146 rpm	1128,8518 rpm
Jumlah	2	2	2	2

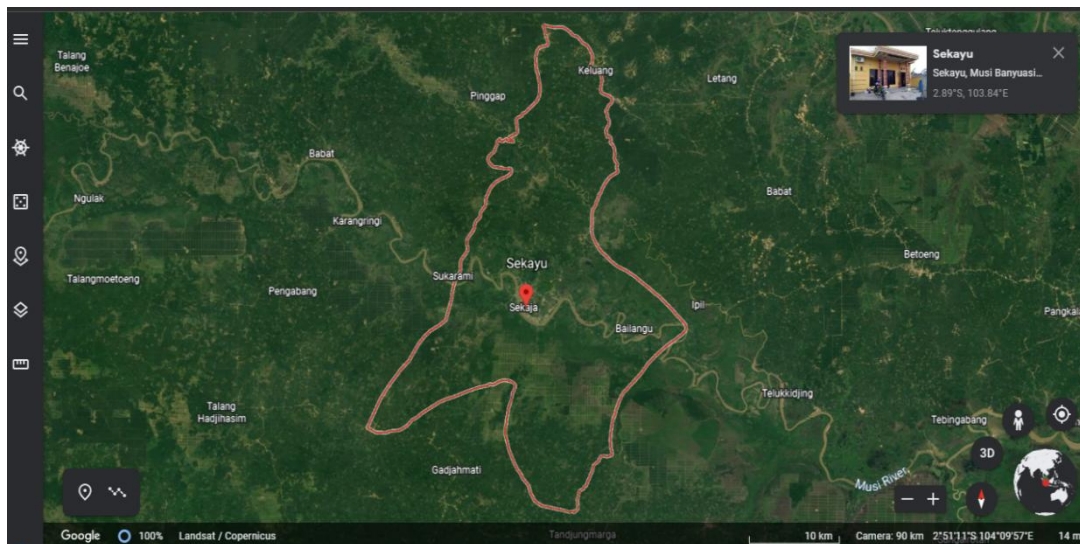
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi alat	Pompa (P-17)	Pompa (P-18)	Pompa (P-19)	Pompa (P-20)
Fungsi	Mengalirkan dari (WT-02) ke Decanter (D-02)	Mengalirkan Decanter (D-02) ke Tangki penyimpanan	Mengalirkan Decanter (D-02) ke UPL	Mengalirkan Decanter (D-02) ke UPL
Jenis	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps	Centrifugal Pumps
Kapasitas	993,3770 gpm	77,8230 gpm	449,0582 gpm	23,5737 gpm
ID	7,981 in	3,068 in	7,981 in	2,067 in
OD	8,63 in	3,5 in	8,63 in	2,38 in
No. Sch	40	40	40	40
IPS	8 in	3 in	8 in	2 in
Panjang Pipa	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m	16,4413 m
Motor Penggerak	200 Hp	10 Hp	30 Hp	5 Hp
Speed Pompa	822,4756 rpm	592,2191 rpm	1612,1655 rpm	517,8404 rpm
Jumlah	2	2	2	2

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

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

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik biodiesel ditetapkan di kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan, Indonesia. Lokasi dipilih berdasarkan pertimbangan sebagai berikut.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari mendirikan pabrik. Tujuan utamanya meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor primer yang secara langsung mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik yaitu,

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik harus dekat dengan pasokan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. jika ada bahan baku atau produk yang diangkut dari dalam atau luar negeri, pabrik juga sebaiknya harus dekat dengan pelabuhan. Bahan baku pabrik Biodiesel ini adalah minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oi*) yang diperoleh dari sekitaran daerah Sumatera Selatan, seperti Muara Enim, Musi Banyuasin, Ogan Komering Ulu, dll.

2. Pemasaran

Pemasaran adalah salah satu hal yang penting dan juga mempengaruhi studi kelayakan proses. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek.

3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama untuk membangun suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja dengan pendidikan kerjuruan atau menengah, dan beberapa memiliki gelar sarjana. Untuk memenuhinya bisa didapatkan dari area sekitar pabrik. Selain itu, faktor disiplin dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam rekrutmen tenaga kerja guna mendapatkan tenaga kerja yang berkualitas.

4. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan adalah air, bahan bakar dan listrik. Karena daerah tersebut memiliki sumber aliran sungai yaitu sungai Musi, maka kebutuhan air yang dapat dipenuhi tepat dan murah. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik didapatkan dengan relatif mudah.

5. Letak Geografis

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting untuk menentukan kelancaran perusahaan selama beroperasi. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka luas tanah yang tersedia memenuhi persyaratan untuk membangun pabrik.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat mempengaruhi dalam kelancaran dalam memproduksi dari pabrik itu sendiri. Adapun faktor sekunder yang meliputi sebagai berikut,

1. Perluasan Area Unit

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi untuk kawasan Sumatera Selatan, sehingga memungkinkan adanya perluasan area pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan mendirikan pabrik. Cukup penting pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian dalam proses mendirikan pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain,

- a) Segi keamanan kerja terpenuhi
- b) Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c) Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin
- d) Transportasi yang baik dan strategis

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan raya dan kendaraan harus tersedia. Selain itu, fasilitas sosial seperti pendidikan, ibadah, hiburan, perbankan dan perumahan juga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.1.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama yaitu,

1. Daerah administrasi/ perkantoran dan laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administratif pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi

Merupakan daerah dimana tempat bahan baku maupun produk disimpan, juga daerah dimana tempat memperbaiki alat maupun mesin

4. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	lokasi	panjang	lebar	luas
		m	m	m ²
1	Area Proses	70	40	2800
2	Area Utilitas	30	12	360
3	Bengkel	10	24	240
4	Gudang Peralatan	20	10	200
5	Kantin	16	12	192
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
7	Kantor Utama	44	14	616
8	Laboratorium	12	16	192
9	Parkir Tamu	8	18	144
10	Parkir Truk	20	12	240
12	Poliklinik	12	10	120
13	Pos Keamanan	8	4	32
14	Control Room	28	10	280
15	Control Utilitas	10	10	100
16	Ruang Timbang Truk	70	10	700
17	Area Mess	16	36	576
18	Masjid	16	12	192
19	Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
20	Unit Pengolahan Limbah	20	15	300

21	Taman	20	20	400
22	Jalan	35	20	700
23	Daerah Perluasan	85	25	2125

Tabel 4.2 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Luas (m ²)
Luas Tanah	11013
Luas Bangunan	7143
Total	18156

4.1.4 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

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

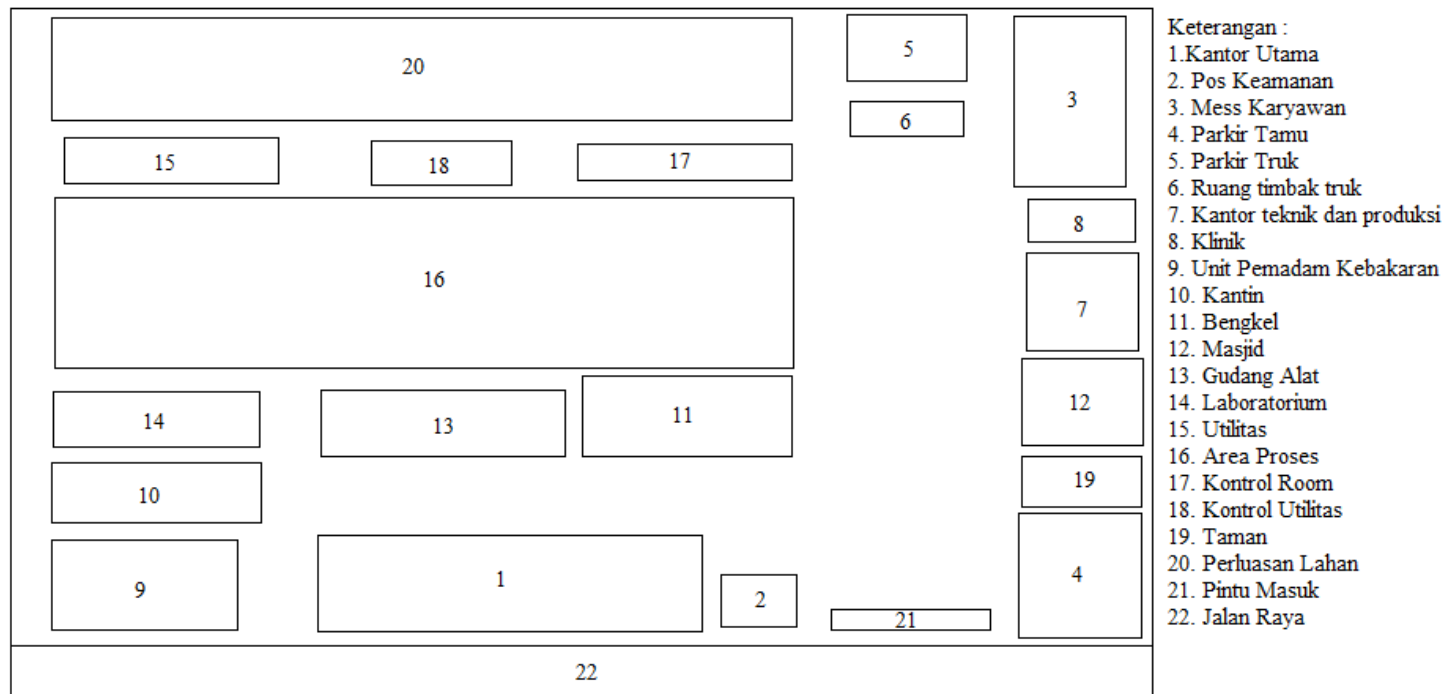
5. Pertimbangan Ekonomi

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

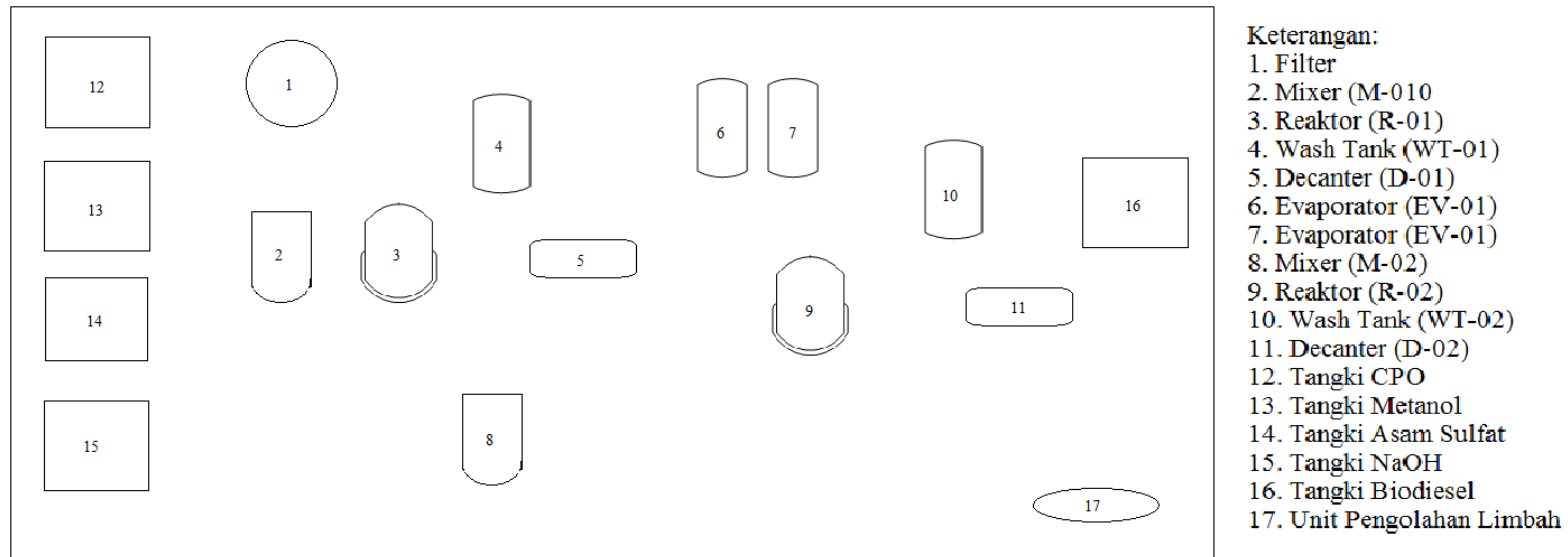
6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, akan lebih baik dipisah dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat proses lainnya.

