No :

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KARET DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Muhamad Rivan Fauzi
No. Mhs : 13 521 228

Nama : Harri Trisnapati
No. Mhs : 13 521 231

PRODI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KARET DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	:	Muhamad Rivan Fauzi	Nama	:	Harri Trisnapati
NIM	:	13521228	NIM	:	13521231

Yogyakarta, 19 Januari 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Kalau nanti terbukti ada banyak bagian karya yang mencantumkan karya orang lain tanpa mencantumkan sumber, maka saya siap mengambil semua risiko dan konsekuensinya.

Demikian pernyataan ini saya tulis, semoga dapat digunakan dengan baik.

Muhamad Rivan Fauzi

Harri Trisnapati

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KARET DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama	**: Muhamad Rivan Fauzi**	**Nama**	**: Harri Trisnapati**
No. Mhs	**: 13 521 228**	**No. Mhs**	**: 13 521 231**

Yogyakarta, 06 Januari 2021

Menyetujui

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

7/1/2021

Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.	**Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.**
Dosen Pembimbing I	Dosen Pembimbing II

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK BIJI KARET DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/ TAHUN

TUGAS AKHIR

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

Oleh :

Nama	: Muhamad Rivan Fauzi	Nama	: Harri Trisnapati
No. Mhs	: 13521228	No. Mhs	: 13521231

Yogyakarta, 12 Januari 2021

Tim Penguji,

Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.
Ketua

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.
Penguji I

Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.
Penguji II

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Ir. Suharno Rusdi, Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkanatas junjugan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **"PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KARET DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON / TAHUN"**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan bantuan moril dan materil, motivasi, serta doa yang tiada henti-hentinya kepada penyusun.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE., dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir 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 tak terbatas.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman – teman Teknik Kimia 2013 yang tersisa yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan Tugas Akhir ini didalam 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, Amin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 6 Januari 2021

Penulis

HALAMAN PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada :

Ibu dan Ayah**,** yang telah memberikan dukungan moril maupun materi serta kasih sayang mereka yang tidak ternilai. Terimakasih atas doa dan semangatnya yang tidak pernah henti diberikan.

Untuk adikku-adiku tersayang, terima kasih untuk motivasi, doa, semangat, canda tawa kalian.

Partnerku, terima kasih telah menjadi patner setiaku, maaf jika ada banyak kekurangan dan kecerobohan. Semoga kita berdua bisa sama-sama sukses kedepannya.

Teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia 2013, yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih atas semua memory yang akan selalu terkenang.

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .**Error! Bookmark not defined.**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv

KATA PENGANTAR v

HALAMAN PERSEMBAHAN vii

DAFTAR ISI viii

DAFTAR TABEL xii

DAFTAR GAMBAR xv

DAFTAR LAMPIRAN xvi

ABSTRAK xvii

BAB I 1

PENDAHULUAN 1

1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK 1

1.2 TINJAUAN PUSTAKA 4

1.2.1 Biodiesel 4

1.2.2 Minyak Biji Karet 7

1.2.3 Pemilihan Proses 11

1.2.4 Kapasitas Produksi 14

BAB II 22

PERANCANGAN PRODUK 22

2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU 22

2.1.1 Biji Karet 22

2.1.2 Trigliserida 22

2.2 SPESIFIKASI BAHAN TAMBAHAN 23

2.2.1 Asam Sulfat 23
2.2.2 Larutan Natrium Hidroksida 24
2.2.3 Larutan Asam Klorida 24
2.2.4 Asam phosphate (H_3PO_4) 25
2.2.5 Kalsium Oksida (CaO) 25
2.3 SPESIFIKASI PRODUK 26
2.3.1 Metil Ester 26
2.3.2 Gliserol 26
2.4 PENGENDALIAN KUALITAS 27
2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku 27
2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk 27
2.5 PENGENDALIAN PROSES 29
2.5.1. Alat Sistem Kontrol 29
2.5.2. Aliran Sistem Kontrol 30
BAB III 31
PERANCANGAN PROSES 31
3.1. Uraian proses 31
3.1.1. Tahap pre-treatment 31
3.1.2. Tahap Reaksi 80
3.1.3. Tahap Pemurnian 82
3.2. Spesifikasi Alat Proses 83
BAB IV 113
PERANCANGAN PABRIK 113
4.1. Lokasi Pabrik 113
4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik 113
4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik 115

4.1.3. Tata Letak Pabrik 116
4.1.4. Tata Letak Alat Proses 118
4.2. Aliran Proses dan Material 124
4.2.1. Neraca Massa Total 124
4.2.2. Neraca Massa Per Alat 125
4.2.3. Neraca Panas 132
4.3. Pelayanan Teknis (Utilitas) 138
4.3.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System) 138
4.3.2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System) 145
4.3.3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System) 146
4.3.4. Unit Penyediaan Udara Tekan 149
4.3.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar 149
4.4. Organisasi Perusahaan 152
4.4.1. Bentuk Organisasi 152
4.4.2. Struktur Organisasi 153
4.4.3. Tugas dan Wewenang 156
4.4.4. Ketenagakerjaan 161
4.4.5. Jadwal Kerja Karyawan 163
4.4.6. Perincian Jumlah Karyawan 166
4.4.7 Kesejahteraan Karyawan 167
4.4.8 Sistem Gaji Pegawai 167
4.4.9 Fasilitas Karyawan 170
4.5. Evaluasi Ekonomi 172
4.5.1. Penaksiran Harga Peralatan 173
4.5.2. Dasar Perhitungan 175
4.5.3. Perhitungan Biaya 175

4.5.4. Analisa Kelayakan 177
4.5.5. Hasil Perhitungan 180
4.5.6. Analisa Keuntungan 183
4.5.7. Hasil Kelayakan Ekonomi 183
BAB V 185
PENUTUP 185
5.1. Kesimpulan 185
5.2. Saran 187
DAFTAR PUSTAKA 188
LAMPIRAN 189
1. PEFD 189
2. Reaktor 191
Reaktor Esterifikasi ..... **Error! Bookmark not defined.**
Reaktor TransEsterifikasi ..... **Error! Bookmark not defined.**

DAFTAR TABEL

Tabel 1 Konsumsi Energi di Indonesia 1
Tabel 2 Perbandingan Biodiesel dan Petrodiesel 2
Tabel 3 Standarisasi Mutu Biodiesel di Indonesia 6
Tabel 4 Karakteristik Minyak Biji Karet Mentah 10
Tabel 5 Kandungan Asam Lemak Bebas dalam Biji Karet 11
Tabel 6 Konsumsi, Produksi dan Ekspor Biodiesel Per Tahun 15
Tabel 8 Luas lahan dan Produksi biji karet di Indonesia 19
Tabel 9 Beberapa Pabrik Biodiesel yang sudah berjalan di Indonesia 20
Tabel 10 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik 117
Tabel 11 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik 118
Tabel 12 Neraca Massa di Screw Press 125
Tabel 13 Neraca Massa di Degumming 125
Tabel 14 Neraca Massa di Decanter 1 126
Tabel 15 Neraca Massa di Reaktor Esterifikasi 126
Tabel 16 Neraca Massa di Netralizer 1 127
Tabel 17 Neraca Massa di Decanter 2 127
Tabel 18 Neraca Massa di Reaktor Transesterifikasi 128
Tabel 19 Neraca Massa di Netralizer 2 128
Tabel 20 Neraca Massa di Decanter 3 129
Tabel 21 Neraca Massa di Washing Tower 129
Tabel 22 Neraca Massa di Decanter 4 130
Tabel 23 Neraca Massa di Mixer 130

Tabel 24 Neraca Massa di Menara Distilasi 131
Tabel 25 Neraca Massa di Centrifuge..... 131
Tabel 26 Neraca Panas di Decanter 1 132
Tabel 27 Neraca Panas di Reaktor Esterifikasi..... 132
Tabel 28 Neraca Panas di Netralizer 1..... 132
Tabel 29 Neraca Panas di Reaktor Transesterifikasi 133
Tabel 30 Neraca Panas di Netralizer 2..... 133
Tabel 31 Neraca Panas di Decanter 3 133
Tabel 32 Neraca Panas di Washing Tower..... 134
Tabel 33 Neraca Panas di Decanter 4 134
Tabel 34 Neraca Panas di Mixer..... 134
Tabel 35 Neraca Panas di Centrifuge..... 135
Tabel 36 Perhitungan kebutuhan air 144
Tabel 37 Kebutuhan Steam..... 145
Tabel 38 Kebutuhan listrik untuk alat proses..... 146
Tabel 39 Kebutuhan listrik untuk utilitas..... 147
Tabel 40 Jadwal Pembagian kerja karyawan shift per Hari..... 165
Tabel 41 Kebutuhan operator per alat proses..... 166
Tabel 42 Gaji karyawan..... 168
Tabel 43 Harga Indeks Chemical Engineering Plant Cost Index..... 174
Tabel 44 Harga Indeks Tahun 2020 sampai Tahun 2025 174
Tabel 45 Physical Plant Cost (PPC)..... 181
Tabel 46 Fixed Capital Investment (FCI) 181
Tabel 47 Direct Manufacturing Cost (DMC)..... 181
Tabel 48 Indirect Manufacturing Cost (IMC)..... 181

Tabel 49 Fixed Manufacturing Cost (FMC) 181

Tabel 50 Total Manufacturing Cost (MC) 181

Tabel 51 Working Capital (WC) 182

Tabel 52 General Expense (GE) 182

Tabel 53 Total biaya produksi 182

Tabel 54 Fixed cost (Fa) 182

Tabel 55 Variable Cost (Va) 182

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1 Proses Buah Karet Menjadi Biji Karet 8