LAYOUT PABRIK BIODIESEL



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik skala 1:1000



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses skala 1:1000

4.2 Aliran Proses dan Material

4.2.1 Neraca Massa Per Alat

1. Filter

Tabel 4.3 Neraca Massa pada Filter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
FFA(R-COOH)	707,524	0	707,453
Trigliserida(R-COOCH ₂)	16.913,362	0	16.911,671
H ₂ O	35,376	0	35,373
Kotoran	30,070	30,070	0
Total	17.686,332	30,070	17.656,262
		17.686,332	

2. Mixer (M-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa pada Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
CH3OH	2.120,238	0	2.120,238
H2O	2,122	2,059	4,181
H2SO4	0	68,623	68,623
Total	2.122,360	70,682	2.193,042
	2.193,042		

3. Reaktor (R-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa pada Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 6	Arus 7
R-COOH	707,453	0	46,267
R-COOCH2	16.911,671	0	16.911,671
H2O	35,373	4,181	99,673
CH3OH	0	2.120,238	2.013,310
H2SO4	0	68,623	68,623
R-COOCH3	0	0	707,996
Total	17.654,497	2.193,042	19.847,540
	19.847,538		

4. Wash Tank (WT-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa pada Wash Tank (WT-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
R-COOH	46,267	0	46,267
R-COOCH2	16.911,671	0	16.911,671
H2O	99,673	9.923,770	10.023,443
CH3OH	2.013,310	0	2.013,310
H2SO4	68,623	0	68,623
R-COOCH3	707,996	0	707,996
Total	19.847,540	9.923,770	29.771,310
	29.771,310		

5. Decanter (D-01)

Tabel 4.7 Neraca Massa pada Decanter (D-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
R-COOH	46,267	0	46,267
R-COOCH ₂	16.911,671	0	16.911,671
H ₂ O	10.023,443	9.963,302	60,141
CH ₃ OH	2.013,310	2.003,243	10,067
H ₂ SO ₄	68,623	68,623	0
R-COOCH ₃	707,996	0	707,996
Total	29.771,310	12.035,168	17.736,142
		29.771,310	

6. Evaporator

Tabel 4.8 Neraca Massa pada Evaporator

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H2O	9.963,302	5.048,000	0	9.963,302	4.915,302	0
CH3OH	2.003,243	1.014,962	0	2.003,243	988,281	0
H2SO4	68,623	0	68,623	68,623	0	68,623
Total	12.035,168	6.062,962	68,623	12.035,168	5.903,583	68,623
		6.131,585			5.972,206	

7. Mixer (M-02)

Tabel 4.9 Neraca Massa pada Mixer (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 14	Arus 16	Arus 17	Arus 18
CH ₃ OH	2.003,243	82.470,553	0	84.473,796
H ₂ O	9.963,302	82,471	2,461	10.048,233
NaOH	0	0	82,022	82,022
Total	11.966,545	82.553,024	84,482	94.604,051
	94.604,051			

8. Reaktor (R-02)

Tabel 4.10 Neraca Massa pada Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 11	Arus 18	Arus 19
R-COOH	46,267	0	46,267
R-COOCH ₂	16.911,671	0	1.106,023
H ₂ O	0	10.048,233	10.048,233
CH ₃ OH	0	84.473,796	82.673,798
R-COOCH ₃	707,996	0	12.626,263
C ₃ H ₈ O ₃	0	0	5.173,687
NaOH	0	82,022	82,022
Total	17.665,935	94.604,051	111.756,293
	112.269,985		

9. Wash Tank (WT-02)

Tabel 4.11 Neraca Massa pada Wash Tank (WT-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
R-COOH	46,267	0	46,267
R-COOCH ₂	1.106,023	0	1.106,023
H ₂ O	10.048,233	55.878,147	65.926,380
CH ₃ OH	82.673,798	0	82.673,798
R-COOCH ₃	12.626,263	0	12.626,263
C ₃ H ₈ O ₃	5.173,687	0	5.173,687
NaOH	82,022	0	82,022
Total	111.756,293	55.878,147	167.634,440
	167.634,440		

10. Decanter (D-02)

Tabel 4.12 Neraca Massa pada Decanter (D-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
R-COOH	46,267	0	46,267
R-COOCH ₂	1.106,023	0	1.106,023
H ₂ O	65.926,380	65.530,822	395,558
CH ₃ OH	82.673,798	82.260,429	413,369
R-COOCH ₃	12.626,263	0	12.626,263
C ₃ H ₈ O ₃	5.173,687	5.173,687	0
NaOH	82,022	82,022	0
Total	167.634,440	153.046,960	14.587,481
		167.634,440	

4.2.2 Neraca Panas Per Alat

1. Filter

Tabel 4.13 Neraca Panas pada Filter

Komponen	Input	Output	
	Q1 (kJ/jam)	Q2 (kJ/jam)	Q3 (kJ/jam)
R-COOH	30.885,546		30.882,457
R-COOCH ₂	527.123,469		527.070,757
H ₂ O	2.221,271		2.221,049
Kotoran	0	0	
Total	560.230,286	0	560.174,263
		560.174,263	

2. Mixer (M-01)

Tabel 4.14 Neraca Panas pada mixer (M-01)

Komponen	Input		Output
	Q4 (kJ/jam)	Q5 (kJ/jam)	Q6 (kJ/jam)
CH3OH	79.989,910	0	79.989,910
H2SO4	0	1.480,330	1.480,330
H2O	133,263	129,265	262,528
Total	80.123,173	1.609,595	81.732,767
	81.732,767		

3. Reaktor (R-01)

Tabel 4.15 Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

Komponen	Input		Output
	Q3 (kJ/jam)	Q6 (kJ/jam)	Q7 (kJ/jam)
R-COOH	72.059,067	0	4.712,663
R-COOCH2	1.229.831,767	0	1.229.831,767
H2O	5.172,927	611,440	14.576,194
CH3OH	0	188.882,132	179.356,447
H2SO4	0	3.488,077	3.488,077
R-COOCH3	0	0	69.399,983
Reaksi	0	0	- 67.777,890
Pendingin	0	0	66.458,170
Total	1.307.063,761	192.981,649	1.500.045,410
	1.500.045,410		

6. Wash Tank (WT-01)

Tabel 4.16 Neraca Panas pada Wash Tank (WT-01)

Komponen	Input		Output
	Q7 (kJ/jam)	Q8 (kJ/jam)	Q9 (kJ/jam)
R-COOH	2.019,713	0	2.019,713
R-COOCH2	527.070,757	0	527.070,757
H2O	6.258,437	623.113,354	629.371,791
CH3OH	75.955,866	0	75.955,866
H2SO4	1.480,330	0	1.480,330
R-COOCH3	29.742,850	0	29.742,850
Total	642.527,953	623.113,354	1.265.641,306
	1.265.641,306		

4. Decanter (D-01)

Tabel 4.17 Neraca Panas pada Decanter (D-01)

Komponen	Input	Output	
	Q9 (kJ/jam)	Q10 (kJ/jam)	Q11 (kJ/jam)
R-COOH	2.019,713	0	2.019,713
R-COOCH ₂	527.070,757	0	527.070,757
H ₂ O	629.371,791	625.595,560	3.776,231
CH ₃ OH	75.955,866	75.576,087	560,394
H ₂ SO ₄	1.480,330	1.480,330	0
R-COOCH ₃	29.742,850	0	29.742,850
Total	1.265.641,306	702.651,977	563.169,945
		1.265.821,921	

5. Evaporator

Tabel 4.18 Neraca Panas pada Evaporator

Komponen	Input	Output	
	Q10 (kJ/jam)	Q12 (kJ/jam)	Q13 (kJ/jam)
H ₂ O	3.121.263,219	1.402.459,075	0
CH ₃ OH	393.028,568	218.713,970	0
H ₂ SO ₄	7.604,769	0	7.604,769
H vap	0	23.872.157,245	0
Steam	21.979.038,503	0	0
Total	25.500.935,058	25.493.330,289	7.604,769
		25.500.935,058	

6. Mixer (M-02)

Tabel 4.19 Neraca Panas pada Mixer (M-02)

Komponen	Input			Output
	Q12 (kJ/jam)	Q14 (kJ/jam)	Q15 (kJ/jam)	Q16 (kJ/jam)
CH3OH	75.576,087	3.111.355,229	0	3.186.931,316
H2O	625.595,560	5.178,325	154,504	630.928,389
NaOH	0	0	2.679,398	2.679,398
Panas pelarutan	2.853,455	0	0	2.853,455
Total	704.025,102	3.116.533,553	2.833,902	3.823.392,557
	3.823.392,557			

7. Reaktor (R-02)

Tabel 4.20 Neraca Panas pada Reaktor (R-02)

Komponen	Input		Output
	Q11 (kJ/jam)	Q16 (kJ/jam)	Q17 (kJ/jam)
R-COOH	4.712,663	0	4.712,663
R-COOCH2	1.229.831,767	0	80.430,998
H2O	0	1.469.461,833	1.469.461,833
CH3OH	0	7.525.378,943	7.365.025,496
R-COOCH3	69.399,983	0	1.237.665,201
C3H8O3	0	0	518.484,594
NaOH	0	6.249,783	6.249,783
Reaksi	0	0	- 17.825.686,781
Pendingin	0	0	17.448.691,185
Total	1.303.944,412	9.001.090,560	10.305.034,972
	10.305.034,972		

8. Wash Tank (WT-02)

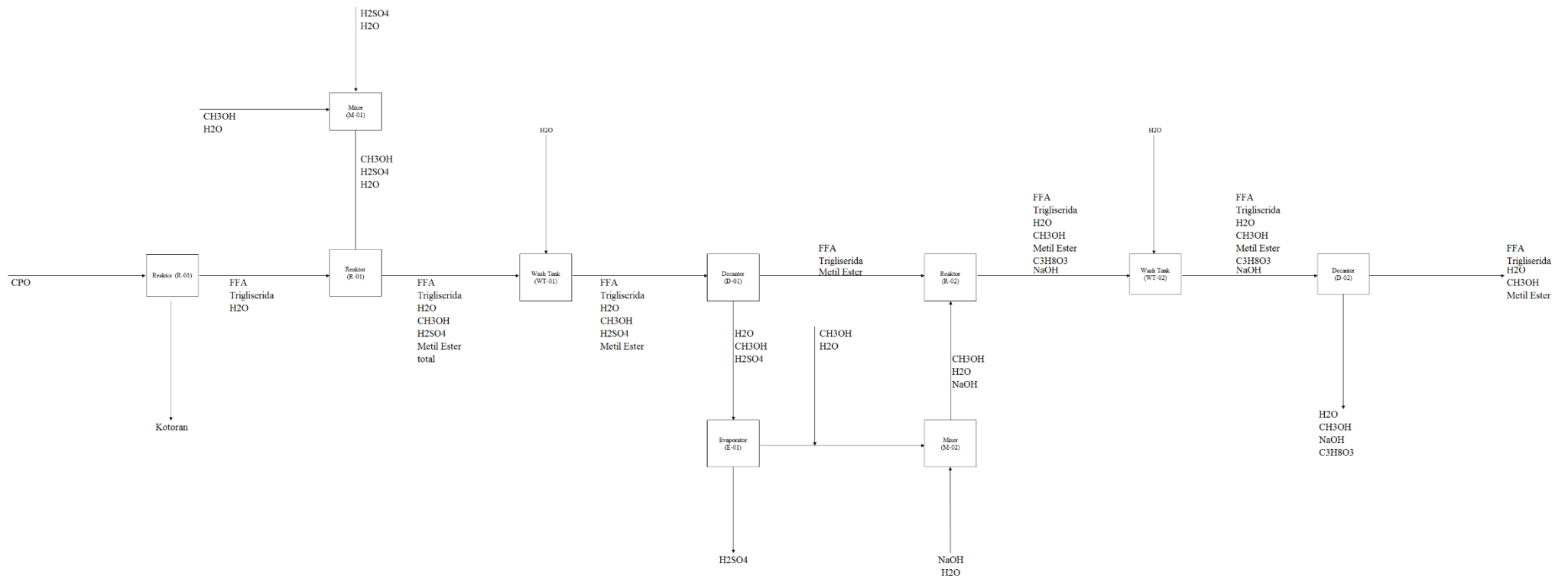
Tabel 4.21 Neraca Panas pada Wash Tank (WT-02)

Komponen	Input		Output
	Q17 (kJ/jam)	Q18 (kJ/jam)	Q19 (kJ/jam)
R-COOH	2.019,713	0	2.019,713
R-COOCH2	34.470,428	0	34.470,428
H2O	630.928,389	3.508.587,895	4.139.516,284
CH3OH	3.119.023,051	0	3.119.023,051
R-COOCH3	530.427,943	0	530.427,943
C3H8O3	220.906,216	0	220.906,216
NaOH	2.679,398	0	2.679,398
Total	4.540.455,137	3.508.587,895	8.049.043,033
	8.049.043,033		

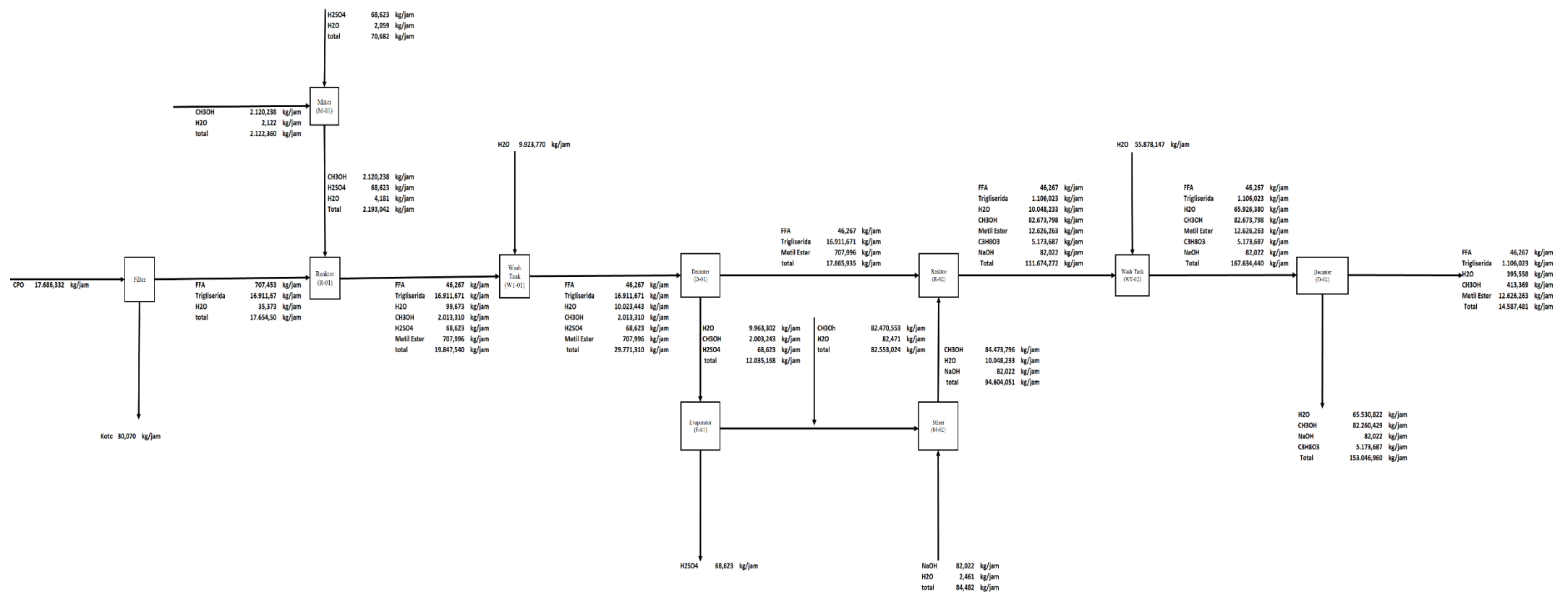
10. Decanter (D-02)