Gambar 2 Contoh Pemecahan Biji Karet 8

Gambar 3 Isi karet 9

Gambar 4 Grafik Konsumsi Biodiesel per Tahun 16

Gambar 5 Grafik Produksi per Tahun 17

Gambar 6 Grafik Ekspor per Tahun 17

Gambar 7 Reaksi Esterifikasi di dalam reaktor 80

Gambar 8 Reaksi Transesterifikasi di dalam reaktor 81

Gambar 9 Tata letak pabrik 120

Gambar 10 Tata Letak Alat Proses 122

Gambar 11 Diagram alir kualitatif pabrik biodiesel 136

Gambar 12 Diagram Alir Kuantitatif pabrik biodiesel 137

Gambar 13 Diagram Alir Air Utilitas 151

Gambar 14 Struktur organisasi perusahaan 155

Gambar 15 Grafik BEP-SDP 184

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 PEFD 190

Lampiran 2 Reaktor .....**Error! Bookmark not defined.**

ABSTRAK

Industri biodiesel yang tumbuh di Indonesia cukup banyak, mengingat permintaan minyak meningkat sehingga dapat mengurangi ketergantungan pada energi fosil yang tidak terbarukan. Bahan baku utama yang dibutuhkan adalah 98% metanol sebanyak 39.411 ton / tahun dan 264.373 ton / tahun biji karet. Sedangkan untuk bahan pendukung, 1.061 ton / tahun NaOH 99%, 56 ton / tahun H2SO4 98%, dan 611 ton / tahun H3PO4. Biodiesel diproduksi sebagai produk utama dengan kapasitas produksi 150.000 ton / tahun. 13.042 ton / tahun gliserol dihasilkan sebagai produk sampingan. Langkah-langkah prosesnya adalah sebagai berikut: (i) Reaksi antara metanol dan FFA dengan katalis asam sulfat dalam esterifikasi reaktor reaktif (R-101), (ii) Netralisasi katalis asam dan FFA residu yang tidak bereaksi dengan larutan NaOH, (iii) Pemisahan dari garam, (iv) Reaksi antara metanol dan Trigliserida dengan katalis NaOH dalam reaksi Transesterifikasi (R-02), dan (v) Pemurnian produk biodiesel dan gliserol melalui proses dekomposisi cairan cair dan proses sentrifugasi. Tanaman ini akan didirikan di Kabupaten Banyuasin, Provinsi Sumatera Selatan, karena berorientasi pada kebutuhan bahan baku. Jumlah pegawai sebanyak 134 orang dan daerah yang dibutuhkan sekitar 12.000 m^2. 307.846 ton / tahun air pendingin, 465,609 ton / tahun air proses, 1.638,1817 ton / tahun air hidran-servis, 9.810,593 ton / tahun air sanitasi, 59.595,4117 ton / tahun air boiler, udara bertekanan 36.96 m^3 / tahun, bahan bakar generator 609.106.815 liter / tahun dan 219,624 kW listrik dibutuhkan untuk mengoperasikan pabrik ini. Perhitungan hasil evaluasi ekonomi sebesar 100% kapasitas produksi, ROI sebelum pajak 42,49%, ROI setelah pajak 27,62%. POT sebelum pajak adalah 1,91 tahun, POT setelah pajak 2,66 tahun dengan BEP sebesar 45,37%, SDP 28,66%, dan 27,51% dari DCFR. Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi, pabrik biodiesel ini berkapasitas 150.000 ton / tahun layak untuk dianalisis lebih lanjut.

Kata-kata kunci: Biodiesel, Biji Karet, Metanol, Reaksi Esterifikasi, Reaksi Transesterifikasi

ABSTRACT

The biodiesel industry that grows in Indonesia is quite a lot, considering that the demand for oil is increasing so that it can reduce dependence on non-renewable fossil energy. The main raw material needed is 98% Metanol, 39411 tons / year and 264,373 tons / year of rubber seeds. Meanwhile, for supporting materials, 1,061 tons / year 99% NaOH, 56 tons / year 98% H2SO4, and 611 tons / year H3PO4. Biodiesel is produced as the main product with a production capacity of 150,000 tons / year. 13.042 tonnes / year of glycerol is produced as a byproduct. The process steps are as follows: (i) The reaction between Metanol and FFA with sulfuric acid catalyst in the esterification of the reactive reactor (R-101), (ii) Neutralization of the acid catalyst and the residual FFA that does not react with NaOH solution, (iii) Separation from salt, (iv) The reaction between Metanol and triglycerides with NaOH catalyst in the transesterification reaction (R-02), and (v) Purification of biodiesel and glycerol products through a liquid liquid decomposition process and a centrifugation process. This plant will be established in Banyu Asin Regency, South Sumatra Province, because it is oriented towards the need for raw materials. The number of employees is 134 people and the required area is around 12,000 m2. 307,846 tonnes / year of cooling water, 465,609 tonnes / year of process water, 1,638.1817 tonnes / year of hydrant-service water, 9,810,593 tonnes / year of water sanitation, 59,595,4117 tonnes / year of boiler water, compressed air 36.96 m3 / year, generator fuel 609,106,815 liters / year and 219,624 kW of electricity needed to operate this plant. The calculation of the results of the economic evaluation is 100% production capacity, ROI before tax 42,49%, ROI after tax 27,62%. POT before tax is 1.91 years, POT after tax is 2.66 years with BEP of 45.37%, SDP 28.66%, and 27.51% from DCFR. Based on the consideration of the evaluation results, this biodiesel plant with a capacity of 150,000 tons / year is suitable for further analysis.

Keywords: Biodiesel, Rubber Seed, Methanol, Esterification Reaction, Transesterification Reaction

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Karena pesatnya perkembangan teknologi pada bidang industri dan transportasi, kenaikan konsumsi energi pun tidak dapat dihindari. Sumber energi yang sangat dibutuhkan adalah bahan bakar fosil, yang mana merupakan energi yang tidak dapat diperbaharui. Indonesia adalah negara berkembang dengan populasi penduduk yang padat, kebutuhan energi merupakan kebutuhan dasar. Tingkat konsumsi energi di Indonesia menjadi sebuah pokok permasalahan, terjadi kelangkaan hingga kenaikan harga.

Tabel 1 Konsumsi Energi di Indonesia

Tahun	Konsumsi (barel/hari)	Konsumsi (barel/tahun)
2009	1321	482165
2010	1415	516475
2011	1595	582175
2012	1651	602615
2013	1680	613200
2014	1712	624880
2015	1574	574510
2016	1624	592760
2017	1704	621960
2018	1789	652985
2019	1863	679995

Berdasarkan data di atas, sumber energi alternatif pun menjadi solusi untuk mengatasi kelangkaan dan menjaga stabilitas harga di Indonesia.

Tersedianya bahan bakan energi yang dapat diperbaharui dapat mengatasi hal tersebut, seperti halnya biodiesel, yang dapat diproduksi dari minyak nabati.

Biodiesel dapat dipakai sebagai salah satu energi alternatif yang dapat diaplikasikan sebagai bahan campuran ataupun energi pengganti minyak (petrodiesel). Sebagai perbandingan biodiesel dan petrodiesel dapat dilihat pada tabel 1.2

Tabel 2 Perbandingan Biodiesel dan Petrodiesel

Aspek	Biodiesel	Petrodiesel
Sifat Pembakaran	Lebih Sempurna	Pembakaran kurang sempurna menyebabkan polusi udara
Emisi padat dan gas buang	Menghasilkan lebih sedikit sisa emisi, CO, hidrokarbon tidak terbakar dan SO_2	Emisi menghasilkan kandungan senyawa belerang yang tinggi
Emisi CO_2	78% lebih rendah dibandingkan petrodiesel	Emisi yang tinggi menyebabkan pemanasan global.
Sifat Pelumasan	Memiliki sifat pelumasan sehingga turut membersihkan bagian dalam mesin	Tidak memiliki sifat pelumasan
Angka Setana	Angka setana lebih tinggi sehingga titik nyala lebih baik	Angka setana lebih rendah dibandingkan biodiesel
Efek terhadap lingkungan	Memiliki total bilangan asam yang lebih rendah sehingga lebih ramah lingkungan	Selain polusi, dan emisi padat yang tinggi, bilangan asam yang lebih tinggi dapat menyebabkan hujan asam.

Sumber: *authorstream.com*

Bahan dasar biodiesel adalah minyak nabati yang dapat diperoleh dari biji - bijian. Biji - bijian mengandung minyak nabati yang dapat di manfaatkan sebagai bahan dasar pembuatan biodiesel. Adapun biji bijian

tersebut seperti, kelapa sawit, biji jarak, biji kemiri, biji bunga matahari dan biji karet.

Indonesia memiliki perkebunan karet sekitar 2.9 juta ha, yang tersebar diberbagai provinsi di Sumatera, Kalimantan, dan Jawa Barat. Selain menghasilkan karet sebagai produk utama, perkebunan karet juga menghasilkan produk tambahan berupa biji karet (*rubber seed*). Data (BPS, 2018) menyebutkan bahwa jumlah biji karet yang dihasilkan dari satu hektar tanaman sangat bervariasi, yaitu sekitar 3.000 – 450.000 butir/ha/tahun dengan populasi sekitar 500 pohon karet per hektar. Selain itu beberapa sumber penelitian menyebutkan akan potensi biji karet sebagai salah satu energi alternatif khususnya pada biofuel (biodiesel).

Kebutuhan Indonesia akan bahan bakar fosil merupakan pokok utama yang melatar belakangi pendirian pabrik biodiesel. Dengan adanya sumber energi alternatif biodiesel diharapkan Indonesia dapat memenuhi kebutuhan energi sebagai bahan bakar.

1.2 TINJAUAN PUSTAKA

1.2.1 Biodiesel

Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif dengan gugus monoalkil ester yang memiliki rantai asam lemak panjang yang berasal dari minyak nabati atau lemak hewani. Monoalkil ester dapat berupa metil atau etil ester, tergantung pada sumber alkohol yang digunakan. Ester cabang tunggal adalah produk reaksi alkohol linier (seperti metanol dan etanol) dan lemak atau minyak (trigliserida) untuk membentuk gliserol dan ester yang terbentuk dari asam lemak rantai panjang (Supranto et al., 2003). Metil atau etil ester merupakan senyawa yang relatif stabil, cair pada suhu kamar (titik leleh antara 4-18 ^{o}C), tidak korosif, dan titik didih rendah (Swern, 1994).

Di Indonesia, pengembangan biodiesel sudah dimulai lebih dari sepuluh tahun. Namun produk turunan minyak bumi pada saat itu masih tergolong murah, sehingga pengembangan terkesan tidak memiliki prospek yang signifikan. Pengembangan biodiesel hanya pada tingkat laboratorium, proses produksi biodiesel, karakteristik biodiesel, pengujian kinerja, dll.

Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional menyebutkan pengembangan biodiesel sebagai energi terbarukan akan dilaksakan selama 25 tahun, dimulai dengan persiapan pada tahun 2004 dan eksekusi sejak tahun 2005. Periode 25 tahun tersebut dibagi dalam tiga fasa pengembangan biodiesel. Pada fasa pertama, yaitu tahun 2005-2010, pemanfaatan biodiesel minimum sebesar 2% atau sama dengan

720.000 kilo liter untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar minyak nasional dengan produk-produk yang berasal dari minyak castor dan kelapa sawit.