Tabel 4.22 Neraca Panas pada Decanter (D-02)

Komponen	Input	Output	
	Q19 (kJ/jam)	Q20 (kJ/jam)	Q21 (kJ/jam)
R-COOH	2.019,713	0	2.019,713
R-COOCH ₂	34.470,428	0	34.470,428
H ₂ O	4.139.516,284	4.114.679,186	24.837,098
CH ₃ OH	3.119.023,051	3.103.427,936	15.595,115
R-COOCH ₃	530.427,943	0	530.427,943
C ₃ H ₈ O ₃	220.906,216	220.906,216	0
NaOH	2.679,398	2.679,398	0
Total	8.049.043,033	7.441.692,736	607.350,296
		8.049.043,033	



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Biodiesel



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Biodiesel

4.3 Pelayanan Teknis (Utilitas)

Demi mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting untuk kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu supaya proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor penunjang kelancaran suatu proses produksi dalam suatu pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas meliputi beberapa faktor yaitu,

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

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

A. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air laut, air danau dan air sungai sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Biodiesel ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Musi. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut,

1. Pengolahan air sungai relatif lebih efisien, sederhana dan biaya pengolahan lebih murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan membutuhkan biaya lebih besar,
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari,
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding daripada air sumur
4. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding air sumur

5. Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan untuk media pendingin karena beberapa faktor sebagai berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar,
- b. Mudah dalam pengolahannya,
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume,
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin,
- e. Tidak terdekomposisi

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler biasanya disebabkan oleh air yang mengandung larutan-larutan asam, gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembuatan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

- c. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale foaming*)

Pembentukan kerak disebabkan oleh adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika

3. Air sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan sanitasi, antara lain untuk keperluan perumahan, kantor, laboratorium, masjid, air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu yaitu,

a. Syarat fisika, meliputi :

1. Suhu, dibawah suhu udara
2. Warna jernih
3. Tidak berasa
4. Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

1. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
2. Tidak terdapat kandungan bakteri

4. Air Proses

Air proses digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam proses antara lain pada pencampuran *slurry* organik di bak penampung awal.

B. Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Saringan Kasar

Air dari sungai harus dilakukan pembersihan awal supaya proses selanjutnya dapat berjalan dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screen* (penyaringa awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting ,dll.

2. Clafier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan melakukan pengolahan terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi

pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan *ion exchanger*. Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki setelah diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu :

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksi alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid untuk membantu pembentukan flok dan natirum hidroksida sebagai pengatur tingkat keasaman.

Air baku dimasukkan melalui bagian *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pnggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. penyaring (*sand filter*).

Air dari *clafier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan atau menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reveroir*).

Sand filter akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dilakukan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica

lebih kecil dari 0,02 ppm. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. *Cation exchanger*

Cation exchanger berisi resin penukar kation dimana pengganti kation yang dikandung di dalam air mengusir dan mengganti ion. H⁺ dalam resin sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺, sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* mengandung anion dan ion H⁺.

Berikut reaksinya :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga harus diregenarasikan kembali dengan asam sulfat, berikut reaksinya :



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion seperti CO₃²⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut. Berikut reaksinya :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga harus diregenarasikan kembali dengan larutan NaOH, berikut reaksinya



c. Dearasi

Merupakan proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *dearator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N₂H₄) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga akan mencegah terbentuknya kerak pada *tube boiler*, berikut reaksinya:

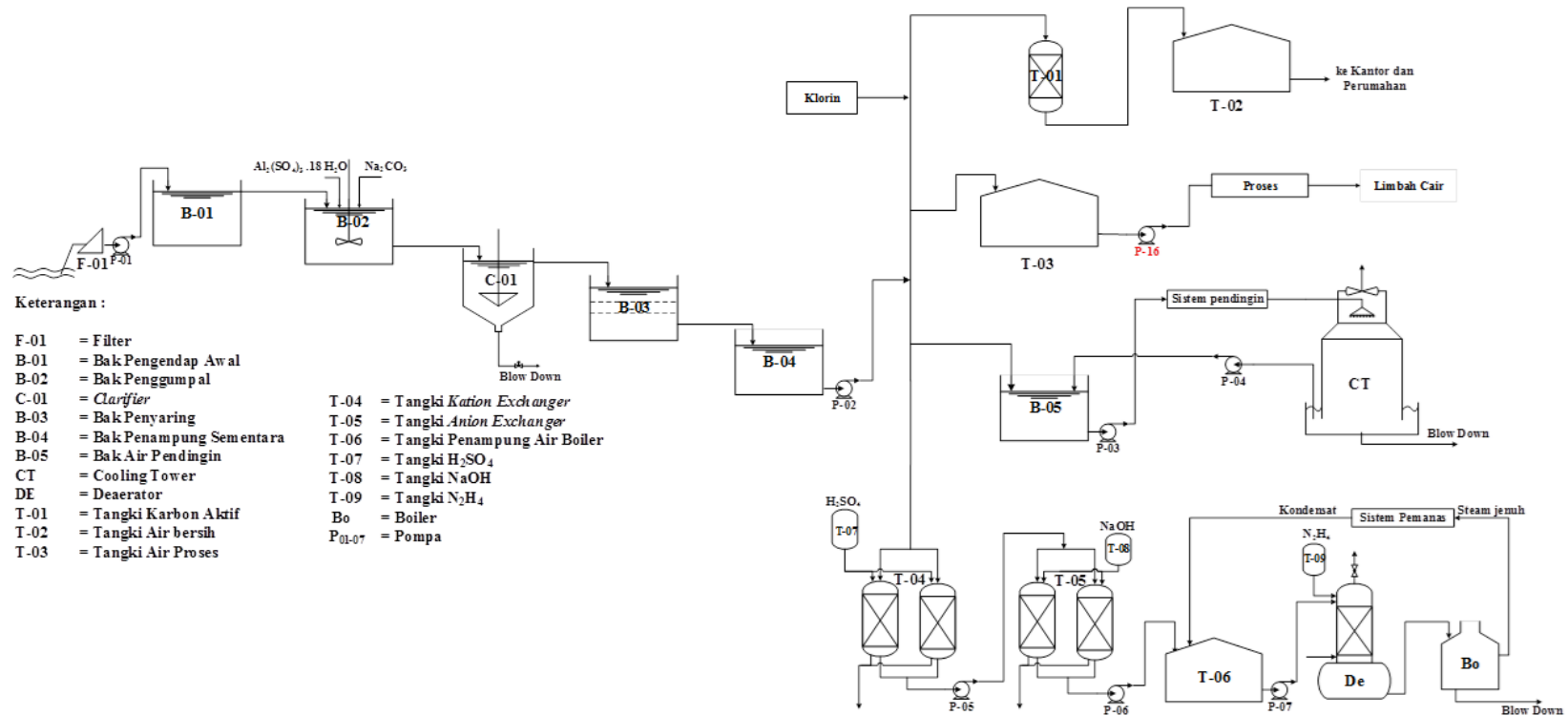


Air yang keluar dari dearator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

4. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan dalam *Cooler*, termperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *Cooling Tower*. Air yang didinginkan dalam *Cooling Tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendinginan pabrik.

Unit Pengolahan Air Industri



Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas

C. Perhitungan Kebutuhan Air

A. Kebutuhan air pembangkit Steam/Pemanas

Tabel 4.23 Kebutuhan Air Pembangkit Steam/Pemanas

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Heater 1 (H-01)	1.190,796
Heater 2 (H-02)	49,291
Heater 3 (H-03)	1.461,041
Heater 4 (H-04)	2.295,339
Total	4.996,466

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 145^{\circ}\text{C} = 418 \text{ K}$$

Perancangan dibuat *overdesign* 20%

$$\begin{aligned}\text{Sehingga kebutuhan steam} &= 120\% \times 4.996,466 \text{ kg/jam} \\ &= 5.995,760 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 5.995,760 \text{ kg/jam} \\ &= 899,364 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air yang menguap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 899,364 \text{ kg/jam} \\ &= 299,788 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Make up steam} &= \text{Blowdown} + \text{Air yang menguap} \\ &= 899,364 \text{ kg/jam} + 299,788 \text{ kg/jam} \\ &= 1.99,152 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

B. Air Pendingin

Tabel 4.24 Kebutuhan Air Proses Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler 1	0,009
Cooler 2	0,008
Cooler 3	0,009
Reaktor 1	54.277,278
Reaktor 2	276.601,136
Total	330.878,441

Perancangan dibuat *Overdesign* sebesar 20% maka kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air pendingin} &= 120\% \text{ 330.878,441 kg/jam} \\
 &= 397.054,129 \text{ kg/jam} \\
 \text{Jumlah air yang menguap (We)} &= 0,00085 \times Wc(T_1 - T_2) \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\
 &= 0,00085 \times 397.054,129 \text{ kg/jam} \times 10 \text{ K} \\
 &= 6.749,920 \text{ kg/jam} \\
 \text{Drift Loss (Wd)} &= 0,0002 \times Wc \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\
 &= 0,0002 \times 397.054,129 \text{ kg/jam} \\
 &= 79,411 \text{ kg/jam} \\
 \text{Blowdown (Wb)} &= \frac{We - (cycle-1)Wd}{cycle-1} \text{ (Perry, Pers. 12-14e)} \\
 &= \frac{6.749,20 - (4-1) \times 79,411}{4-1} \\
 &= 6.670,509 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan make up water (Wm)} &= We + Wd + Wb \\
 &= 6.749,920 + 79,411 + 6.670,509 \\
 &= 13.499,840 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

C. Kebutuhan air Proses pada Alat

Tabel 4.25 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer 1 (M-01)	4,181
Mixer 2 (M-02)	10.048,233
Wash Tank 1 (WT-01)	9.923,770
Wash Tank 2 (WT-02)	55.878,147
Total	75.854,331

Perancangan dibuat *overdesign* sebesar 20% maka dibutuhkan air sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= 120\% \times 75.854,331 \text{ kg/jam} \\ &= 91.025, 197 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

D. Kebutuhan Air Domestik

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk satu orang adalah 100-200 liter per hari

$$\begin{aligned}\text{Diambil kebutuhan air tiap orang} &= 120 \text{ L/hari} \\ \text{Massa jenis air adalah} &= 1.023,22 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,023 \text{ kg/L} \\ \text{Kebutuhan air tiap karyawan adalah} &= 4,887 \text{ kg/jam} \\ \text{Kebutuhan air untuk semua karyawan} &= 1.026,371 \text{ kg/jam} \\ &= 24.632,911 \text{ kg/hari} \\ \text{Jumlah mess} &= 8 \text{ rumah} \\ \text{Penghuni mess} &= 10 \text{ orang} \\ \text{Kebutuhan air per orang} &= 120 \text{ kg/jam} \\ \text{Kebutuhan air untuk mess} &= 12.000.000 \text{ kg/hari} \\ &= 500 \text{ kg/jam} \\ \text{Kebutuhan air} & \\ \text{Bengkel} &= 200 \text{ kg/ hari} \\ &= 8,333 \text{ kg/jam} \\ \text{Poliklinik} &= 400 \text{ kg/hari} \\ &= 16,667 \text{ kg/jam} \\ \text{Laboratorium} &= 400 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

	= 16,667 kg/jam
Pemadam kebakaran	= 5.000 kg/hari
	= 208,333 kg/jam
Kantin, masjid, kebun, dll	= 8.000 kg/hari
	= 333,333 kg/jam
Jumlah kebutuhan air perjam	= 583,333 kg/jam
Kebutuhan domestik	= 25.716,245 kg/jam

Maka, kebutuhan air total yaitu :

Kebutuhan air <i>steam</i>	= 5.995,760 kg/jam	
Kebutuhan air alat proses	= 91.025,197 kg/jam	
Kebutuhan air pendingin	= 397.054,129 kg/jam	
Kebutuhan <i>Makeup Water</i>	= 13.499,840 kg/jam	
Kebutuhan air Domestik	= 25.716,245 kg/jam	+
	= 534.490,322 kg/jam	

D. Unit Pembangkit *Steam (Steam Generation System)*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yang dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi :

Kapasitas	: 13.687.765,673 kg/jam
Fungsi	: Membuat saturated steam
Jumlah	: 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas

sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpankan ke *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke areaarea proses.

E. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik biodiesel ini diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan.

Kapasitas : 1.600 kW

Jumlah : satu buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a. Kebutuhan Listrik untuk alat proses

Tabel 4.26 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Washing Tower 1	WT-01	1,500	1.118,550
Washing Tower 2	WT-01	1,500	1.118,550
Reaktor 1	R-03	5,000	3.728,500
Reaktor 2	R-04	11,570	8.627,749
Mixer 1	M-01	0,500	372,850
Mixer 2	M-02	1,000	745,700
Pompa 1	P-01	10,000	7.457,000
Pompa 2	P-02	0,050	37,285
Pompa 3	P-03	0,050	37,285
Pompa 4	P-04	1,000	745,700
Pompa 5	P-05	15,000	11.185,500
Pompa 6	P-06	1,000	745,700
Pompa 7	P-07	7,500	5.592,750
Pompa 8	P-08	15,000	11.185,500
Pompa 9	P-09	10,000	7.457,000
Pompa 10	P-10	10,000	7.457,000
Pompa 11	P-11	7,500	5.592,750
Pompa 12	P-12	75,000	55.927,500
Pompa 13	P-13	10,000	7.457,000
Pompa 14	P-14	75,000	55.927,500
Pompa 15	P-15	40,000	29.828,000
Pompa 16	P-16	100,000	74.570,000
Pompa 17	P-17	200,000	149.140,000
Pompa 18	P-18	10,000	7.457,000
Pompa 19	P-19	30,000	22.371,000
Pompa 20	P-20	5,000	3.728,500
Total		643,1700	479.611,8690

Power yang dibutuhkan = 479.611,8690 Watt
= 479,61190 kW

b. Kebutuhan untuk Utilitas

Tabel 4.27 Kebutuhan untuk Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Pengumpul	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	2,0000	1491,4000
Kompresor Udara	CU-01	7,5000	5592,7500
Pompa-01	PU-01	40,0000	29828,0000
Pompa-02	PU-02	30,0000	22371,0000
Pompa-03	PU-03	40,0000	29828,0000
Pompa-04	PU-04	10,0000	7457,0000
Pompa-05	PU-05	15,0000	11185,5000
Pompa-06	PU-06	5,0000	3728,5000
Pompa-07	PU-07	20,0000	14914,0000
Pompa-08	PU-08	50,0000	37285,0000
Pompa-09	PU-09	0,3330	248,3181
Pompa-10	PU-10	15,0000	11185,5000
Pompa-11	PU-11	10,0000	7457,0000
Pompa-12	PU-12	10,0000	7457,0000
Pompa-13	PU-13	15,0000	11185,5000
Pompa-14	PU-14	0,7500	559,2750
Pompa-15	PU-15	0,0500	37,2850
Pompa-16	PU-16	0,1250	93,2125
Pompa-17	PU-17	0,0830	61,8931
Pompa-18	PU-18	0,0500	37,2850
Pompa-19	PU-19	0,0500	37,2850
Total		272,9410	203.532,1037

Power yang dibutuhkan = 203.532,1037 Watt

=203,5321 kW

- b. Kebutuhan Listrik yang diperlukan untuk penerangan dan AC adalah 20 kW dan 110 kW
- c. Kebutuhan Listrik yang diperlukan untuk Laboratorium dan Bengkel adalah 40 kW

- d. Kebutuhan Listrik yang diperlukan untuk Instrumentasi sebesar 10% dari alat adalah 68,3144 kW

Sehingga total kebutuhan listrik sebagai berikut :

Tabel 4.28 Total kebutuhan Listrik

Kebutuhan Plant	
Keperluan	Kebutuhan (Kw)
Alat Proses	479,6119
Utilitas	203,5321
Listrik Ac	15,0000
Listrik Penerangan	100,0000
Laboratorium dan Bengkel	40,0000
Instrumentasi	68,3144
Total	906,4584

Maka Kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 906,4584 kW, dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 1133,0730 kW. Sebagai kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangan.

F. Unit Penyedia Udara Bertekanan

Unit penyedia udara bertekanan berfungsi untuk keperluan alat instrumen dari kontrol. Kebutuhan dan kondisi udara yang dibutuhkan diperoleh dari kompressor sebagai pengering digunakan silica gel untuk menyerap kandungan air dalam udara, sehingga kebutuhan silica gel senilai 1,5214 kg/jam. Maka, total kebutuhan udara bertekanan dengan *overdesign* diperkirakan senilai 26,16768 m³/jam.

G. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan pada generator adalah solar sebanyak 6.482,608 kg/jam bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina Sumatera Selatan.

H. Unit Pengolahan Limbah

Limbah pabrik biodiesel dikategorikan menjadi limbah cair dan limbah padat. Pertama, limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi seperti air bekas pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah air sanitasi tidak membutuhkan panangan khusus sama seperti limbah rumah tangga lainnya karena tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan adalah volume buangan dan tempat pembuangan air limbah. Kedua, limbah cair dari sanitasi air limbah laboratorium dan limbah cair proses merupakan limbah yang berasal dari setiap kegiatan dipabrik biodiesel harus diolah agar sesuai dengan peraturan pemerintah yaitu nilai COD maksimal 100 mg/l, BOD maksimal 20mg/l, TSS maksimal 80 mg/l, oil maksimal 5 mg/l dan pH berkisar antara 6,5-8,5. Terakhir, limbah hasil proses berupa limbah padat dan cair, untuk limbah padat biasanya garam yang dihasilkan dari proses dan limbah cair biasanya berupa limbah minyak yang tertinggal selama proses produksi.

4.4 Struktur Organisasi

4.4.1 Bentuk Organisasi

Pabrik biodiesel yang akan didirikan, direncanakan mempunyai kalsifikasi sebagai berikut :

- a. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- b. Status Perusahaan : Swasta
- c. Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini dilatarbelakangi atas beberapa pertimbangan, antara lain :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan,
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris,

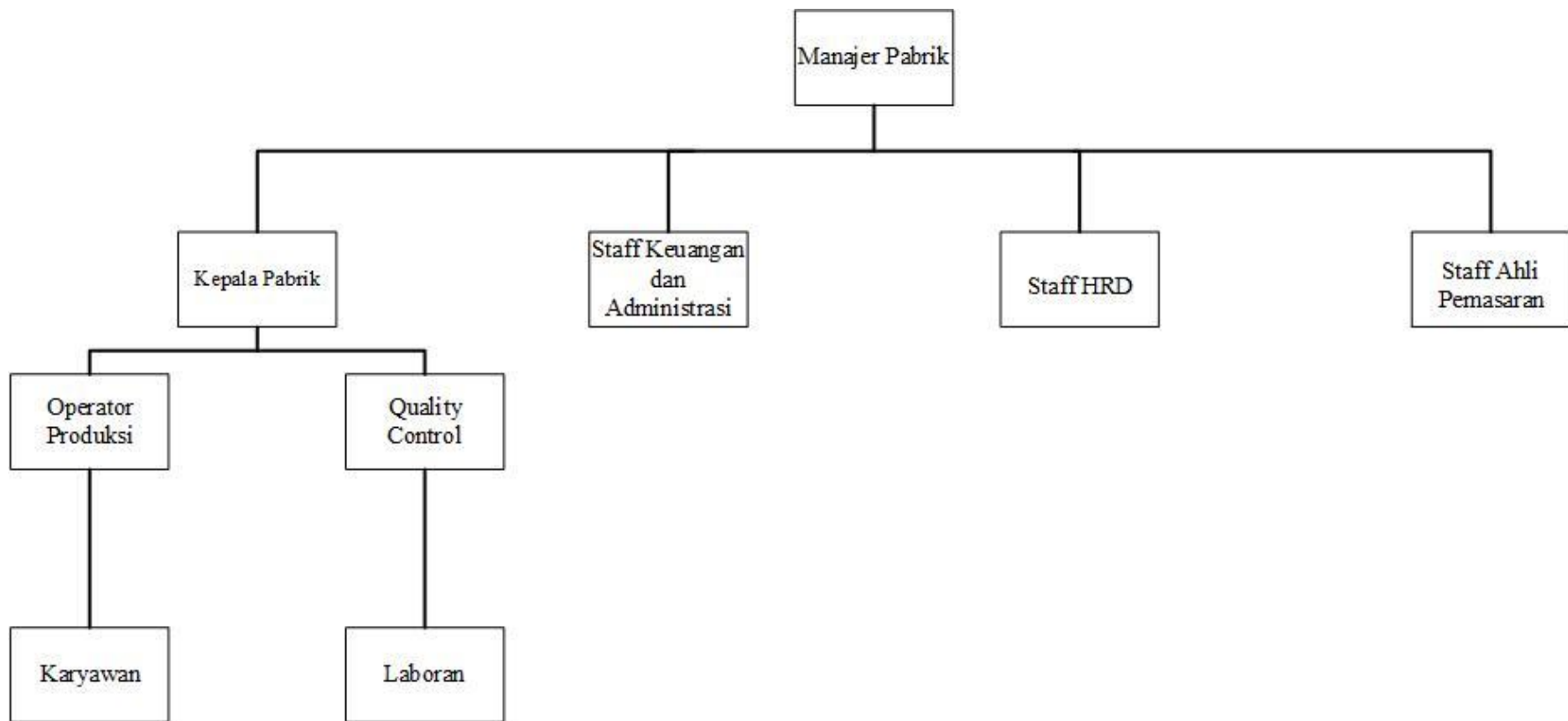
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, beserta staf dan karyawan perusahaan,
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris. Dewan komisaris dapat memilih dewan direksi diantaranya direktur yang cukup berpengalaman,
6. Lapangan usaha lebih besar, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.4.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu pabrik dengan baik, dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

1. Manajer Pabrik
2. Kepala Pabrik
3. Staff HRD
4. Staff Keuangan dan Administrasi
5. Staff ahli Pemasaran

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



Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Tanggung Jawab

1. Manajer Pabrik

Bertugas sebagai penentu kebijakan dalam seluruh kegiatan perusahaan. Tanggung jawab manajer pabrik adalah menjalankan roda organisasi perusahaan untuk mencapai tujuan perusahaan, merencanakan, mengorganisasikan, mengatur, mengendalikan dan mengawasi seluruh kegiatan jabatan yang berada dibawahnya.

2. Kepala Pabrik

Bertugas melakukan perencanaan, pengarahan dan pengawasan atas pelaksanaan kegiatan produksi pabrik. Bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran proses produksi pabrik, kualitas hasil produksi dan pengendalian biaya-biaya produksi. Melakukan kegiatan penelitian dan pengembangan terhadap produk gar memperoleh keunggulan dalam persaingan.

3. Staff HRD

Bertugas melakukan perencanaan, pengkoordinasian, pengarahan dan pengawasan dalam pengembangan dan riset yang berhubungan dengan sumber daya manusia.

4. Staff Ahli Pemasaran

Bertugas merencanakan pemasaran produk, menetapkan strategi pemasaran, memperoleh informasi mengenai kebutuhan/keinginan konsumen, kondisi pesaing, dan berbagai masalah eksternal. Meneliti prospek pemasaran yang berkaitan dengan jenis, model dan kebijakan harga dari produk yang dihasilkan.

5. Staff Keuangan dan Administrasi

Bertugas mengkoordinasikan kegiatan keuangan perusahaan, pengawasan pencatatan kegiatan keuangan serta pelaksanaan administrasi kantor dan operasional perusahaan.

6. Quality control

Bertanggung jawab atas kualitas produksi, termasuk didalamnya *quality control*, jaminan mutu serta *Research and Development*

7. Operator Produksi

Bertugas menjalankan mesin sesuai dengan prosedur yang ada dan memastikan mesin berjalan dengan kriteria yang seharusnya. Operator harus secara terus menerus melakukan pengawasan terhadap proses produksi dan kinerja mesin agar

tidak terjadi penyimpangan produk yang tidak diinginkan. Operator juga bertugas untuk melakukan perawatan mesin dan alat-alat produksi

8. Karyawan Pabrik

Bertugas mengangkut bahan mentah dan produk jadi, serta melaksanakan proses produksi pabrik.

4.4.4 Catatan

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu satu tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

2. Hari Libur Nasional

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

3. Kerja Lembur

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

4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap akhir bulan pada tanggal 25. Apabila pada tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan hari sebelumnya. Untuk sistem gaji karyawan dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4.29 Sistem Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Manajer Pabrik	1	Rp 14.000.000	Rp 14.000.000
2	Kepala Pabrik	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
3	Manajer HRD	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
4	staff Keuangan dan Administrasi	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
5	staff Pemasaran	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000

6	Operator Produksi	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000
7	Quality Control	3	Rp 7.000.000	Rp 21.000.000
8	Karyawan Pabrik	36	Rp 4.000.000	Rp 144.000.000
9	Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
10	Perawat	4	Rp 4.000.000	Rp 16.000.000
11	Satpam	8	Rp 4.000.000	Rp 32.000.000
12	Supir	5	Rp 3.800.000	Rp 19.000.000
13	Cleaning Service	12	Rp 3.500.000	Rp 42.000.000
Total		81	Rp 116.300.000	Rp 412.000.000

5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

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

a. Karyawan non shift

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

- Hari Senin – Kamis
Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)
Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)
Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)
- Hari jumat
Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)
Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)
Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)
- Hari Sabtu, minggu dan hari besar libur

b. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dan pabrik yang

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

Shift pagi : pukul 08.00 – 16.00

Shift sore : pukul 16.00 – 00.00

Shift malam : pukul 00.00 – 08.00

Tabel 4.30 Pembagian jam kerja karyawan

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

REGU	HARI														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan :

1,2,3 dst : Hari ke-

A, B, C, dst : Kelompok kerja *shift*

■ : Hari libur

4.5 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan, dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi, terdapat beberapa faktor yang harus ditinjau, yaitu:

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

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expanse*)
3. Pendapatan Modal
 - a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya variabel (*Variabel Cost*)
 - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.5.1 Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui indeks peralatan operasi pada

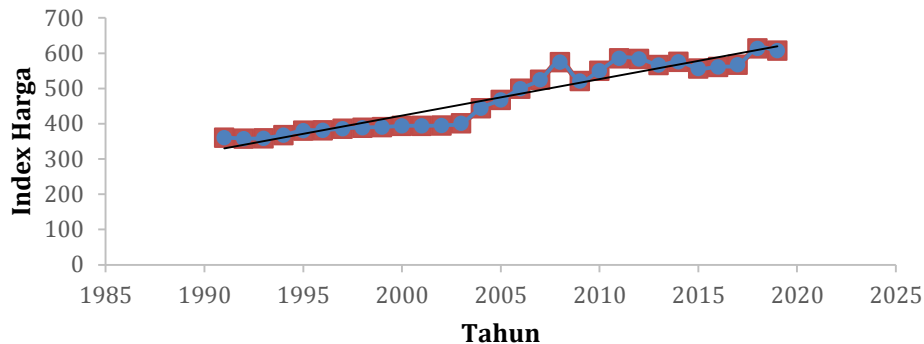
tahun tersebut. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun yang lainnya diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1991 sampai dengan 2019, dicari dengan persamaan regresi linear.

Tabel 4.31 Indeks harga alat

Tahun	Indeks
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	614,6
2019	607,5

Sumber : (www.chemengonline.com/pci)

berikut adalah grafik hasil plotting data.



Gambar 4.7 Grafik Indeks Harga Alat

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 10.362x - 20300$. Pabrik dengan kapasitas 100.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2026, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks 683.050

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

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

Dalam hubungan ini :

E_x : Harga pembelian pada tahun 2019

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi (1955,1990 dan 2014)

N_x : Indeks harga tahun 2019

N_y : Indeks harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

4.5.2 Analisa kelayakan Pabrik

Pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas 100.000 ton/tahun dapat digolongkan sebagai pabrik berisiko rendah, hal ini dapat dilihat pada kondisi operasi dan bahan baku yang digunakan. Dimana kondisi operasi dapat berjalan pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm serta bahan baku utama yang digunakan merupakan senyawa organik yang tidak membahayakan bagi pekerja walaupun terdapat

beberapa bahan baku pendukung yang sifatnya beracun dan mudah terbakar. Akan tetapi, apabila dilaksanakan sesuai dengan standar operasional pengoperasian maka tidak akan terjadi kendala.