Fasa kedua (2011-2015) merupakan kelanjutan dari fasa pertama akan tetapi telah digunakan tumbuhan lain sebagai bahan mentah. Pabrik-pabrik yang dibangun mulai berskala komersial dengan kapasitas sebesar 30.000 – 100.000 ton per tahun. Produksi tersebut mampu memenuhi 3% dari konsumsi diesel atau ekivalen dengan 1,5 juta kilo liter. Pada fasa ketiga (2016 – 2025), teknologi yang ada diharapkan telah mencapai level 'high performance' dimana produk yang dihasilkan memiliki angka setana yang tinggi dan casting point yang rendah. Hasil yang dicapai diharapkan dapat memenuhi 5% dari konsumsi nasional atau ekivalen dengan 4,7 juta kilo liter. Selain itu juga terdapat Inpres Nomor 1 Tahun 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati (Biofuel) sebagai bahan bakar lain. Hal-hal ini menunjukkan keseriusan Pemerintah dalam penyediaan dan pengembangan bahan bakar nabati. (Rahayu, 2006).

Sesuai dengan persyaratan SNI, dalam pembuatan biodiesel, standarisasi kualitas biodiesel sangat penting dilakukan untuk memahami spesifikasi biodiesel yang baik. Tabel 1.3 mencantumkan standarisasi kualitas biodiesel Indonesia.

Tabel 3 Standarisasi Mutu Biodiesel di Indonesia

No	Parameter Uji	Satuan, min/maks	Persyaratan
1	Massa jenis pada 40^{o}C	kg/m^{3}	850 -890
2	Viskositas Kinematik pada 40^{o}C	mm^{2}/s (cSt)	2,3 - 6,0
3	Angka setana	Min	51
4	Titik nyala (mangkok tertutup)	^{o}C, min	100
5	Titik kabut	^{o}C, maks	18
6	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50^{o}C)		nomor 1
7	Residu karbon	%-massa, maks	
	Dalam per contoh asli		0,05
	Dalam 10% ampas destilasi		0,3
8	Air dan sedimen	%-vol, maks	0,05
9	Temperatur distilasi 90%	^{o}C, maks	360
10	Abu tersulfatkan	%-massa, maks	0,02
11	Belerang	mg/kg, maks	100
12	Fosfor	mg/kg, maks	10
13	Angka asam	mg-KOH/g, maks	0,5
14	Gliserol bebas	%-massa, maks	0,02
15	Gliserol total	%-massa, maks	0,24
16	Kadar ester metil	%-massa, min	96,5
17	Angka iodium	%-massa(g-I2/100g), maks	115
18	Kadar monogliserida	%-massa, maks	0,8
19	Kestabilan oksidasi	menit	
	Periode induksi metode rancimat		360
	Periode induksi metode petro oksidasi		27

Sumber: *SNI (Standar Nasional Indonesia) 7182:2015*

1.2.2 Minyak Biji Karet

Menurut statistik Dirjen Pertanian, Indonesia merupakan salah satu negara dengan perkebunan karet terbanyak di dunia (lebih dari 3 juta hektar). Tanaman karet (Havea brasiliensis) merupakan pohon besar yang banyak ditemukan di negara tropis yang subur. Pabrik karet ini terutama menghasilkan getah (latex), disamping hasil-hasil biji karet dalam bentuk lain yang dapat digunakan sebagai sumber minyak biji karet. Data (Warta Penelitian dan Pengembangan Pertanian, 2009) menyebutkan bahwa jumlah biji karet yang dihasilkan dari satu hektar tanaman sangat bervariasi, yaitu sekitar 3.000 – 450.000 butir/ha/tahun. Sampai saat ini, pengelolaan biji karet belum dimaksimalkan dengan baik, termasuk pengelolaan menjadi minyak biji karet pasca panen..

Biji karet yang berasal dari buah pohon karet, memiliki banyak bagian penyusun buah. Sebutir buah karet biasanya terdapat 3 pod (wadah) biji karet, dalam 1 buah wadah terdapat 1 biji karet. Biji karet sendiri, terbentuk dari beberapa bagian, kulit biji karet, daging biji karet, dan inti biji karet.

Gambar 1 Proses Buah Karet Menjadi Biji Karet

Biji karet berbentuk lonjong, panjang 1-2 cm dengan berat 1-3 gram / butir. Biji karet tersusun dari ± 40% cangkang, dan 60% daging biji, dimana perbandingan kulit terhadap daging buah sangat tergantung pada kesegaran benih.

Gambar 2 Contoh Pemecahan Biji Karet

Gambar 3 Isi karet

Biji karet segar memiliki kandungan minyak yang tinggi dan kandungan air yang tinggi sehingga mengakibatkan kualitas minyak kurang baik. Biji segar terdiri dari 34,1% kulit, 41,2% isi dan 24,4% air. Sedangkan benih karet yang dicampur selama 2 hari terdiri atas kulit 41,6%, air 8%, minyak 15,3% dan residu 35,1%. Biji karet mengandung 40% hingga 50% minyak, yang mengandung 17% hingga 22% asam lemak jenuh dan 77% hingga 82% asam lemak tak jenuh (Swern, 1994).

Penggunaan minyak biji karet di berbagai industri selanjutnya bergantung pada sifat kimia dan fisiknya. Hasil analisis karakteristik minyak biji karet mentah ditunjukkan di bawah ini pada Tabel 4

Tabel 4 Karakteristik Minyak Biji Karet Mentah

Parameter	Satuan	Nilai (Minyak)	Nilai (Metil Ester)
Sifat Kimia			
Bilangan Penyabunan	mg KOH/g minyak	198,6	124,3
Bilangan Iod	g I_2/100 g minyak	124,8	65,3
Bilangan Peroksida	meq O_2/kg minyak	20	48,2
Nilai Asam Lemak	mg KOH/g minyak	15,28	0,24
Sifat Fisika			
Densitas	g/cm^3	0,919	0,882
Viskositas	m/s^2	4,2	2,32
Wujud Fisik pada 25 ^oC	^oC	Coklat gelap	Coklat
Kandungan Air	%	2,6	0,001
Nilai Kalor	MJ/kg	39,44	43,35

Sumber: (*Adepoju Tunde, 2020)*

Biji karet memiliki kandungan asam lemak bebas *(FFA)* sekitar 15%. Kandungan asam lemak bebas dalam biji karet (minyak biji karet) dalam Tabel 1.5.

Tabel 5 Kandungan Asam Lemak Bebas dalam Biji Karet

Jenis asam	Komposisi (%)
	Biji Karet
Asam Lemak Jenuh	
Palmitat (CH3(CH2)14COOH)	0.40
Stearat (CH3(CH2)16COOH)	10.20
Arachidat (CH3(CH2)18COOH)	0.56
Asam Lemak Tak Jenuh	
Oleat (cis-9-octadecenoic acid)	29.60
Linoleat (Omega 6)	41.40
Linolenat (Omega 3)	18.81

Sumber*: (Adepoju Tunde, 2020)*

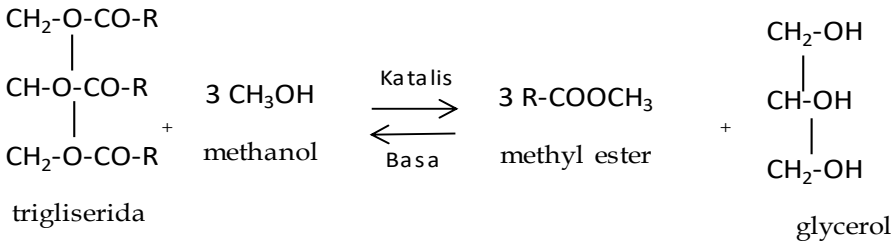
1.2.3 Pemilihan Proses

Secara umum proses pembuatan biodiesel melibatkan dua reaksi utama, yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Keduanya menggunakan alkohol sebagai reaktan. Perbedaannya terletak pada jenis katalis yang digunakan. Reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam, dan reaksi transesterifikasi menggunakan katalis basa. Produk sampingan yang dihasilkan keduanya juga berbeda.

a. Reaksi Transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi diartikan sebagai reaksi antara alkohol dan trigliserida membentuk alkil ester dan gliserin. Alkil ester ini disebut biodiesel. Pada saat yang sama, trigliserida adalah komponen utama minyak dan lemak, dan merupakan triester gliserol dan asam

lemak. Karena menggunakan alkohol sebagai salah satu reaktannya, reaksi ini biasa disebut dengan alkoholisis.



Gambar 1.1 Reaksi Transesterifikasi

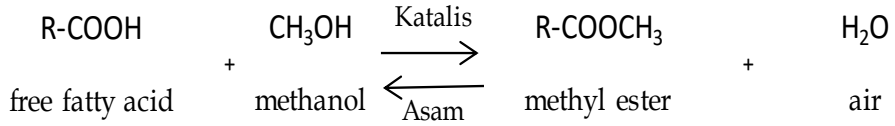
Pada reaksi transesterifikasi diperlukan katalis yang bertujuan untuk mempercepat laju reaksi. Dengan tidak adanya katalis, tingkat konversi yang tinggi dapat dicapai. Namun, responnya akan sangat lambat. Reaksi transesterifikasi sangat sensitif terhadap kandungan FFA yang terkandung dalam minyak nabati. Menurut beberapa literatur, kadar FFA maksimum dalam bahan baku yang dapat ditoleransi dalam reaksi ini adalah 1-2,5%. Nilai ini sama dengan nilai asam 2-5 mg KOH / mg. Kandungan asam lemak yang tinggi memicu reaksi samping antara katalis alkali dan asam lemak itu sendiri serta membentuk sabun. Reaksi ini disebut penyabunan atau saponifikasi.

b. Reaksi Esterifikasi

Reaksi esterifikasi terjadi antara asam lemak bebas dan metanol membentuk alkil ester dan air. Reaksi ini cocok untuk bahan baku dengan kandungan FFA yang tinggi. Reaksi ini merupakan solusi untuk pengolahan biodiesel menggunakan bahan baku berkualitas rendah (seperti minyak nabati bekas). Perlakuan bahan baku yang

mengandung asam lemak bebas lebih dari 5 mg KOH / g melalui reaksi transesterifikasi akan memicu reaksi gubal. Bahan baku dengan kadar FFA lebih tinggi biasanya mengalami 2 reaksi secara bersamaan. Langkah pertama adalah mengurangi kandungan FFA melalui reaksi esterifikasi. Kemudian dilakukan reaksi transesterifikasi sebagai reaksi utama produksi biodiesel. Umumnya, katalis asam seperti asam sulfat, asam klorida atau resin penukar kation asam digunakan dalam reaksi esterifikasi..