Analisa kelayakan pabrik digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik

Kapasitas pabrik biodiesel	: 100.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Umur pabrik	: 10 Tahun
Pabrik didirikan pada tahun	: 2026
Kurs mata uang	: 1 US\$ = Rp. 14.334,25

4.5.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

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

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk menurut Aries & Newton Tabel xxx, *Manufacturing cost meliputi* :

a. *Direct Cost*

Direct cost merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan pabrik.

b. *Indirect Cost*

Indirect cost merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

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

3. *General Expanse*

General expanse atau pengeluaran umu meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.5.4 Analisa kelayakan

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

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return on investment merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capotal}} \times 100\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah :

- a. Jumlah tahun yang telah berlangsung, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk *capital investment* dengan profit dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimu teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanam atas dasar keuntuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

3. **Break Even Point (BEP)**

Break even point merupakan :

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlah sama. Dari BEP, dapat diketahui harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada *sales* dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika berpotensi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

$$BEP = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4. **Shut Down Point (SDP)**

Shut Down Point (SDP) merupakan:

- a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
- b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu

mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate OF Return (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return merupakan :

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR.

$$\begin{matrix} n = K = 1 \\ (FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{Ta = j} (1 + i)^N + WC + SV \end{matrix}$$

Keterangan :

- | | |
|----|---|
| FC | : <i>Fixed capital</i> |
| WC | : <i>Working capital</i> |
| SV | : <i>Salvage value</i> |
| C | : <i>Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)</i> |
| n | : Umur pabrik = 10 tahun |
| i | : Nilai DCFR |

4.5.5 Hasil Perhitungan

Tabel 4.32 Physical Plant Cost (PPC)

Jenis	Biaya (\$)	Rp
Purchased Equipment cost	9.724.234,73	132.338.845.539
Delivered Equipment Cost	2.431.058,68	33.084.711.385
Instalasi cost	2.054.589,35	27.961.273.032
Pemipaan	5.903.692,85	80.344.409.341
Instrumentasi	2.518.489,50	34.274.572.934
Insulasi	445.621,34	6.064.540.370
Listrik	1.458.635,21	19.850.826.831
Bangunan	701.374,67	10.000.200.000
Land & Yard Improvement	926.890,17	13.215.600.000
Total	52.329.172,98	357.134.979.430

Tabel 4.33 Direct Plant Cost (DPC)

Type of Capital Investment	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
Engineering and Construction	447.665.609.005	31.397.503,79
Total (DPC + PPC)	447.665.609.005	31.397.503,79

Tabel 4.34 Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital	Biaya, \$	Rp
Direct Plant Cost	31.397.503,79	447.665.609.005
Cotractor's fee	3.139.750,38	44.766.560.900
Contingency	3.139.750,38	44.766.560.900
Jumlah	37.677.004,55	537.198.730.806

Tabel 4.35 Direct Manufacturing Cost (DMC)

Type Of Capital Investment	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
Raw Material	1.045.967.459,24	73.360,04
Labor	412.000.000,00	138.939,54
Supervision	82.400.000,00	27.787,91
Maintanance	64.463.847.696,68	4.521.240,55
Plant Supplies	9.669.577.154,50	678.186,08
Royalties and Patents	26.177.603.484,84	1.835.994,07
Utilitas	35.577.834.569,44	2.495.289,28
Total	137.429.230.364,70	9.638.745,29

Tabel 4.36 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

<i>Type Of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	297.150.000	20.840,93
<i>Laboratory</i>	396.200.000	27.787,91
<i>Plant Overhead</i>	1.881.950.000	131.992,57
<i>Packaging</i>	324.369.500.000	22.750.000,00
<i>Shipping</i>	9.267.700.000,00	650.000,00
Total	336.212.500.000	23.580.621,41

Tabel 4.37 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

<i>Type Of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	51.427.437.037,97	3.606.918,01
<i>Property Taxes</i>	10.285.487.408	721.383,60
<i>Insurance</i>	5.142.743.704	360.691,80
Total	66.855.668.149	4.688.993,42

Tabel 4.38 Manufacturing Cost (MC)

<i>Type Of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	137.773.965.141,08	9.662.923,63
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	336.212.500.000	23.580.621,41
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	66.855.668.149	4.688.993,42
Total	540.842.133.290	37.932.538

Tabel 4.39 Working Capital (WC)

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	95.087.951	6.669,09
<i>Inproses Inventory</i>	67.605.266.661	4.741.567,31
<i>Product Inventory</i>	49.167.466.662,77	3.448.412,59
<i>Extended Credit</i>	84.251.818.181,82	5.909.090,91
<i>Available Cash</i>	49.167.466.662,77	3.448.412,59
Total	250.287.106.119	17.554.152,48

Tabel 4.40 *General Expanse (GE)*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	27.803.100.000,00	1.950.000,00
<i>Sales Expanse</i>	101.944.700.000	7.150.000,00
<i>Research</i>	25.949.560.000,00	1.820.000,00
<i>Finance</i>	22.936.844.294,98	1.608.699,98
Total	178.634.204.295	12.528.699,98

Total 4.41 *Total Production Cost (TPC)*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost</i>	540.842.133.290	37.932.538
<i>General Expanse</i>	178.634.204.295	12.528.699,98
Total	719.476.337.585	50.461.238,43

Tabel 4.42 *Fixed Cost (Fa)*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	51.427.437.038	3.606.918
<i>Property Taxes</i>	10.285.487.408	721.384
<i>Isurance</i>	5.142.743.704	360.692
Total	66.855.668.149	4.688.993

Tabel 4.43 *Variable Cost (Va)*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Raw Material</i>	1.045.967.459	73.360,04
<i>Packaging</i>	324.369.500.000	22.750.000,00
<i>Shipping</i>	9.267.700.000	650.000,00
<i>Utilities</i>	35.577.834.569	2.495.289,28
<i>Royalty & Patent</i>	27.803.100.000	1.950.000,00
Total	398.064.102.029	27.918.649,32

Tabel 4.44 Regulated Cost (Ra)

Type of Capital Investment	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
Gaji Karyawan	1.981.000.000	138.940
Payroll Overhead	297.150.000	20.841
Supervision	396.200.000	27.788
Plant Overhead	1.881.950.000	131.993
Laboratorium	396.200.000	27.788
General Expense	178.634.204.295	12.528.700
Maintenance	61.712.924.446	4.328.302
Plant Supplies	9.256.938.667	649.245
Total	254.556.567.407	17.853.595,69

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

1) *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capotal}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 33,65%

ROI sesudah pajak = 25,91%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11% (Aries and Newton, 1955).

2) *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 2,29 Tahun

POT setelah pajak = 2,78 Tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah lima tahun (Aries and Newton, P. 1966).

3) *Break Even Point (BEP)*

$$BEP = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

$$BEP = 44,23\%$$

Maka, BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 - 60%

4) *Shut Down Point (SDP)*

$$SDP = \frac{0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

$$SDP = 22,68\%$$

Maka, SDP pada pabrik kimia umumnya 20 – 30%

5) *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

$$n = K = 1$$

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{Ta=j}^N (1 + i)^N + WC + SV$$

$$\text{Umur Pabrik} = 10 \text{ Tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp. } 537.198.730.806$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp. } 239.559.357.913$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp. } 53.719.873.081$$

$$\text{Cash flow (CF)} = \text{Rp. } 216.205.931.909$$

Dengan *trial % error* diperoleh nilai $i = 0,2084$

$$DCFR = 20,84\%$$

Minimum nilai DCFR = 1,5 x suku bunga acuan bank

Suku bunga pinjaman tahun 2022 adalah 3,5% (Bank Indonesia, 2022).

$$: 1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$$

Maka, kesimpulannya adalah memenuhi syarat.

4.5.6 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\text{Total penjualan} : \text{Rp. } 872.586.782.828$$

$$\text{Total biaya produksi} : \text{Rp. } 691.829.229.364$$

$$\text{Keuntungan} : \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi}$$

: Rp.180.757.553.463,78

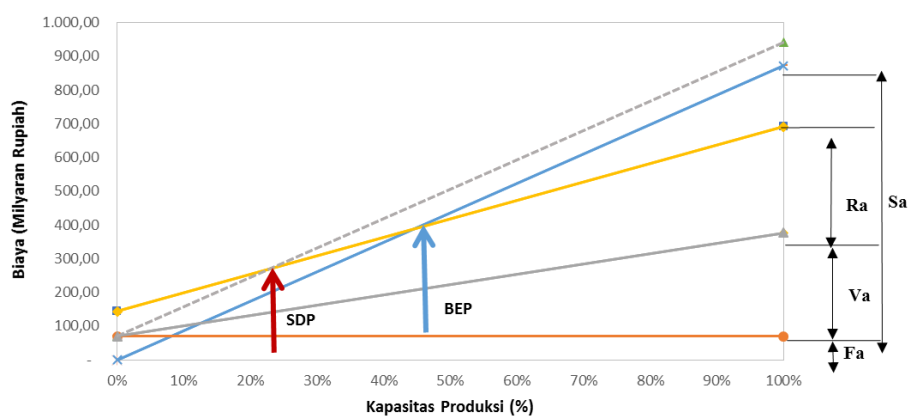
b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak : 23% x Rp207.293.662.414,58

: Rp. 41.574.237.297

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak - pajak

: Rp. 139.183.316.167



Gambar 4.9 Grafik Analisa Kelayakan

Keterangan :

Fa = Annual Fixed Cost

Va = Annual Variable Cost

Ra = Annual Regulated Cost

Sa = Annual Sales Cost (Sa)

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis pada BAB III dan IV, maka kesimpulan pada pra rancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :

1. Dilihat dari sifat bahan baku yang tidak berbahaya dan kondisi operasi yang berada pada suhu dan tekanan yang rendah maka pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun ini tergolong pabrik risiko yang rendah.
2. Berdasarkan hasil kelayakan didapatkan hasil sebagai berikut :
 - a. *Return On Investment* (ROI) adalah 25,81%. Syarat kelayakan pabrik berisiko rendah lebih dari 11% (Aries & Newton), maka pabrik dapat dikatakan layak untuk didirikan.
 - b. *Pay Out Time* (POT) adalah 2,79 tahun. Syarat kelayakan yaitu maksimal 5 tahun, maka menurut teori Aries & Newton pabrik layak untuk didirikan
 - c. *Break Event Point* (BEP) senilai 50,28%. Pada umumnya, syarat kelayakan pabrik pada BEP menurut teori Aries & Newton berkisar antara 40% hingga 60%.
 - d. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 25,24%. Suku bunga simpanan Bank Indonesia pada tahun 2022 adalah 3,5%. Minimum nilai DCFR adalah $1,5 \times \text{bunga simpanan bank}$ ($1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$). Menurut Aries & Newton bahwa pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun ini dapat disimpulkan layak dan menarik untuk dkaji lebih lanjut.
3. Berdasarkan perhitungan utilitas, didapatkan :
 - a. Kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 534.490,322 kg/jam, dimana terdiri dari kebutuhan air proses 91.025,197 kg/jam, kebutuhan air steam 899,364 kg/jam dan air pendingin sebesar 397.054,129 kg/jam.
 - b. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan lainnya sebesar 904,4584 kW.
 - c. Kebutuhan untuk bahan bakar untuk boiler sebesar 6.482,608 kg/jam

5.2 Saran

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

1. Pra rancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan bakar perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh,
3. Produk biodiesel dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya pembangunan saat ini
4. Kebutuhan bahan baku dapat didapatkan dari produk pabrik lain sehingga pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik tersebut jadi perlu adanya kontrak pembelian bahan baku pada kurun waktu tertentu agar kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi selama pabrik berjalan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc GrawHill Book Co. Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, "*Process Equipment Design*", JohnWiley and Sons. Inc, New York.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "*Chemical Equipment Design*", John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Europe, I. E. 2006. *Overview and Recommendations on Biofuel Standard for Transport in The EU. Project Biofuel Market Place*. Munchen, Germany: Dominik Rutz.
- Georgogianni, K. G., Kontiminas, M. G., Tegou, E., Avlonitis, D., dan Gergis, V., 2007. Biodiesel Production: Reaction and Process Parameters of Alkali-Catalyzed Transesterification of waste Frying Oils, *Energy & Fuels*, 21, 3023-3027.
- Kern, D.Q. 1985. "*Process Heat Transfer*". Mc GrawHill Book Co. Ltd. New York.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2021. Konsumsi Biodiesel :<https://www.esdm.go.id/> diakses pada tanggal 21 Januari 2022 pukul 14.21 WIB
- Ma, F., Hanna, M.A., (1999). Biodiesel production: a review. *Bioresour. Technol.* 70, 1-15
- Matche. 2020. *Equipment Cost* <https://www.matche.com/> diakses pada 7 Februari 2022 pukul 20.23 WIB.
- Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore.
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1984. *Perry's Chemical Engineer' Handbook*. 6th edition. McGraw Hill Book Company Singapore.
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1999. *Perry's Chemical Engineer' Handbook*. 7th edition. McGraw Hill Book Company Singapore.

- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, “*Plant Design and Economic's for Chemical engineering's*”, 5th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York.
- Pusat data dan Informasi Department Perindustrian. 2007. Analisis Indsutri <https://kemenperin.go.id/analisis> diakses pada 17 Desember 2021 pukul 19.45 WIB
- Satyanarayana M, Muraleedharan C. 2010. *Methyl Ester Production from Rubber Seed Oil using two steps Pre-treatment Process*. Int J Green Energy, 84-90.
- Smith, J.M and Van Ness, H.C. 1959, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's*”, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York.
- Smith, J.M and Van Ness, H.C. 2009, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's*”, 7th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York.
- Sirvastava, A. dan Prasad, R., 2000. Triglycerides Based Biodiesel Fuels, Renewable Sustainable Energy, 4, 111-133.
- Samhadi, Sri Hartati (2006), Ironi Sawit dan Ambisi Nomor Satu Dunia, diunduh pada tanggal 23 Februrari 2022
- Susilo, B., 2006. Biodiesel sumber Energi Alternatif Pengganti Solar yang terbuat dari Ekstraksi Minyak jarak Pagar, Trubus Agrisarana, Surabaya.
- Winner, matahula and Akinbanjo, O. Akinsola. 2018. *Performance Evaluation of a Solar Photo-Voltaic Pilot Biodiesel Plant. University of Benin. Nigeria.*
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill Companies

LAMPIRAN A

REAKSI ESTERIFIKASI

Jenis: RATB (Reaktor Alir Tanki Berpengaduk)
 Fungsi: Mereaksikan Free Fatty Acid dengan CH₃OH
 dengan katalis H₂SO₄
 Bentuk: Silinder
 Bahan: Carbon Steel SA-283
 Grade C
 Kondisi operasi: Suhu: 60 °C 333 K
 Tekanan: 1 atm

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

k: 2,8700 /jam 0,000287 /menit
 X_A: 0,935

Konversi tiap reaktor

$$Vn = \frac{Fv(Xn - X_{n-1})}{k(1 - Xn)}$$

V : 85,558 m³

X₀ : -

X₁ : 0,935

$$X_{n-1} = Xn - \frac{Vn \cdot K(1 - Xn)}{Fv}$$

Untuk nilai X pada reaktor ke-n, digunakan *trial and error* dan *goal seek*.

1. Untuk reaktor 1, menentukan nilai V coba.
2. Memasukkan nilai X₁ = 0,935.
3. Memasukkan nilai X₀ secara sembarang.

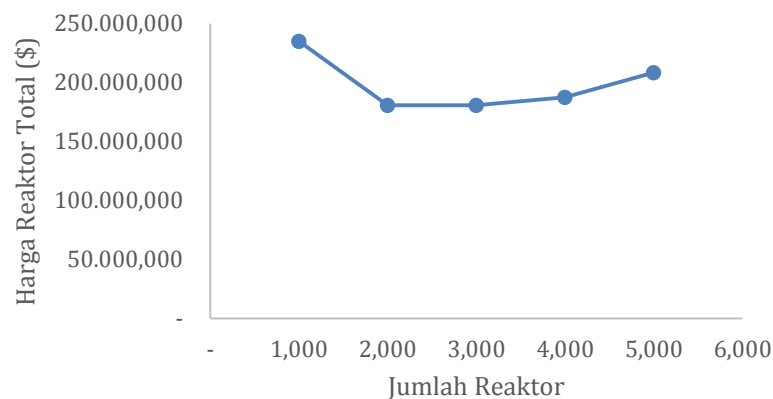
4. Goal seek pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X_0 , *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai V coba.
5. Untuk reaktor 2 dan seterusnya, menentukan nilai V_n coba. Kemudian nilai $V_{n-1} = V_n$ coba, dan $V_1 = V_n$ coba.
6. Memasukkan nilai $X_n = 0,935$. Untuk X_{n-1} menggunakan persamaan yang ada.
7. Memasukkan nilai X_0 secara sembarang.
8. Goal seek pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X_0 , *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai V_n coba.

Metode six - Tenths Factor

Kondisi operasi: $P: 1,000 \text{ atm}$ $14,700 \text{ lb/in}^2$ Bahan: Carbon Steel, 50 lb/in^2

Basis harga pada volume 3000 gallon = 70000 \$

N	Volume (L)	Volume (Gallon)	Cost/unit	Cost
1,000	85.558,171	22.602,078	235.133,389	235.133,389
2,000	17.381,832	4.591,794	90.368,015	180.736,031
3,000	8.845,724	2.336,793	60.255,605	180.766,815
4,000	5.832,732	1.540,845	46.933,251	187.733,002
5,000	4.794,452	1.266,560	41.725,426	208.627,128



Jika ditinjau dari harga, maka digunakan 2 buah reaktor dengan volume masing2 $V_1 = V_2$

(Vshell): 17,382 m³

17.381,832 L

4.591,794 Gallon

Volume

Volume cairan dalam reaktor

V cairan: 4.591,794 gallon

17.381,832 L

17,382 m³

613,834 ft³

Volume reaktor oversize 20%

V reaktor: 20.858,199 L

20,858 m³

5.510,153 gallon

736,600 ft³

Diameter dan tinggi reaktor

Dipilih RATB bentuk silinder dengan perbandingan D : H = 2 : 3

(Brownell & Young, Table 3.3 Page 43)

V reaktor: 736,600 ft³

$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2.V_{head}$$
$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$
$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times \frac{3}{2} D^3\right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$

V reaktor: 1,347 D³

736,600 1,347 D³

D: 8,178 ft 98,133 in 2,493 m

r: 4,089 ft 49,066 in 1,246 m

H: 12,26 ft 147,199 in 3,739 m

Tebal shell dan head

Bahan: Carbon Steel SA-283 Grade C

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C$$

dimana,

ts: tebal dinding shell (in)

P : tekanan design (P operasi x 1,2): 17,640 psi

Ri : jari-jari reaktor: 49,066 in

E : efisiensi sambungan las: 0,850
 F : tekanan maksimal yang diizinkan: 12.650,000 psi
 C : korosi yang diizinkan: 0,125 in
 ts: 0,206

Tebal shell standar: 0,313

ID shell: 98,133 in
 OD shell: ID shell + 2.ts
 OD shell: 98,544 in
 OD standar: 102,000 in 2,591 m
 ID: 101,375 in 2,575 m 8,448 ft
 rc: 96,000 in 2,438 m
 irc: 6,125 in 0,156 m

$$t = \frac{0,885 \times P \times r_c}{f \times E - 0,1P} + C$$

t: 0,264

Tebal head standar: 0,313 in

a: ID/2
 a: 50,688 in
 AB: a - irc
 AB: 44,563 in
 BC: rc - irc
 BC: 89,875 in
 AC: $\sqrt{(BC^2 - AB^2)}$
 AC: 78,049 in
 b: rc - AC
 b: 17,951 in

Sf: 2,250 in 0,057 m

Tinggi head total: Sf + b + head

AO: 20,513 in 0,521 m

Volume head

Vh: 0,000049 x ID³

Vh: 51,049 ft³ 1,446 m³

Vsf: $(\pi/4) \times ID^2 \times sf$

Vsf: 0,297 m³

V head: Vh + Vsf

V head: 1,743 m³

V shell: V design - 2.V head

V shell: 17,372 m³

Tinggi shell (Hs): $(4 \times Vs) / (\pi \times ID^2)$

Hs: 3,338 m 10,951 ft

Tinggi reaktor: Hs + tinggi head

Tinggi reaktor: 3,859 m

V cairan shell: V cairan - V head

V cairan shell: 15,639 m³

Tinggi cairan shell: $(4 \times Vr) / (\pi \times Di^2)$

ZL: 3,005 m 118,297 in

Luas penampang: $\pi/4 \times Di^2$

Luas penampang: 5,205 m²

Pengaduk reaktor

$\ln \mu: \sum x_i \cdot \ln \mu_i$

ln μ : 1,610

μ : 5,002 cp 0,003 lb/ft.s 12,101 lb/ft.hr

ρ : 906,716 kg/L 56.604,412 lb/ft³

Jenis: Flat blade turbin impeller, 6 buah blade, 4 buah baffle

Dt: 2,575 m

Di: Dt / 3

Di: 0,858 m

Zi: 1,3 x Di

Zi: 1,116 m

W: 0,17 x Di

W: 0,146 m

L: 0,25 x Di

L: 0,215 m

Ringkasan ukuran pengaduk reaktor

Diameter dalam reaktor (Dt): 2,575 m 8,448 ft

Tinggi reaktor (ZR): 3,859 m 12,660 ft

Jarak pengaduk dari dasar (Zi): 1,116 m 3,661 ft

Diameter pengaduk (Di) 0,858 m 2,816 ft

Lebar pengaduk (L): 0,215 m 0,704 ft

Lebar baffle (W): 0,146 m 0,479 ft

Tinggi cairan dalam silinder (ZL): 3,005 m 9,858 ft

Kecepatan pengadukan

$$\frac{WELH}{2 \cdot D_i} = \left(\frac{H \times D_i \times N}{600} \right)^2$$

dimana,

WELH: water ewuipment liquid height

Di: diameter pengaduk (ft)

N: kecepatan putaran pengadukan (rpm)

H: tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \left(\frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

WELH: 2,724 m 8,938 ft

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot D_i}}$$

N: 85,486 rpm 1,425 rps 5.129,159 rph

Kecepatan pengaduk standar: 100,000 rpm 1,667 rps

Bilangan reynold (Nre)

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

Nre: 1.902.561,342

Np: 3,800

$$Pa = Np \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Pa: 74.304.929.920.571,500 gr.cm2/s3 7.430,493 kWH 7,430 kW
9,964 Hp

Efisiensi: 80,000 %

Efisiensi: 12,456 Hp

Power standar: 5,000 Hp

Air pendingin yang dibutuhkan

Q: 15.873,261 kcal/jam 66.458,170 kJ/jam

Wt: 3.012,726 kmol/jam

54.277,278 kg/jam 119.660,907 lb/jam

15,077 kg/s

Kecepatan volumetrik air

Qv: 0,015 m³/s

Luas perpindahan panas

Suhu masuk reaktor (T1): 60,000 °C 140,000 °F

Suhu keluar reaktor (T2): 60,000 °C 140,000 °F

Suhu pendingin masuk (t1): 30,000 °C 86,000 °F

Suhu pendingin keluar (t2): 50,000 °C 122,000 °F

ΔT LMTD: 32,769 °F

Untuk sistem heavy organic-water, kisaran UD: 5 - 75 (Kern, 1950, Tabel 8, Page 840)

UD: 75,000 btu/jam.ft².°F

Q: 15.873,261 kcal/jam 62.948,066 btu/jam

A: 25,613 ft² 2,380 m²

Ukuran pendingin

Jarak antara dinding luar tanki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil:

2,000 in 0,051 m 5,080

ID jaket: OD tanki + 2.jw

ID jaket: 106,000 in

Tebal dinding jaket

P design: P operasi x 120%

P design: 17,640 psig

Bahan: Carbon steel SA 283 grade C

f: 12.650,000 psi

C: 0,125 in

r: 53,000 in

P: 17,640 psi

E: 0,850

t min: 0,212 in

t shell standar: 0,313 in 0,008 m 0,794 cm

OD: ID + 2.t

OD: 106,625 in

OD standar dari tabel 5.7 (Brownell, 1959): 108,000 in
2,743 m

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD: 108,000 in
icr: 6,500 in
rc: 102,000 in
ID: OD - 2t
ID: 107,375 in 2,727 m 8,948 ft

Tebal head and bottom

Konstruksi head: Carbon steel SA 283 grade C

Bentuk head: Elliptical dished heads (ellipsoidal)

P: 17,640 psi
D: 108,000 in
f: 12.650,000 psi
E: 0,850
C: 0,125 in
th: 0,214 in
t bottom standar: 0,313 in

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD: 108,000 in
icr: 6,500 in
r: 102,000 in
a: 0,5 x OD jaket
a: 54,000 in 1,372 m
AB: a - icr

AB: 47,500 in 1,207 m

BC: r - icr

BC: 95,500 in 2,426 m

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

AC: 82,849 in 2,104 m

b: r - AC

b: 19,151 in 0,486 m

sf: 2,250 in 0,057 m

OA: th + b + sf

OA: 21,614 in 0,549 m

Volume ... head

Vh: 0,000076 x ID³

Vh: 94,086 ft³ 2,664 m³

V head: V head tanpa sf + V pada sf

V head: 2,998 m³

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor

Luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tanki untuk tebal head <1 in:

H: 1,5 x D

H: 161,063 in

De: 121,333 in 10,111 ft

A total: A shell + 2 x A tiap head

A total: $(\pi \times ID \times H) + (2 \times \pi/4 D_e^2)$

A total: 77.416,621 in² 49,946 m² 537,615 ft²

μ : viskositas larutan 12,101 lb/ft.jam

ID = D1: diameter dalam reaktor (ID shell) 8,448 ft

OD = D2: diameter dalam jaket pemanas 8,948 ft

hio: 307,4516385 Btu/jam.ft².°F

ρ air: 1.000,000 kg/m³ 62,428 lb/ft³

μ air: 0,895 cP 2,165 lb/ft.jam

k air: 4,747 Btu/jam.ft².°F

Cp air: 0,001 Btu/lb.°F

Gt: W/A

Gt: 222,577 lb/ft².jam

v: Gt/ ρ

v: 3,565 ft/jam 0,000302 m/s 0,001 ft/s

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan ...

Ret: 919,873

Untuk suhu 40°C (104°F), Ret: 919,873

dengan nilai Re: 919,873

Dari fig. 24 Kern, diperoleh

$j_H: 3,000$

$h_o: 0,110 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam.}^\circ\text{F}$

Clean overall coefficient dan designed overall coefficient

$U_c: 0,110 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$

Dari tabel 12 hal 845 Kern, Fouling factor $R_d: 0,002$

$1/U_d: R_d + 1/U_c$

$1/U_d: 9,134$

$U_d: 0,109 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$

$h_d: 1/R_d$

$h_d: 500,000$

$U_d: 0,109 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$

Tebal isolasi

Dari fig 11.42 Perry (1984), untuk range suhu 0 - 300 °F, digunakan isolator polyisocyanurate

Pertimbangan lain:

1. Dapat digunakan untuk range suhu 0 - 900 °F
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0 - 900 °F

3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi: 50,000 °C 122,000 °F

Data fisis:

k isolasi: 0,013 Btu/J.ft.°F

Ts: 50,000 °C 122,000 °F

Tud: 30,000 °C 86,000 °F

Suhu film

Tf: (Ts + Tud)/2

Tf: 104,000 °F 40,000 °C 313,000 K

δf: Ts - Tf

δf: 18,000 °F

β: 1/Tf

β: 1,773,E-03 /°F

Sifat udara pada Tf:

ρf 1,118 kg/m³ 0,070 lb/ft³

Cpf: 1,059 kJ/kg.K 0,253 Btu/lb.°F

μf: 1,910,E-05 Pa.s 0,046 lb/ft.hr

kf: 0,027 W/m.K 0,016 Btu/hr.ft.°F

gc: 32,200 ft/s² 4,173,E+08 ft/hr²

dengan Gr: bilangan Grashoff

Pr: bilangan Prandtl

Ra: bilangan Rayleigh

Raf: $Gr \times Pr$

Bila Raf: $10E+4 - 10E+9$, maka $hc: 0,29(\Delta t/2)^{0,25}$

Raf: $10E+9 - 10E+12$, maka $hc: 0,19(\Delta t)^{(1/3)}$

Dimana hc merupakan koefisien perpindahan panas konveksi

ℓ : L: tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

ℓ : L: $Z_r + 2(b + sf)$

ℓ : L: 194,723 in 4,946 m 16,223 ft

Gr: 1,298,E+11

Cek ℓ

$35/(Gr^{(1/4)})$: 0,058

ID/L: 12,000

Karena $ID/L > 35/(Gr^{(1/4)})$, maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan

Pr: 0,742

Raf: 9,630,E+10 $> 10E+9$

$hc: 0,19 \times (\Delta t)^{(1/3)}$

$hc: 0,498 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil (50°C)

ID: 107,375 in 8,948 ft

OD: 108,000 in 9,000 ft

T1: 60,000 °C 140,000 °F

T2: 50,000 °C 122,000 °F

Perpindahan panas konveksi

q konveksi: $h_c \times \pi \times (OD + 2.X \text{ isolasi}) \times L \times \Delta t$

$h_c \times \pi \times OD \times L \times \Delta t$ 4.109,102

$h_c \times \pi \times 2.X \text{ isolasi} \times L \times \Delta t$ 913,134 X isolasi

q konveksi: 4.109,102 + 913,134 X isolasi ... (1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari tabel 3 Kern, diperoleh k:
26,000 Btu/J.ft.°F

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga persamaan 1 = persamaan 2

Berdasarkan trial n error

X isolasi: 0,00111000 ft 0,034 cm

q konduksi: 4.001,367 Btu/jam

q konveksi: 4.110,116 Btu/jam

Tebal isolasi: 0,034 cm

Panas yang hilang setelah isolasi: 4.110,116 Btu/jam

Persentase panas yang hilang sesudah dan sebelum isolasi

Panas yang hilang sebelum isolasi

Ts: 60,000 °C 140,000 °F

$T_{ud}: 30,000 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 86,000 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $T_f: (T_s + T_{ud})/2$
 $T_f: 113,000 \text{ } ^\circ\text{F} \quad 45,000 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 318,000 \text{ K}$
 $\delta f: T_s - T_f$
 $\delta f: 27,000 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $\beta: 1/T_f$
 $\beta: 0,009 \text{ } /^\circ\text{F}$

Sifat udara pada T_f :

$\rho_f \quad 1,102 \text{ kg/m}^3 \quad 0,069 \text{ lb/ft}^3$
 $C_{pf}: 1,053 \text{ kJ/kg.K} \quad 0,252 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$
 $\mu_f: 1,933\text{E-}05 \text{ Pa.s} \quad 0,047 \text{ lb/ft.hr}$
 $k_f: 0,028 \text{ W/m.K} \quad 0,016 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$
 $g_c: 32,200 \text{ ft/s}^2 \quad 4,173\text{E+}08 \text{ ft/hr}^2$

$Pr: 0,736$

$Gr: 9,209\text{E+}11$

$Raf: 6,775\text{E+}11$

maka

$h_c: 0,19 \times (\Delta t)^{(1/3)}$

$h_c: 0,570 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$q \text{ konveksi: } h_c \times \pi \times OD \times L \times \Delta T$

$q \text{ konveksi: } 7.055,622 \text{ Btu/jam}$

Sehingga didapatkan panas yang hilang sebelum isolasi: 7.055,622
Btu/jam

Persentase panas yang hilang: 58,253 %

REAKSI TRANSESTERIFIKASI

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tanki Berpengaduk)

Fungsi : Mereaksikan Free Fatty Acid dengan CH₃OH dengan katalis NaOH

Kondisi operasi: Suhu: 60,000 °C 333,000 K

Tekanan: 1,000 atm

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

K : 2,870000 /jam

XA : 0,935

Konversi tiap reaktor

$$V_n = \frac{Fv(X_n - X_{n-1})}{k(1 - X_n)}$$

V : 673,907 m³

X₀ : -

X₁ : 0,935

$$X_{n-1} = X_n - \frac{V_n \cdot K(1 - X_n)}{Fv}$$

Untuk nilai X pada reaktor ke-n, digunakan *trial and error* dan *goal seek*.

1. Untuk reaktor 1, menentukan nilai V coba.
2. Memasukkan nilai X₁ = 0,935
3. Memasukkan nilai X₀ secara sembarang.
4. *Goal seek* pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X₀, *to Value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai V coba.

5. Untuk reaktor 2 dan seterusnya, menentukan V_n coba. Kemudian nilai $V_{n-1} = V_n$ coba, dan $V_1 = V_n$ coba.
6. Memasukkan nilai $X_n = 0,935$ untuk X_{n-1} menggunakan persamaan yang ada.
7. Memasukkan nilai X_0 secara sembarang
8. *Goal seek* pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X_0 , *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan V_n coba.

Metode six – tenth factor

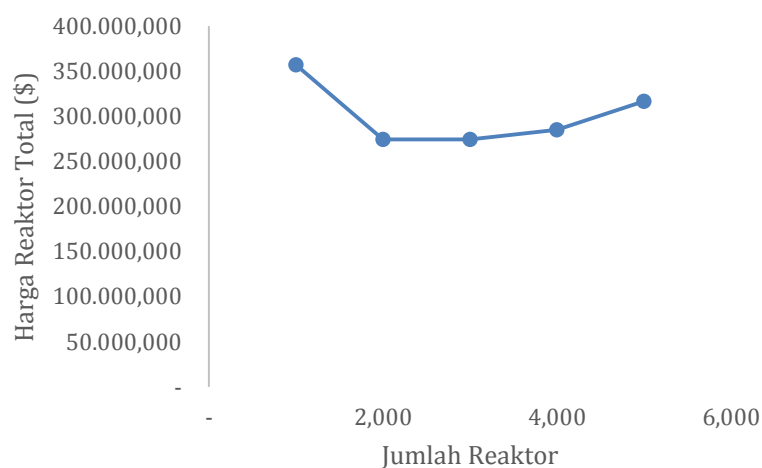
$$Cost A = Cost B \left(\frac{Size A}{Size B} \right)^{0,6}$$

Kondisi operasi : P: 1,000 atm 14,700 lb/in²

Bahan : Carbon Steel, 50 lb/in²

Basis harga pada volume 3000 gallon = 70000 \$

N	Volume (L)	Volume (Gallon)	Cost/unit	Cost
1,000	171.460,751	45.295,139	356.825,796	356.825,796
2,000	34.833,023	9.201,911	137.136,200	274.272,400
3,000	17.725,765	4.682,652	91.436,671	274.310,014
4,000	11.686,945	3.087,364	71.216,069	284.864,277
5,000	9.606,709	2.537,824	63.314,356	316.571,779



Jika ditinjau dari harga, maka digunakan 2 buah reaktor dengan volume masing2

$V_1 = V_2 = V_3$ (Vshell): 17,726 m³ 17.725,765 L 4.682,652Gallon

Volume

Volume cairan dalam reaktor

V cairan: 4.682,652 gallon

17.725,765 L

17,726 m³

625,979 ft³

Volume reaktor oversize 20%

V reaktor: 21.270,918 L

21,271 m³

5.619,182 gallon

751,175 ft³

Diameter dan tinggi reaktor

Dipilih RATB

V reaktor : 751,175 ft³

$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2.V_{head}$$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times \frac{3}{2} D^3 \right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$

V reaktor : 1,347 D³

751,175 1,347 D³

D : 8,231 ft 98,776 in 2,509 m

R : 4,116 ft 49,388 in 1,254 m

H : 12,347 ft 148,163 in 3,763 m

Tebal shell dan head

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C$$

dimana,

ts : tebal dinding shell (in)
 P : tekanan design (P operasi x 1,2): 17,640 psi
 Ri : jari-jari reaktor : 49,388 in
 E : efisiensi sambungan las : 0,850
 F : tekanan maksimal yang diizinkan: 12.650,000 psi
 C : korosi yang diizinkan : 0,125 in

ts: 0,206

Tebal shell standar: 0,313

ID shell : 98,776 in
 OD shell : ID shell + 2.ts
 OD shell : 99,188 in
 OD standar : 102,000 in 2,591 m
 ID : 101,374 in 2,575 m 8,448 ft
 Rc : 96,000 in 2,438 m
 Irc : 6,125 in 0,156 m

$$t = \frac{0,885 \times P \times r_c}{f \times E - 0,1P} + C$$

t: 0,264

Tebal head standar: 0,313 in

A : ID/2
 a : 50,687 in
 AB : a - irc
 AB : 44,562 in
 BC : rc - irc
 BC : 89,875 in
 AC : $\sqrt{(BC^2 - AB^2)}$
 AC : 78,050 in

B : rc - AC
 b : 17,950 in
 Sf : 2,250 in 0,057 m
 Tinggi head total: Sf + b + head
 AO : 20,513 in 0,521 m
 Volume head
 Vh : $0,000049 \times ID^3$
 Vh : 51,048 ft³ 1,446 m³
 Vs_f : $(\pi/4) \times ID^2 \times sf$
 Vs_f : 0,297 m³
 V head : V_h + V_{s_f}
 V head : 1,743 m³
 V shell : V design - 2.V head
 V shell : 17,785 m³

 Tinggi shell (H_s): $(4 \times V_s) / (\pi \times ID^2)$
 H_s : 3,417 m 11,211 ft
 Tinggi reaktor : H_s + tinggi head
 Tinggi reaktor : 3,938 m

 V cairan shell : V cairan - V head
 V cairan shell : 15,983 m³
 Tinggi cairan shell: $(4 \times V_r) / (\pi \times Di^2)$
 ZL : 3,071 m 120,901 in

 Luas penampang: $\pi/4 \times Di^2$
 Luas penampang: 5,205 m
 Pengaduk reaktor

$\ln \mu:$ $\sum x_i \cdot \ln \mu_i$
 $\ln \mu:$ 0,018
 $\mu:$ 1,018 cp 0,001 lb/ft.s 2,462 lb/ft.hr
 $\rho:$ 842,745 kg/L 52.610,843 lb/ft³
 Jenis: Flat blade turbin impeller, 6 buah blade, 4 buah baffle

$D_t:$ 2,575 m
 $D_i:$ $D_t / 3$
 $D_i:$ 0,858 m
 $Z_i:$ $1,3 \times D_i$
 $Z_i:$ 1,116 m
 $W:$ $0,17 \times D_i$
 $W:$ 0,146 m
 $L:$ $0,25 \times D_i$
 $L:$ 0,215 m

Ringkasan ukuran pengaduk reaktor

Diameter dalam reaktor (D_t)	:	2,575 m	8,448 ft
Tinggi reaktor (ZR)	:	3,938 m	12,921 ft
Jarak pengaduk dari dasar (Z_i)	:	1,116 m	3,661 ft
Diameter pengaduk (D_i)		0,858 m	2,816 ft
Lebar pengaduk (L)	:	0,215 m	0,704 ft
Lebar baffle (W)	:	0,146 m	0,479 ft
Tinggi cairan dalam silinder (ZL):		3,071 m	10,075 ft

Kecepatan pengadukan

$$\frac{WELH}{2 \cdot D_i} = \left(\frac{H \times D_i \times N}{600} \right)^2$$

dimana,

WELH : water ewuipment liquid height

Di : diameter pengaduk (ft)

N : kecepatan putaran pengadukan (rpm)

H : tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \left(\frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

WELH: 2,588 m 8,491 ft

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot D_i}}$$

N: 83,319 rpm 1,389 rps 4.999,123 rph

Kecepatan pengaduk standar: 100,000 rpm 1,667 rps

Bilangan reynold (Nre)

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

Nre: 8.469.825,947

Np: 3,800

$$Pa = Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5$$

Pa: 69.059.142.297.205,700 gr.cm2/s3 6.905,914 kWH
6,906 kW 9,261 Hp

Efisiensi: 80,000 %

Efisiensi: 11,576 Hp

Power standar: 15,000 Hp

Air pendingin yang dibutuhkan

Q : 4.167.548,350 kcal/jam 17.448.691,185 kJ/jam
M 276.601,136 kg/jam 609.801,082 lb/jam 76,834kg/s

Kecepatan volumetrik air

$$Q_v = \frac{Wt}{\rho_{air}}$$

Qv: 0,077 m³/s

Luas perpindahan panas

Suhu masuk reaktor (T1):	60,000	°C	140,000	°F
Suhu keluar reaktor (T2):	60,000	°C	140,000	°F
Suhu pendingin masuk (t1):	30,000	°C	86,000	°F
Suhu pendingin keluar (t2):	50,000	°C	122,000	°F

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

ΔT LMTD: 32,769 °F

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

Untuk sistem ... kisaran UD:

UD:	75,000	btu/jam.ft ² .°F
Q:	4.167.548,350 kcal/jam	16.527.108,253 btu/jam
A:	6.724,772 ft ²	624,752 m ²

Ukuran pendingin

Jarak antara dinding luar tanki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil:
2,000 in 0,051 m 5,080 cm

ID jaket: OD tanki + 2.jw

ID jaket: 106,000 in

Tebal dinding jaket

P design : P operasi x 120%

P design : 17,640 psig

Bahan:

F : 12.650,000 psi

C : 0,125 in

R : 53,000 in

P : 17,640 psi

E : 0,850

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

t min: 0,212 in

t shell standa : 0,313 in 0,008 m 0,795 cm

OD : ID + 2.t

OD : 106,626 in

OD standar dari tabel 5.7 (Brownell, 1959): 114,000 in 2,896 m

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD : 114,000 in

Icr : 6,875 in

Rc : 108,000 in

ID : OD - 2t

ID : 113,374 in 2,880 m 9,448 ft

Tebal head and bottom

Konstruksi head : Carbon steel SA 283 grade C

Bentuk head : Elliptical dished heads (ellipsoidal)