Berikut ini persamaan reaksi esterifikasi asam lemak dan metanol.



Gambar 1.2 Reaksi Esterifikasi

Mirip dengan reaksi transesterifikasi, reaksi ini juga merupakan reaksi bolak-balik, sehingga konversi asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan produk dalam jumlah besar, diperlukan juga metanol yang berlebih. Selain itu, dapat juga dicapai dengan segera memisahkan produk sampingan (air). Reaksi ini tergolong reaksi endotermik, dimana semakin tinggi suhunya, semakin cepat laju reaksi, dan kesetimbangannya cenderung bergeser ke kanan..

1.2.4 Kapasitas Produksi

Dalam perancangan pabrik biodiesel, bahan baku yang dipilih adalah minyak biji karet dan Metanol. Adapun faktor-faktor berikut yang menjadi pertimbangan:

a. Kebutuhan biodiesel dalam negeri (Nasional)

Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional menyebutkan pengembangan biodiesel sebagai energi terbarukan akan dilaksakan selama 25 tahun, dimulai dengan persiapan pada tahun 2004 dan eksekusi sejak tahun 2005. Periode 25 tahun tersebut dibagi dalam tiga fasa pengembangan biodiesel. Pada fasa pertama, yaitu tahun 2005-2010, pemanfaatan biodiesel minimum sebesar 2% atau sama dengan 720.000 kilo liter untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar minyak nasional.

Fasa kedua (2011-2015), pabrik-pabrik yang dibangun mulai berskala komersial dengan kapasitas sebesar 30.000 – 100.000 ton per tahun. Produksi tersebut mampu memenuhi 3% dari konsumsi diesel atau ekivalen dengan 1,5 juta kilo liter. Pada fasa ketiga (2016 – 2025), teknologi yang ada diharapkan telah menghasilkan produk dengan angka setana yang tinggi dan casting point yang rendah. Hasil yang dicapai diharapkan dapat memenuhi 5% dari konsumsi nasional atau ekivalen dengan 4,7 juta kilo liter.

Menurut kementrian ESDM, biodiesel sudah diproduksi sebanyak 520.000 ton pada tahun 2007, ekuivalen dengan 590.000 kl. Berdasarkan

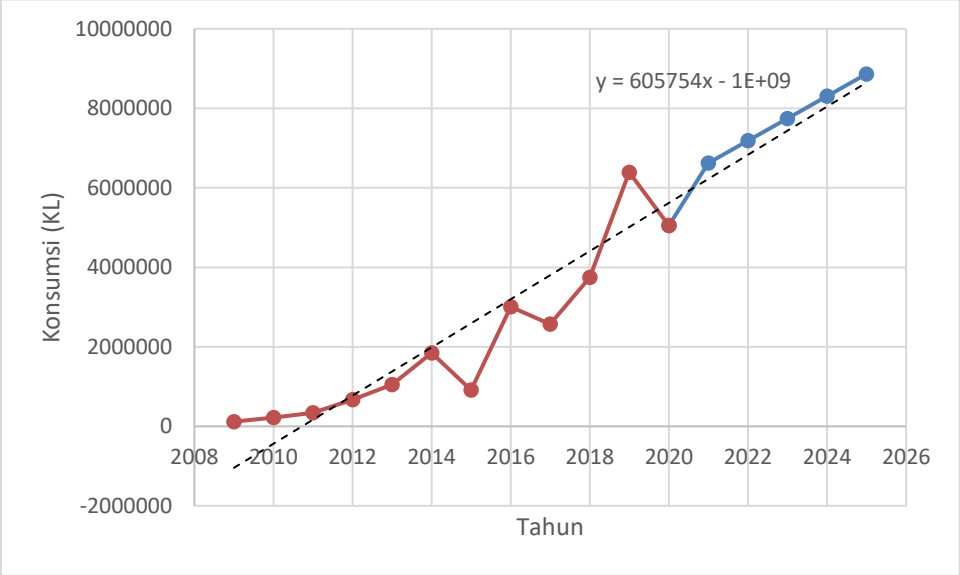
proyeksi Indonesia mengenai produksi biodiesel sebanyak 2,41 juta kl pada 2010, Indonesia telah memenuhi 24,4% dari target. Dan pada RUEN 2006 pemerintah memiliki target untuk meningkatkan produksi biodiesel pada tahun 2025 sebesar 11.6 juta KL.

Berdasarkan statistik dari Kementrian ESDM dan Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (Aprobi), permintaan negara akan biodiesel menunjukkan grafik yang berfluktuasi, dan karena permintaan negara akan biodiesel, kapasitas biodiesel terpasang juga meningkat. Tabel 1.6 mencantumkan konsumsi biodiesel tahunan.

Tabel 6 Konsumsi, Produksi dan Ekspor Biodiesel Per Tahun

Tahun	Produksi	Konsumsi	Ekspor
2008	0	0	0
2009	190000	119000	70000
2010	243000	223000	20000
2011	1812000	339000	1453000
2012	2221000	669000	1552000
2013	2805000	1048000	1757000
2014	3961081	1844663	1629262
2015	1652801	915460	328573
2016	3656359	3008474	476937
2017	3416417	2571559	187349
2018	6167837	3750066	1802926
2019	8399184	6392645	1319428

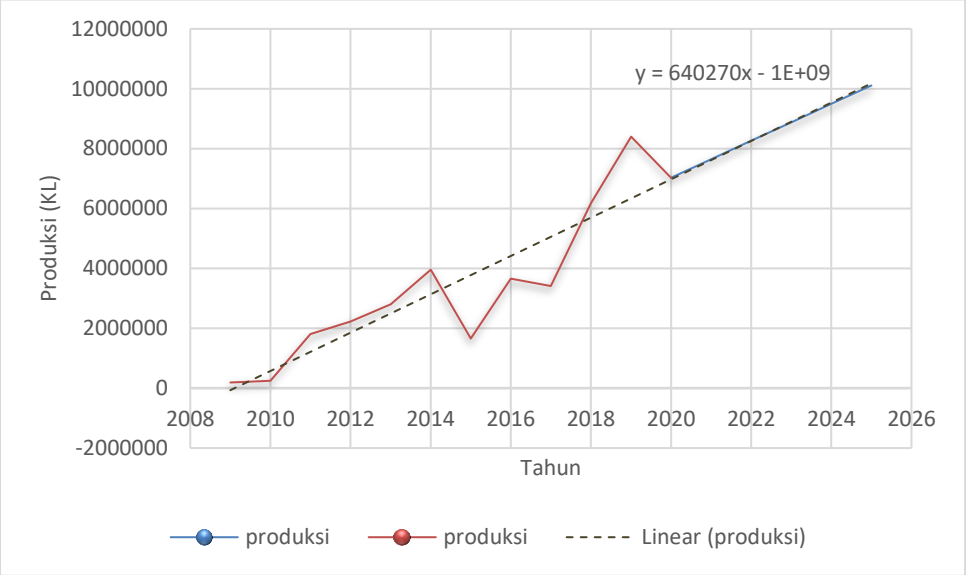
Sumber : Kementrian ESDM, Asosisasi Produsen Biofuel Indonesia (Aprobi), 2019



Gambar 4 Grafik Konsumsi Biodiesel per Tahun

Perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2025 dilakukan dengan regresi linear dari data tabel 6. Hasil regresi terlihat pada grafik x.y. Pabrik biodisel ini direncanakan didirikan pada tahun 2025, perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun tersebut dari persamaan 8.865.489 kiloliter.

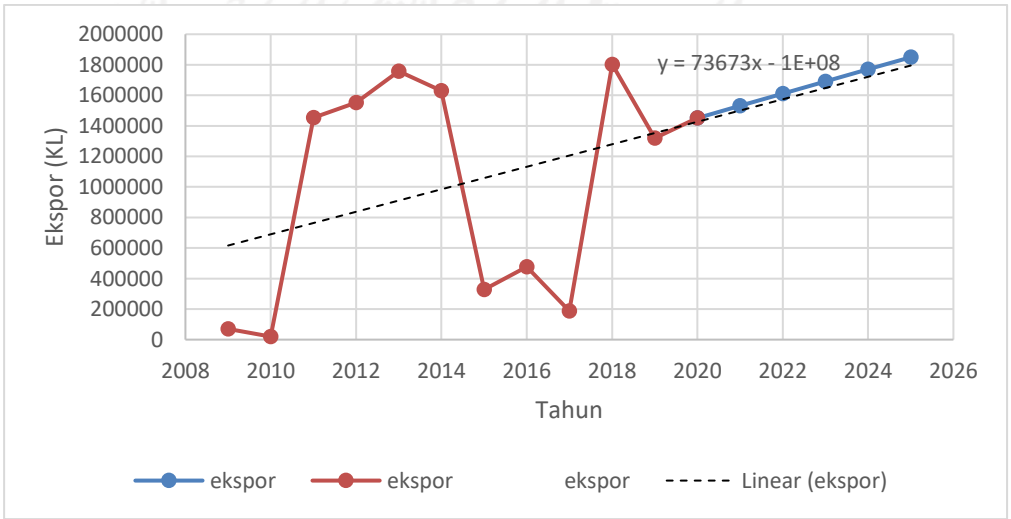
Perkiraan kapasitas produksi pada tahun 2025 dilakukan dengan regresi linier data pada tabel 6. Hasil regresi terlihat pada grafik



Gambar 5 Grafik Produksi per Tahun

Perkiraan kapasitas biodiesel terpasang pada tahun 2025 adalah 10.108.474 Kiloliter

Adapun sebagai pemasukan keuangan Indonesia sebagai pengekspor biodiesel ke mancanegara, kebutuhan ekspor pada tahun 2025 dapat dihitung melalui tabel 6, grafik ekspor dapat di lihat pada gambar grafik di bawah ini.



Gambar 6 Grafik Ekspor per Tahun

Sehingga didapatkan perkiraan ekspor pada tahun 2025 adalah 1.849.238 Kiloliter.

Berdasarkan data perhitungan yang telah didapat, dapat dihitung kebutuhan biodiesel pada tahun 2025.

Kebutuhan tahun 2025 = (konsumsi + ekspor) – produksi

= (8.865.489 + 1.849.238) - 10.108.474

= 606.253 Kiloliter

= 606.253 Kiloliter x 0,88 kg/Liter

= 533.502 ton

b. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama yaitu biji karet dapat diperoleh dari hasil samping perkebunan karet yang ada di Indonesia. Dengan luas lahan 2.918.000 ha (Katalog Statistik BPS, 2018). Data (Warta Penelitian dan Pengembangan Pertanian, 2009), Menyebutkan bahwa tanaman karet dapat berbunga dan berbuah dua kali dalam setahun yang dapat menghasilkan hingga 3.000 – 450,000 butir / ha / tahun atau sama dengan 10,5 – 1575 kg / ha / tahun.

Berdasarkan data luas lahan perkebunan karet di Indonesia dan mengasumsikan biji karet yang dihasilkan 750 kg / hektar / tahun, produksi biji karet dapat dilihat pada tabel 1.8

Tabel 7 Luas lahan dan Produksi biji karet di Indonesia

Tahun	Luas Lahan (Ha)	Biji Karet (kg)
2012	3506201	2629651
2013	3555946	2666960
2014	3606245	2704684
2015	3621103	2715827
2016	3639049	2729287
2017	3659090	2744318
2018	3549044	2661783

Pabrik biodiesel ini direncanakan didirikan pada tahun 2025. Hasil regresi linier produksi biji karet perkebunan di Indonesia pada tahun 2025 adalah 2.739.762 ton.

c. Kapasitas pabrik yang sudah ada

Kapasitas pabrik yang sudah ada diperlukan untuk memperkirakan kapasitas minimal yang menguntungkan secara komersial. Beberapa pabrik biodisel yang sudah berjalan baik di Indonesia terlihat dalam Tabel 1.9.

Tabel 8 Beberapa Pabrik Biodiesel yang sudah berjalan di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton / tahun)
PT Wilmar Bioenergy Indonesia	Riau	1300000
PT Wilmar Nabati Indonesia Gresik	Jatim	1300000
PT Musim Mas	Kepri	615000
PT Ciliandra Perkasa	Riau	250000
PT Cemerlang Energi Perkasa	Riau	250000
PT Musim Mas	Medan	235000
PT Pelita Agung Agri Industries	Riau	200000
PT Multi Biofuel Indonesia	Kalsel	160000
PT Darmex Biofuels	Jabar	150000
PT Anugerah Inti Gemanusa	Jatim	120000

Sumber : Profil Industri Oleokimia, 2014

Dari pertimbangan di atas, maka ditetapkan kapasitas pabrik biodisel yang akan dirancang sebesar 150.000 ton/tahun dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Kapasitas berada di ambang rata rata pabrik pelaku utama industri oleokimia.
2. Bahan baku yang tersedia di Indonesia cukup melimpah dan kurang termanfaat dengan baik.
3. Kapasitas jauh lebih tinggi daripada pabrik dengan kapasitas terkecil, pabrik ini dirancang untuk membantu program pemerintah dalam mewujudkan produksi biodiesel 11,6 juta kilo liter per tahun.
4. Selain membantu program pemerintah, kapasitas yang sedikit lebih tinggi dari kapasitas pabrik terendah yang sudah ada bermaksud juga untuk menarik minat para investor.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU

2.1.1 Biji Karet

Bentuk : Kotak bentuk tiga atau empat

Warna : Coklat dan Kernel putih kekuningan

Nilai Kalor : 18850 J/g

Refractive Indeks : 1,466-1,469

Kekentalan Kinematik: 4,5 Cp

Kandungan dalam biji karet

Minyak : 45-55%

Abu : 2,71%

Protein : 22,17%

Air : 3,71%

Karbohidrat : 24,21%

2.1.2 Trigliserida

Fase : Cair

Rumus Molekul : $C_{18}H_{32}O_2$

Berat Molekul : 280,451Kg/Kmol

Kenampakan : Kuning / Kuning Kecoklatan

Kelarutan : Tidak larut dalam air

Titik Didih : 355°C

Densitas : 0,902 gr/cm3

Viscosity : 38,65 cP

Kapasitas Panas

Cp (T) : 241,348+2,3065T-5,0663E-03T^2+4,7468E-06T^3J/molK

ΔHf 25^{o}C : -540,341 kjoule/mol

ΔHf (T) : -454,177-3,392E-01T+1,682E-04T^2

2.1.3 Metanol

Fase : Cair

Rumus Molekul : CH_3OH

Berat Molekul : 32,04 g/mol

Kenampakan : Cairan Putih / bening

Kelarutan : larut dalam air

Titik Didih : 64,85 ^{o}C (pada 1 atm)

Titik Beku : -97,53^{o}C

Densitas : 791,8 kg/m3 = 0,791 gr/cm^3

Kemurnian : 94%

Kapasitas Panas

Cp(T) : 40,152 + 3,1046E-01 T - 1,0291E-03 T^2 + 1,4598E-06 T^3 J/mol K

Sumber: Kirk Othmer, “Encyclopedia Of Technology”, vol 6 Ed.5, p.300

2.2 SPESIFIKASI BAHAN TAMBAHAN

2.2.1 Asam Sulfat

Fase : Cair

Rumus Molekul : H_2SO_4

Berat Molekul : 98 kg/kmol

Titik Didih : 270°C

Titik Beku : -35°C

Densitas : 1,84 kg/m^3

Kemurnian : 95-98% As. Sulfat ; 2-5% Air

Sumber : Scciencelab.com

2.2.2 Larutan Natrium Hidroksida

Fase : Cair

Rumus Molekul : NaOH

Berat Molekul : 40kg/kmol

Titik Didih : 140°C

Titik Beku : 12°C

Densitas : 1,53 kg/m^3

Kelarutan : 42 gram/ 100 gram air °C

Sumber : Scciencelab.com

2.2.3 Larutan Asam Klorida

Bentuk 30 ^oC 1 atm : Cair Jernih

Rumus Molekul : HCl

Berat Molekul : 36,46

Specific Gravity/Density : 1,0 – 1,2

Viskositas : N.A

Titik Didih : 81.5-110 ^oC @ 760 mmHg

Titik Beku : -74 ^oC

Tekanan Uap : 5,7 mmHg pada 0^oC

Densitas Uap : 1,26

Kelarutan : dapat dicampur

Http://avogadro.chem.iastate.edu/msds/hcl.htm

2.2.4 Asam phosphate (H_3PO_4)

Bentuk : Cair

Specific Gravity (25^oC) : 1.685

Viskositas : 3.86 mPa.s

Boiling point : 158^oC

Melting point : 42.35^oC

Vapor Density : 3,4

Rumus molekul : H_3PO_4

Berat molekul : 98 gr/mol

2.2.5 Kalsium Oksida (CaO)

Bentuk : Solid. (Kristal padat.)

Bau : Tidak berbau.

Berat Molekul : 56,08 gr / mol

Warna : Putih.

Berat Jenis : 3,33 (Air = 1)

Kelarutan : larut dalam asam

2.3 SPESIFIKASI PRODUK

2.3.1 Metil Ester

Rumus Molekul	: R-$COOCH_3$ / $C_{19}H_{32}O_2$
Berat Molekul	: 296 kg/kmol
Densitas	: 0,8264 gr/ml – 0,89 gr/ml
Viskositas	: 5,55
Kemurnian	: 96%

Sumber : Scciencelab.com

2.3.2 Gliserol

Rumus Molekul	: $C_3H_8(OH)_3$
Berat Molekul	: 92kg/kmol
Titik Didih	: 290°C
Titik leleh	: 19°C
Viskositas	: 749,538 Cp (pada 25°C)
Densitas	: 1,4746 g/cm^3 (95% Gliserol dalam air)
Specific Gravity	: 1,2491 gr/cm^3
Kelarutan	: larut didalam air

Sumber : Kirk Othmer, “Encyclopedia Of Technology”, vol 6 Ed.5, p.300

2.4 PENGENDALIAN KUALITAS

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

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa minyak biji karet (Trigliserida) dan bahan tambahan berupa Metanol dan asam sulfat dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik. Evaluasiyang digunakan yaitu standar yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang diukur adalah :

a) Kemurnian dari bahan baku biji karet, H_2SO_4 dan Metanol
b) Kadar air
c) Kadar zat pengotor

2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk

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

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*. Yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan terhadap indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik itu *flowrate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

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

- *Level Control*

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

- *Flow Rate*

  Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses. Apabila terjai trouble maka kecepatan putaran pompa akan disesuaikan dengan keadaan, tergantung dengan trouble yang terjadi.

- *Temperature Control*

  Merupakan alat yang dipasang didalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan, makan akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadan kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produ yang memenuhi standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk tela sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

2.5 PENGENDALIAN PROSES

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

2.5.1. Alat Sistem Kontrol

a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-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* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel controller. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve.*

2.5.2. Aliran Sistem Kontrol

a. Aliran Pneumatik (aliran udara tekan) digunakan untuk pompa dari pengendali ke penggerak.
b. Aliran elektrik (sinyal) digunakan untuk suhu dari sensor ke pengendali.
c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk aliran dari sensor ke pengendali.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian proses

Proses pembuatan biodiesel (metil ester) dapat menggunakan bahan baku nabati seperti kelapa sawit, jarak pagar, biji kacang tanah atau minyak biji karet. Pembuatan biodiesel dengan bahan baku minyak biji karet dilakukan dalam dua tahap yaitu esterifikasi dan transesterifikasi dengan menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO4) dan NaOH. Secara garis besar, proses pembuatan biodiesel terbagi dalam beberapa tahap:

a. Tahap *pre-treatment*

b. Tahap esterifikasi

c. Tahap transesterifikasi

d. Tahap pemurnian

3.1.1. Tahap pre-treatment

a) Persiapan Bahan baku pada Reaksi Esterifikasi

Minyak biji karet yang disimpan pada T= 30^oC dengan P= 1 atm di G-01 dipanaskan melewati HE-01 hingga mencapai T= 70^oC sehingga siap untuk bereaksi pada reaktor (R-01). Kemudian bahan baku metanol (TP-01) dan H_2SO_4 (TP-03) dimasukan ke dalam cairan dari tangki penyimpanan bahan baku, yang disimpan pada suhu 30^oC dan tekanan 1 atm, kemudian kedua bahan tersebut diumpankan ke dalam reaktor 1 (R-01). Esterifikasi menggunakan 2 reaktor yang dipasang secara seri.

b) Persiapan Bahan baku pada Reaksi Transesterifikasi

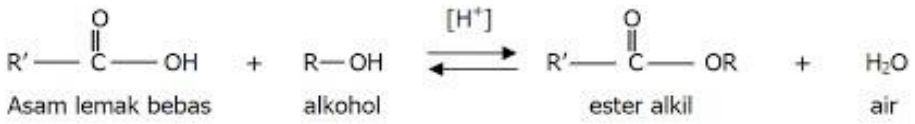
Hasil dari decanter (D-02) diumpan ke Reaktor Transesterifikasi (R-02A) dan NaOH Cair dari TP-04 tempat penyimpanan dengan kondisi T=30^{o}C P=1 atm dialirkan ke dalam reaktor transesterifikasi Reaktor RATB (R-02A) pada T= 70^{o}C.

3.1.2. Tahap Reaksi

a. Reaksi Esterifikasi

Biji karet direaksikan dengan metanol dan H_2SO_4 dalam RATB pada kondisi operasi isotermal dengan suhu 70 ° C dan tekanan 1 atm. Reaksinya bolak-balik, sehingga konversi dari asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan produk dalam jumlah besar, diperlukan metanol yang berlebih. Dalam campuran ini, asam lemak bebas bereaksi dengan metanol membentuk ester. Pencampuran menggunakan perbandingan molar antara FFA dan metanol yaitu 1: 4, dan katalis asam sulfat yang digunakan adalah 5% dari FFA. Kemurnian metanol adalah 99,8% (Bioresource Technology, 2010). Reaksi berlangsung selama 1,347 jam dengan laju konversi 96.65%. Kemudian dikirimkan ke reaktor transesterifikasi.

Reaksi yang terjadi pada Esterifikasi adalah sebagai berikut:



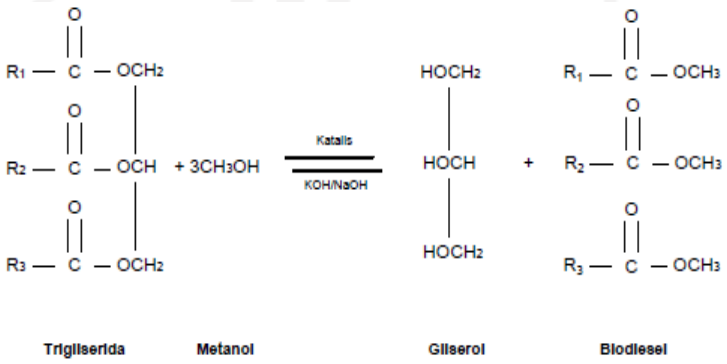
Gambar 7 Reaksi Esterifikasi di dalam reaktor

b. Reaksi Transesterifikasi

Hasil reaksi dari decanter (D-02) diumpankan ke dalam heater (HE-02) sehingga temperatur menjadi 700°C, dan hasil reaksi dari decanter sebelumnya dapat bereaksi dengan baik pada reaktor transesterifikasi. Laju konversi pada reaktor transesterifikasi adalah 99%. Waktu reaksi adalah 3 jam (Bioresource Technology, 2010). Dengan menggunakan reaktor yang disusun secara seri, proses transesterifikasi dilakukan dalam dua tahap.

Pada proses transesterifikasi prinsip kerjanya yaitu mereaksikan Natrium Hidroksida (NaOH) dengan Metanol (CH_3OH) dengan hasil reaksi esterifikasi.

Reaksi yang terjadi pada reaktor transesterifikasi adalah sebagai berikut :



Gambar 8 Reaksi Transesterifikasi di dalam reaktor

Proses transesterifikasi melibatkan reaksi antara trigliserida dan metanol sehingga membentuk metil ester. Perbandingan molar trigliserida dengan metanol adalah 1: 6. Metanol yang digunakan merupakan metanol yang tersedia di pasar kimia. Semakin tinggi kemurnian bahan yang digunakan, semakin tinggi kualitas hasil yang didapat. Hal ini berkaitan erat

dengan kadar air pada reaksi transesterifikasi, sebelum reaksi transesterifikasi pada reaktor (R-02A) dan (R-02B) terjadi reaksi netralisasi antara H_2SO_4 dan HCl menjadi garam. Reaksi netralisasi dalam reaktor terjadi sangat cepat, sehingga terjadi reaksi netralisasi pada reaksi transesterifikasi, selanjutnya reaksi transesterifikasi berlangsung. Reaksi transesterifikasi dipengaruhi oleh beberapa faktor yang mempengaruhi laju reaksi dan laju konversi. Faktor-faktor tersebut antara lain jenis alkohol, rasio molar alkohol terhadap trigliserida, katalis, suhu reaksi dan air. (Arief Budiman dkk,2014).

3.1.3. Tahap Pemurnian

Hasil dari reaktor transesterifikasi selanjutnya dialirkan ke dalam tangki pencuci yang bertujuan untuk menetralkan NaOH dari reaktor transesterifikasi dengan HCl 36%. Di *washing tank* (WT-01), suhu dan tekanan adalah 40$^{\circ}C$ dan 1 atm. Kemudian, keluaran dari tangki pencuci mengalir ke decanter (D-04). Dalam alat analisa, pemisahan dilakukan sesuai dengan perbedaan kerapatan bahan yang ditambahkan. Fungsi alat analisa adalah memisahkan fasa cahaya yang berupa minyak (seperti trigliserida, asam lemak bebas dan metil ester) dari fasa berat yang berupa larutan. Kondisi kerja alat analisa adalah T = 400 ° C dan P = 1 atm. Kemudian dilakukan streaming hasil penganalisis ke mixer (MX-01). Hasil dari Mixer kemudian dialirkan menuju *Menara Distilasi* (MD-01). Hasil atas *decanter* (D-04) dialirkan ke tangki penyimpanan Biodiesel. Hasil bawah *decanter (D-04)* dialirkan ke *mixer (*MX-03*)*. Hasil *mixer* (MX-03)

dialirkan ke *Menara Distilasi* (MD-01). Hasil bawah *Centrifuge* dialirkan ke Tangki Gliserol.

3.2.Spesifikasi Alat Proses

1. Gudang biji karet (G-01)

   Fungsi : Menyimpan biji karet selama 15 hari sebanyak 21.729.292,89 Kg.
   Jenis : Prisma segiempat beraturan
   Jumlah : 1 buah
   Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
   : Suhu : 30°C
   Bahan Kontruksi : Beton
   Dimensi Gudang : Panjang : 23,24 m
   Lebar : 46,94 m
   Tinggi : 23,24 m
   Kapasitas : 29.587,8171 m^3

2. *Screw Press* (SP-01)

   Fungsi : mengeluarkan minyak yang terdapat di dalam biji karet.
   Jenis : Series KP *Screw Press*
   Bahan : *Stainless Steel*
   Jumlah : 1 Unit
   Menurut www.vincentonrp.com untuk kapasitas 20-60 ton/jam dipilih:
   Model : KP-24
   Tipe : *Vincent Screw Press*
   Daya maksimum : 60 hp
   Panjang(length) : 3,5 m
   Ketebalan : 0,5 m
   Tinggi : 0,8 m

3. Reaktor (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan CH_3OH dengan FFA menggunakan katalis Asam Sulfat, sehingga dihasilkan biodiesel dan air.

Jenis : Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)
Isothermal, Non Adiabatis

Jumlah : 2 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm
Suhu : 70 °C

Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 283 Grade C*

Dimensi reaktor : - Diameter reaktor : 4,69 m
Tinggi reaktor : 8,96 m
Volume reaktor : 162,21 m^3
Tebal *shell* : 3/16 in
Tebal *head* : 3/16 in
Jenis *head* : Flanged and dished head (Torispherical)

Jaket Pemanas : Tinggi Jaket : 7,03 m
Tebal jaket : 1,29 in
Diameter jaket : 4,81 m

Jenis Pemanas : Steam

Suhu : Masuk : 100^oC
Keluar : 90^oC

Pengaduk Reaktor : Jumlah *baffle* : 4 buah
Jumlah *blade* : 6 buah
Lebar *baffle* : 0,13 m
Jenis Pengaduk : *Flat blade turbin impellers*
Jumlah pengaduk : 1 buah
Diameter pengaduk : 1,56 m
Daya pengaduk : 5 Hp
Jumlah Putaran : 20,2148 rpm

Tebal isolasi pada reaktor:

Tebal Isolasi : 0,348 in

Panas yang hilang setelah diisolasi : 2174,65 kkal/jam

Jenis bahan Isolasi : Asbes

4. *Netralizer (*N-01)

Fungsi : Menetralkan Asam Sulfat sebagai katalisator di reaktor.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 283 Grade C*

Dimensi Netralizer: Diameter : 2,37 m

Tinggi : 3,56 m

Tebal shell : 1/4 in

Tebal head : 3/16 in

Pengaduk Netralizer:

Jenis : *six blade turbin*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Diameter pengaduk : 0,7112 m

Julah pengaduk : 1 buah

Lebar *baffle* : 0,06 m

Efisiensi/putaran : 88% / 1,7955 rps

Daya motor : 10,7 Hp

5. Decanter (D-01)

Fungsi : Untuk memisahkan Minyak dan Gum

Jenis : *Horzontal silinder*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm Suhu 40C

Dimensi:

Diameter : 2,6 m

Tinggi : 13,3 m

Tebal *shell* : 2,54 m

Tebal *head* : 0,875 in

Volume : 80,45 m^3

Waktu tinggal : 106,3519 menit

6. *Reaktor* (R-02)

Fungsi : Mereaksikan minyak karet dengan CH_3OH dengan katalis NaOH sehingga dihasilkan biodiesel dan gliserol.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Isothermal, Non Adiabatis

Jumlah : 2 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

Suhu : 70°C

Bahan Kontruksi : *Stainless Steel 283 Grade C*

Dimensi Reaktor :

Diameter Reaktor : 3,4 m

Tinggi reaktor : 8,23 m

Volume reaktor : 69,5613 m^3

Tebal *shell* : 3/6 in

Tebal *head* : 3/16 in

Jenis *head* : *Flanged and dished head (Torispherical)*

Jaket Pemanas :

Tinggi Jaket : 6,79 m

Tebal jaket : 1,27 in

Diameter jaket : 3,52 m

Jenis Pemanas : Steam

Suhu : Masuk : 100^oC

Keluar : 90^oC

Pengaduk reaktor :

Jumlah *baffle* : 4 buah

Jumlah *blade* : 6 buah
Lebar *baffle* : 0,09 m
Jenis pengaduk : *flate blade turbine impellers*
Jumlah pengaduk : 1 buah
Diameter pengaduk : 1.13 m
Daya pengaduk : 2 Hp
Jumlah putaran : 27,6913 rpm
Tebal isolasi pada reaktor:
Tebal Isolasi : 0,375 in
Panas yang hilang setelah diisolasi : 3648,96 kkal/jam
Jenis bahan Isolasi : Asbes

7. *Netralizer* (N-02)

Fungsi : Menetralkan NaOH sebagai katalisator di reaktor, dengan Asam Klorida sehingga menghasilkan Natrium klorida.
Jenis : Tangki Silinder Berpengaduk
Jumlah : 1 buah
Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm
Suhu : 40°C
Bahan kontruksi : Stainless Steel SA 283 Grade C
Dimensi *netralizer* :
Diameter : 2,41 m
Tinggi : 3,6 m
Tebal *shell* : ¼ in
Tebal *head* : 3/16 in
Pengaduk *netralizer* :
Jenis : *six blade turbine*
Jumlah *bafflee* : 4 buah
Diameter pengaduk : 0,76 m
Jumlah pengaduk : 1 buah
Lebar *bafflee* : 0,06 m

Efisiensi/putaran : 88% / 1,71 rps

Daya motor : 20 Hp

8. *Decanter* (DC-02)

Fungsi : Memisahkan *metil ester* dari campurannya.

Jenis : Horizontal Silinder

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : - Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Bahan kontruksi : *Carbon Steels SA 283 Grade C*

Dimensi :

Diameter : 1,53 m

Tinggi : 7,67 m

Tebal *shell* : 1,45 m

Tebal *head* : 0,875 in

Volume : 14,37 m^3

Waktu tinggal : 33,47 menit

9. *Decanter* (DC-03)

Fungsi :Memisahkan komponen biodiesel dengan komponen gliserol

Jenis : Horizontal Silinder

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Bahan Kontruksi : *Carbon Steels SA 283 Grade C*

Dimensi

Diameter : 1.16 m

Tinggi : 5,81 m

Tebal *shell* : 1,10 m

Tebal *head* : 0,875 in

Volume : 6,58 m^3

Waktu tinggal : 12,92 menit

10. *Washing Tower*

Fungsi : Menghilangkan kotoran yang tersisa dari proses dekanter

Jenis : Silinder datar dengan alas datar dan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi : - Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Bahan kontruksi : *Carbon Steels 283 Grade C*

Dimensi

Diameter : 2,85 m

Tinggi : 4,28 m

Tebal *shell* : 1/4 in

Tebal *head* : 1/4 in

Volume : 27,51 m^3

Waktu tinggal : 1 jam

Pengaduk washing tower:

Jenis : six blade turbine

Jumlah bafflee : 4 buah

Diameter pengaduk : 0,76 m

Jumlah pengaduk : 1 buah

Lebar *bafflee* : 0,19 m

Efisiensi/putaran : 80% / 2,18 rps

Daya motor : 20 Hp

11. *Mixer* (M-01)

Fungsi : Untuk mencampur CH_3OH dan NaCl

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi *Mixer*

Diameter *Mixe*r : 1,51 m

Tinggi *mixer* : 1,51 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *head* : 3/16 in

Pengaduk *Mixer* :

Jenis : *six blade turbine*

Jumlah *bafflee* : 4 buah

Diameter pengaduk : 0,50 m

Jumlah pengaduk : 1 buah

Lebar *bafflee* : 0,04 m

Efisiensi/putaran : 80% / 1,9854 rps

Daya motor : 1,5 Hp

12. Decanter (D-04)

Fungsi : Memisahkan *metil ester* dari campurannya.

Jenis : Horizontal Silinder

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi: - Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Bahan kontruksi: *Carbon Steels SA 283 Grade C*

Dimensi :

Diameter : 1,08 m

Tinggi : 5,43 m

Tebal *shell* : 1,03 m

Tebal *head* : 0,875 in

Volume : 5,10 m^3

Waktu tinggal : 11,27 menit

13. Centrifuge 3

Fungsi : Memisahkan CH_3OH dan Gliserol

Jenis : *Helical Conveyor*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm Suhu 30C

Dimensi : Diameter Bowl : 14 in

Kecepatan Putar : 4000 rpm

Power : 20 Hp

Jari-jari : 7 in

14. *Menara Destilasi* (MD-01)

Fungsi : Memisahkan CH_3OH dan air sebagai produk atas *(recycle)* dengan kecepatan umpan menara = 3779,8366 Kg/jam

Jenis : *Sieve plate Distillation tower*

Kondisi Operasi :

Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 66 ^{0}C

Tekanan : 1,00 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 98 ^{0}C

Tekanan : 1,20 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 75 ^{0}C

Tekanan : 1, 0 atm

Jumlah *Plate* :

Jumlah Plate Seksi *Rectifiying* : 12 plate

Jumlah Plate Seksi *Stripping* : 12 plate

Dimensi Menara Destilasi :

Tinggi Menara : 8,32 m

Diameter Menara :

Diameter Puncak : 1,353 m

Diameter Dasar : 1,053 m

Tebal Menara :

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal *Head* : 3/16 in

Ukuran Pipa :

Pipa pemasukan umpan : 1 in

Pipa pemasukan *Reflux* : 1 in

Pipa pemasukan Uap Reboiler : 12,00 in

Pipa pengeluaran Uap Puncak : 12,00 in

Pipa pengeluaran dasar : 1,5 in

Bahan kontruksi : *Stainless steel SA 167 grade A*

Jumlah : 1 buah

15. Condenser 01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD-01 pada suhu 66 ^{0}C dengan pendingin air pada suhu 32^{o}C keluar suhu 50^{o}C dengan kecepatan umpan 2623,6728 kg/jam.

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi *Condenser* :

Pipa

ID : 2,067 in

OD : 2,38 in

at : 3,35

Pass : 1

Anulus

ID : 3,068 in

OD : 3,5 in

At : 7,38 in

Ao : 0,917 ft2/ft

L : 20 ft

Hairpin : 9 hairpin

Luas transfer panas : 341,9192 ft^2

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 86,4002 Btu/jam.ft^2.^oF

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 88 Btu/lb.ft^2.^oF

Faktor kotor total (Rd) : 0,00025 jam.ft^2.^oF/Btu

16. *Accumulator* 01 (AC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil atas menara destilasi 1 dengan waktu tinggal 5 menit.

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 55,9651 ^{0}C

Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA 178 grade C*

Dimensi :

Kapasitas Tangki : 388,0848 Kg

Volume Tangki accumulator : 0,6212 m^3

Diameter : 1,32 m

Tinggi : 2,65 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *head* : 3/16 in

17. *Reboiler* 01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara destilasi 1 pada suhu dengan pemanas steam jenuh pada suhu 98 ^{0}C

Jenis : *Shell and Tube Kettle reboiler*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Cooler :

- *Pipa*

ID = 2,0670 in

OD = 2,3800 in

Pressure drop = 0,0053 psi

- *Anulus*

OD = 3,5 in

ID = 3,0680 in

Pressure drop = 0,2825 psi

Luas transfer panas : 296 ft^2

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 389,7582 Btu/jam.ft^2.^oF

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 178,4214 Btu/lb.ft^2.^oF

18. Tangki penyimpanan Metanol (T-01)

Fungsi : menyimpan bahan baku CH_3OH 98% selama 7 hari sebanyak 108.661,54 Kg

Jenis : silinder tegak dengan tutup atas standar *dished* dan tutup bawah *conical*

Jumlah : 6 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

` Suhu : 30°C

Bahan Kontruksi : *Carbon Steels SA 283 Grade C*

Dimensi Silinder

Diameter : 10,84 m

Tinggi : 13,55 m

Tebal : 1/5 in

Dimensi tutup

Diameter : 10,84

Tebal : 1/2 in

Volume : 1167,64 m^3

19. Tangki Penyimpanan H_2SO_4 (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam Sulfat 95% selama 100 hari sebanyak 16.180,43 Kg

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas standar *dishead* dan tutup bawah *conical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi silinder :

Diameter : 4,33 m

Tinggi : 5,41 m

Tebal : 1/2 in

Dimensi Tutup

Diameter : 4,33 m

Tebal : 0,24 in

Volume : 74,43 m^3

20. Tangki Penyimpanan H_3PO_4 (T-03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku H3PO4 85% selama 14 hari sebanyak 23.460,68 Kg

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas standar *dishead* dan tutup bawah *conical.*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi silinder :

Diameter : 4,98 m

Tinggi : 6,22 m

Tebal : 1/2 in

Dimensi Tutup

Diameter : 4,98 m

Tebal : 1/2 in

Volume : 113,05 m^3

21. Tangki Penyimpanan HCl (T-04)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam Klorida 36% selama 7 hari sebanyak 18.561,53 Kg

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas standar *dishead* dan tutup bawah *conical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi silinder :

Diameter : 5,25 m

Tinggi : 6,65 m

Tebal : 0,875 in

Dimensi Tutup

Diameter : 5,25 m

Tebal : 1/2 in

Volume : 132,245 m^3

22. Tangki Penyimpanan NaOH (T-05)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Natrium Hidroksida selama 14 hari sebanyak 61.085,38 Kg

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas standar *dishead* dan tutup bawah *conical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi silinder :

Diameter : 6,1 m

Tinggi : 8,01 m

Tebal : 1/2 in

Dimensi Tutup

Diameter : 6,41 m

Tebal : 1/2 in

Volume : 240 m^3

23. Tangki penyimpanan Metil Ester (T-06)

Fungsi : Menyimpan produk Biodiesel selama 3 hari sebanyak 1.344.003,83 Kg

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas standar *dished* dan tutup bawah *conical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi silinder :

Diameter : 11,59 m

Tinggi : 17,38 m

Tebal : 1/8 in

Dimensi Tutup

Diameter : 11,59 m

Tebal : 1/8 in

Volume : 1834,37 m^3

24. Tangki penyimpanan crude gliserol (T-07)

Fungsi : Menyimpan produk crude griserol selama 30 hari 1.240.452,09 Kg

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas datar dan tutup bawah *ellipsoidall*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi silinder :

Diameter : 9,07 m

Tinggi : 13,61 m

Tebal : 7/8 in

Dimensi Tutup

Diameter : 9,07 m

Tebal : 7/8 in

Volume : 881,17 m^3

25. Gudang penyimpanan CaO (G-02)

Fungsi : Untuk menyimpan CaO selama 100 hari sebanyak 2.631,36 Kg

Jenis : Prisma segiempat beraturan

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :Tekanan : 1 atm

: Suhu :30°C

Bahan kontruksi : Beton

Dimensi Gudang:

Panjang : 1,84 m

Lebar : 1,84 m

Tinggi : 0,92 m

Kapasitas : 3,15 m^3

26. *Bucket Elevator (*BE-01)

Fungsi : Mengangkut CaO dari gudang penyimpanan bahan baku ke netralizer

Jenis : *Spaced bucket centrifugal discharge elevator*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 30°C

Bahan kontruksi : *Malleable-iron*

Dimensi :

Tinggi elevator : 7,62 m

Ukuran *bucket* : (6 x 4 x 4 ½)

Jarak antar *bucket* : 0,30 m

Kecepatan *bucket* : 225 ft/min

Kecepatan putaran : 43 rpm

Lebar *belt* : 0,18 m

Daya motor : 0,05 Hp

27. *Belt Conveyor* (BC-01)

Fungsi : Mengangkut biji karet ke *screwpress*

Jenis : *horizontal screw conveyor*

Jumlah : 1 unit

Laju alir : 60359,14 kg/jam

Kondisi operasi : - Tekanan 1 atm

-Suhu 30°C

Bahan kontruksi : *Malleable-iron*

Dimensi :

Lebar *belt* : 14 in

Luas area : 0,010 m^2

Kecepatan *belt* normal : 61 m/menit

Kecepatan *belt* maksimum : 91 m/menit

Belt plies minimum : 3

Belt plies maksimum : 5

Kecepatan *belt* : 200 ft/menit

Daya motor : 0,75 Hp

28. *Heater* (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk *reaktor*-01 dari suhu 45 ^{0}C menjadi suhu 70 ^{0}C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 100 ^{0}C dengan kecepatan umpan = 18530,16 Kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Heater :

Tube

Fluida Panas = *Steam*

OD = 1 in

Nt = 158 pipa

BWG = 13

Pitch = 1 square *pitch*

Passes = 4

Shell

Fluida Dingin = Metanol dan H_2SO_4

ID = 21 1/4 in

Baffle space = 5 in

Passes = 2

Luas transfer panas : 317,832 ft^2

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 141,4838 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 60,029 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0096 jam.ft^2.^{o}F/Btu

29. *Heater* (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk *reaktor*-02 dari suhu 45 ^{0}C menjadi suhu 70 ^{0}C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 100 ^{0}C dengan kecepatan umpan = 22257,1231 Kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Heater :

Tube

Fluida Panas : *Steam*

OD : 1 in

Pitch : 1 square *pitch*

Nt : 158 pipa

BWG : 13

Passes : 4

Shell

Fluida Dingin : Metanol dan NaOH

ID : 21 1/4 in

Baffle space : 5 in

Passes : 2

Luas transfer panas : 6948,0007 ft^2

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 94,9612 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 629,8895 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Faktor kotor total (Rd) : 0.0125 jam.ft^2.^{o}F/Btu

30. *Cooler* (C-01)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil *reactor esterfikasi* dari suhu 60°C menjadi 40°C untuk dialirkan ke *Netralizer* 1.

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi *Cooler*

- *Inner* :

Fluida Panas : Metanol dan H_2SO_4

Diameter luar : 2 in

Diameter dalam : 1 1/4 in

Pressure Drop : 0,9352 psia

- *Annulus* :

Fluida Dingin : Air Pendingin

Diameter luar : 2,38 in

Diameter dalam : 2,067 in

Pressure drop : 1,4829 psia

Luas transfer panas : 78,2215 ft^2

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 85,6980 btu/jam ft^2°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 125 btu/jam ft^2°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0037 jam ft^2°F/BTU

31. *Cooler* (C-02)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil *reaktor* 2 dari suhu 60°C menjadi 40°C untuk dialirkan ke *Netralizer* 2.

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi *Cooler*

- *Inner* :

Fluida Panas : *CH_3OH dan NaOH*

Diameter luar : 2 in

Diameter dalam : 1 1/4 in

Pressure Drop : 0.9352 psia

- *Annulus*

Fluida Dingin : Air Pendingin

Diameter luar : 2,067 in

Diameter dalam : 1,66 in

Luas transfer panas : 78,2215 ft^3

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 32,6868 btu/jam ft^2°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 75 btu/jam ft^2°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0136 jam ft^2°F/BTU

32. Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran *Screw press* ke *degumming*

Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*

Jumlah : 1

Kapasitas : 156,3394 gpm

Head : 5,87 m

Tenaga pompa : 1 Hp

Putaran spesifik : 9614,8543 rpm

33. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa H_3PO_4 dari tangki ke Degumming

Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 2

Kapasitas : 7,5106 gpm

Head : 9,78 m

Tenaga pompa : 0,125 Hp

Putaran spesifik : 1436,7368 rpm

34. Pompa (P-03)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Degumming ke *dekanter 1*
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 163,8501 gpm
Head	: 4,03 m
Tenaga pompa	: 5 Hp
Putaran spesifik	: 13043,6025 rpm

35. Pompa (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan minyak biji karet dari dekanter 1 ke reaktor esterifikasi
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 88,1226 gpm
Head	: 3,91 m
Tenaga pompa	: 0,5 Hp
Putaran spesifik	: 9787,03 rpm

36. Pompa (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan Asam Sulfat ke reaktor esterifikasi
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 0,0168 gpm
Head	: 3 m
Tenaga pompa	: 0,05 Hp
Putaran spesifik	: 164,9442 rpm

37. Pompa (P-06)

Fungsi	: Untuk memompa Metanol dari tangki ke reaktor esterifikasi
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 5,9155 gpm
Head	: 3,1313 m
Tenaga pompa	: 0,05 Hp
Putaran spesifik	: 2995,3897 rpm

38. Pompa (P-07)

Fungsi	: Untuk memompa hasil *Reaktor* Esterifikasi ke *Netralizer* 1
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 94,4831 gpm
Head	: 3,34 m
Tenaga pompa	: 3 Hp
Putaran spesifik	: 11400,5284 rpm

39. Pompa (P-08)

Fungsi	: Memompa hasil keluaran *Netralizer* 1 ke *Decanter2*
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 94,4899 gpm
Head	: 3,34 m
Tenaga pompa	: 0, 5 Hp
Putaran spesifik	: 11400,8091 rpm

40. Pompa (P-09)

Fungsi	: Untuk memompa *Decanter* 2 ke Reaktor Transesterifikasi
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 90,0127 gpm
Head	: 3,9515 m
Tenaga pompa	: 0,05 Hp
Putaran spesifik	: 3000 rpm

41. Pompa (P-10)

Fungsi	: Untuk memompa CH_3OH dari tangki ke reaktor transesterifikasi
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 19,2753 gpm
Head	: 4,39 m
Tenaga pompa	: 0,05 Hp
Putaran spesifik	: 4193,6871 rpm

42. Pompa (P-11)

Fungsi	: Untuk memompa NaOH dari tangki ke reaktor transesterifikasi
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 0,9482 gpm
Head	: 3 m

Tenaga pompa : 0,05 Hp
Putaran spesifik : 1236,8456 rpm

43. Pompa (P-12)
Fungsi : Untuk mengalirkan hasil keluaran reaktor transesterifikasi ke *Netralizer* 2
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*
Jumlah : 2
Kapasitas : 115,7534 gpm
Head : 3,51 m
Tenaga pompa : 0,5 Hp
Putaran spesifik : 12152,58 rpm

44. Pompa (P-13)
Fungsi : Untuk memompa Asam Klorida dari tangki ke *Netralizer* 2
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*
Jumlah : 2
Kapasitas : 2,1334 gpm
Head : 3,03 m
Tenaga pompa : 0,05 Hp
Putaran spesifik : 1842,9011 rpm

45. Pompa (P-14)
Fungsi : Untuk memompa hasil keluaran *Netralizer* 2 ke *Decanter* 3
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*
Jumlah : 2

Kapasitas : 117,4402 gpm
Head : 3,53 m
Tenaga pompa : 0,5 Hp
Putaran spesifik : 12201,4354 rpm

46. Pompa (P-15)
Fungsi : Untuk memompa bahan dari *Decanter* 3 ke *Mixer*
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah : 2
Kapasitas : 23,7217 gpm
Head : 3,27 m
Tenaga pompa : 0,25 Hp
Putaran spesifik : 5797,2171 rpm

47. Pompa (P-16)
Fungsi : Untuk memompa hasil keluaran *Dekanter* 3 ke *Washing Tower*
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, axial flow)*
Jumlah : 2
Kapasitas : 93,7186 gpm
Head : 4,03 m
Tenaga pompa : 0,5 Hp
Putaran spesifik : 9867,7904 rpm

48. Pompa (P-17)
Fungsi : Mengalirkan Air menuju *Washing Tower*
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*
Jumlah : 1

Kapasitas : 2,05001 gpm
Head : 3,01 m
Tenaga pompa : 0,05 Hp
Putaran spesifik : 1814,3749 rpm

49. Pompa (P-18)
Fungsi : Memompa hasil keluaran *Washing Tower* ke *Decanter* 4
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah : 2
Kapasitas : 95,7686 gpm
Head : 4,07 m
Tenaga pompa : 0,5 Hp
Putaran spesifik : 9891,3084 rpm

50. Pompa (P-19)
Fungsi : Untuk memompa hasil keluaran *Decanter* 4 ke *Mixer*
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*
Jumlah : 2
Kapasitas : 3,2515 gpm
Head : 3,07 m
Tenaga pompa : 0,05 Hp
Putaran spesifik : 2250,6234 rpm

51. Pompa (P-20)
Fungsi : Untuk memompa hasil *Decanter* 4 ke Tangki *Metil Ester*
Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction,*

mixed flow)

Jumlah : 2

Kapasitas : 92,5170 gpm

Head : 4 m

Tenaga pompa : 0,5 Hp

Putaran spesifik : 9852,5343 rpm

52. Pompa (P-21)

Fungsi : Untuk memompa hasil atas *mixer* ke Menara Distilasi

Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 2

Kapasitas : 26,9732 gpm

Head : 3,02 m

Tenaga pompa : 0,125 Hp

Putaran spesifik : 6561,4460 rpm

53. Pompa (P-23)

Fungsi : Untuk memompa dari *menara distilasi* ke centrifuge 3

Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 2

Kapasitas : 7,5235 gpm

Head : 3,41 m

Tenaga pompa : 0,05 Hp

Putaran spesifik : 3166,6