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

P : 17,640 psi

D : 114,000 in

F : 12.650,000 psi

E : 0,850

C : 0,125 in

Th : 0,219 in

t bottom standar : 0,313 in

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD : 114,000 in

Icr : 6,875 in

R : 108,000 in

A : 0,5 x OD jaket

A : 57,000 in 1,448 m ft

AB : a - icr

AB : 50,125 in 1,273 m ft

BC : r - icr

BC : 101,125 in 2,569 m ft

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

AC : 87,828 in 2,231 m

B : r - AC

B : 20,172 in 0,512 m

Sf : 2,250 in 0,057 m

OA : th + b + sf

OA : 22,641 in 0,575 m

Volume ... head

Vh : 0,000076 x ID³

Vh : 110,753 ft³ 3,136 m³

V head : V head tanpa sf + V pada sf

$$V_{head} = Vh + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot sf$$

V head: 3,508 m³

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor

Luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tanki untuk tebal head <1 in:

$$De = OD + \frac{OD}{24} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

H: 1,5 x D

H: 170,061 in

De: 127,833 in 10,653 ft

A total: A shell + 2 x A tiap head

A total: ($\pi \times ID \times H$) + ($2 \times \pi/4 De^2$)

A total: 86.196,694 in² 55,611 m² 598,588 ft²

Koefisien perpindahan panas antara reaktor dan jaket

$$\frac{hi \cdot Di}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

dengan $\mu = \mu_w$, sehingga $\mu/\mu_w = 1$

dimana,

D_i	: diameter reaktor (ID shell)	101,374	ft
h_i	: koefisien perpindahan panas	407,081	Btu/jam.ft ² .°F
ρ	: densitas campuran	52.610,843	lb/ft ³
C_p	: kapasitas panas larutan	0,860	Btu/lb.°F
L	: diameter pengaduk	0,704	ft
N	: kecepatan rotasi pengaduk	4.999,123	rph
k	: konduktivitas panas larutan	0,504	Btu/jam.ft ² .(°F/ft)
μ	: viskositas larutan	2,462	lb/ft.jam

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

ID = D_1 : diameter dalam reaktor (ID shell) 8,448 ft

OD = D_2 : diameter dalam jaket pemanas 9,448 ft

H_{io}	:	363,9937513	Btu/jam.ft ² .°F
ρ air:	1.000,000	kg/m ³	62,428 lb/ft ³
μ air:	0,895	cP	2,165 lb/ft.jam
k air:	4,747	Btu/jam.ft ² .°F	
C_p air:	0,001	Btu/lb.°F	

Gt: W/A

Gt: 1.018,732 lb/ft².jam

v: Gt/ ρ

v: 16,319 ft/jam 0,001382 m/s 0,005 ft/s

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan ...

$$Ret = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

Ret: 4.445,468

Untuk suhu 40°C (104°F), Ret: 4.445,468

dengan nilai Re: 4.445,468

Dari fig. 24 Kern, diperoleh

jH: 3,000

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

ho: 0,104 Btu/ft2.jam.°F

Clean overall coefficient dan designed overall coefficient

$$Uc = \frac{hi_o \cdot h_o}{hi_o + h_o}$$

Uc: 0,104 Btu/jam.ft2.°F

Dari tabel 12 hal 845 Kern, Fouling factor Rd: 0,002

$$Rd = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C}$$

1/Ud: Rd + 1/Uc

1/Ud: 9,622

Ud: 0,104 Btu/jam.ft2.°F

hd: 1/Rd

hd: 500,000

Ud: 0,104 Btu/jam.ft2.°F

Tebal isolasi

Dari

Pertimbangan lain:

- 1.
- 2.
- 3.

Diinginkan suhu dinding isolasi: 50,000 °C 122,000 °F

Data fisis:

k isolasi: 0,013 Btu/J.ft.°F

Ts: 50,000 °C 122,000 °F

Tud: 30,000 °C 86,000 °F

Suhu film

Tf: (Ts + Tud)/2

Tf: 104,000 °F 40,000 °C 313,000 K

δf: Ts - Tf

δf: 18,000 °F

β: 1/Tf

β: 1,773,E-03 /°F

Sifat udara pada Tf:

ρf 1,118 kg/m³ 0,070 lb/ft³

Cpf: 1,059 kJ/kg.K 0,253 Btu/lb.°F

μf: 1,910,E-05 Pa.s 0,046 lb/ft.hr

kf: 0,027 W/m.K 0,016 Btu/hr.ft.°F

gc: 32,200 ft/s² 4,173,E+08 ft/hr²

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta\Delta}{\mu_f^2}$$

dengan Gr: bilangan Grashoff

Pr: bilangan Prandtl

Ra: bilangan Rayleigh

$$Pr = \frac{Cp_f \cdot \mu_f}{k_f}$$

Raf: Gr x Pr

Bila Raf: 10E+4 - 10E+9, maka hc: $0,29(\Delta t/2)^{0,25}$

Raf: 10E+9 - 10E+12, maka hc: $0,19(\Delta t)^{(1/3)}$

Dimana hc merupakan koefisien perpindahan panas konveksi

ℓ : L: tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

ℓ : L: $Z_r + 2(b + sf)$

ℓ : L: 199,891 in 5,077 m 16,653 ft

Gr: 1,404,E+11

Cek ℓ

$35/(Gr^{(1/4)})$: 0,057

ID/L: 12,000

Karena ID/L > $35/(Gr^{(1/4)})$, maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan

Pr: 0,742

$$Raf: 1,042, E+11 > 10E+9$$

$$hc: 0,19 \times (\Delta t)^{(1/3)}$$

$$hc: 0,498 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil (50°C)

$$ID: 113,374 \text{ in } 9,448 \text{ ft}$$

$$OD: 114,000 \text{ in } 9,500 \text{ ft}$$

$$T1: 60,000 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 140,000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T2: 50,000 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 122,000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas konveksi

$$q \text{ konveksi: } hc \times \pi \times (OD + 2 \cdot X \text{ isolasi}) \times L \times \Delta t$$

$$hc \times \pi \times OD \times L \times \Delta t \quad 4.452,504$$

$$hc \times \pi \times 2 \cdot X \text{ isolasi} \times L \times \Delta t \quad 937,369 \quad X \text{ isolasi}$$

$$q \text{ konveksi: } 4.452,504 + 937,369 \quad X \text{ isolasi} \quad \dots (1)$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi

$$q_k = \frac{2 \cdot \pi \cdot (T_1 - t_s)}{\frac{1}{kL} \cdot \ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L} \ln\left(\frac{OD + 2 \cdot X_{isolator}}{OD}\right)}$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari tabel 3 Kern, diperoleh k:

$$26,000 \text{ Btu/J.ft.}^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga persamaan 1 = persamaan 2

Berdasarkan trial n error

$$X \text{ isolasi: } 0,001110 \text{ ft } 0,034 \text{ cm}$$

q konduksi: 4.223,548 Btu/jam

q konveksi: 4.453,545 Btu/jam

Tebal isolasi: 0,034 cm

Panas yang hilang setelah isolasi: 4.453,545 Btu/jam

Persentase panas yang hilang sesudah dan sebelum isolasi

Panas yang hilang sebelum isolasi

Ts: 60,000 °C 140,000 °F

Tud: 30,000 °C 86,000 °F

Tf: (Ts + Tud)/2

Tf: 113,000 °F 45,000 °C 318,000 K

δf: Ts - Tf

δf: 27,000 °F

β: 1/Tf

β: 0,009 /°F

Sifat udara pada Tf:

ρf 1,102 kg/m³ 0,069 lb/ft³

Cpf: 1,053 kJ/kg.K 0,252 Btu/lb.°F

μf: 1,933,E-05 Pa.s 0,047 lb/ft.hr

kf: 0,028 W/m.K 0,016 Btu/hr.ft.°F

gc: 32,200 ft/s² 4,173,E+08 ft/hr²

$$Pr = \frac{Cp_f \cdot \mu_f}{k_f}$$

Pr: 0,736

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta\Delta}{\mu_f^2}$$

Gr: 9,961,E+11

Raf: 7,329,E+11

maka

hc: $0,19 \times (\Delta t)^{(1/3)}$

hc: 0,570 Btu/lb.°F

q konveksi: $hc \times \pi \times OD \times L \times \Delta T$

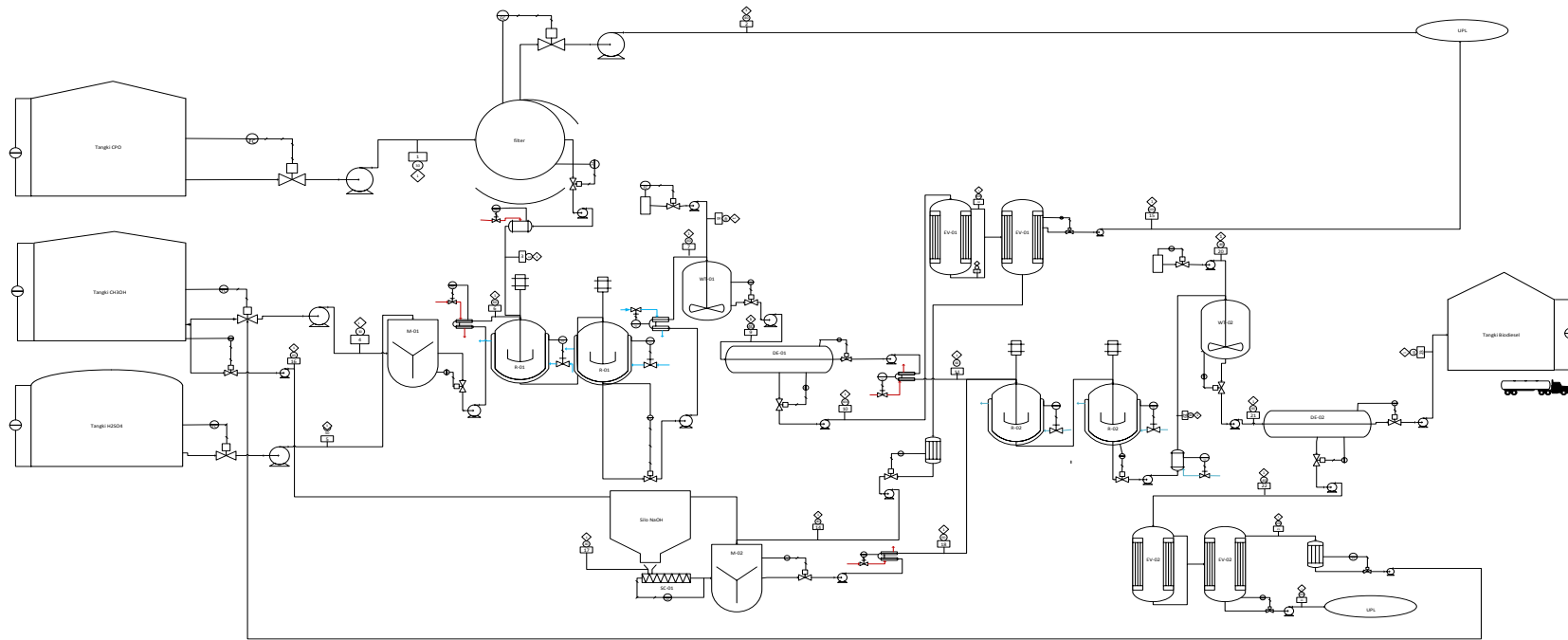
q konveksi: 7.645,267 Btu/jam

Sehingga didapatkan panas yang hilang sebelum isolasi: 7.645,267 Btu/jam

Persentase panas yang hilang:

LAMPIRAN B

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

[illegible]

Keterangan		
F	Filter	Tekanan (atmosfer)
M	Mixer	Suhu (Celcius)
R	Reaktor	No. Arus
WT	Wash Tank	Control Valve
DE	Decanter	
EV	Evaporator	
T	Tangki	Pompa
CL	Cooler	Steam Water
HE	Heater	Cooling Water

Instrumentasi	
WC	Weight Control
FC	Flow Control
TC	Temperature Control

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2022
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM	
PRA RANCANGAN PABRIK BIODESESEL DARI MINYAK KELAPA SAWIT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN	
DISUSUN OLEH :	
1. ANDIKA SAPUTRA ABIMANYU	17521058
2. ACEWAN MUHAMMAD	
DOSIS PEMBIMBING :	
1. SHOELAH MANAN, S.T., M.T., Ph.D.	
2. UUS KUSTIYANI, S.T., M.Eng	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

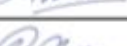
1. Nama Mahasiswa : Andika Saputra Abimanyu
No. MHS : 17521058
2. Nama Mahasiswa : Ackwan Muhammad
No. MHS : 17521116

Judul Prarancangan *) :

Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa Sawit dan Metanol dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2021

Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16/09/2021	Penentuan Judul Tugas Akhir	
2.	11/11/2021	Pemilihan kapasitas	
3.	2/12/2021	Diagram alir kualitatif	
4.	7/01/2022	Neraca Massa	
5.	16/03/2022	Process Flow Diagram	
6.	16/03/2022	Utilitas dan Analisis Ekonomi	
7.	24/03/2022	Naskah Tugas Akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 24 Maret 2022

Pembimbing,



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

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan -
Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Andika Saputra Abimanyu

No. MHS : 17521058

2. Nama Mahasiswa : Ackwan Muhammad

No. MHS : 17521116

Judul Prarancangan *) :

Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa Sawit dan Metanol dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2021

Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	11/12/2021	Penentuan judul dan Kapasitas	
2.	29/01/2022	Neraca Massa	
3.	31/01/2022	Evaporator pada Neraca Massa	
4.	14/02/2022	Alat Besar	
5.	15/02/2022	Neraca Panas	
6.	1/03/2022	Alat kecil	
7.	9/03/2022	Alat Kecil	
8.	11/03/2022	Process Flow Diagram	
9.	18/03/2022	Naskah Tugas Akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 23 Maret 2022

Pembimbing,



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan -
Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy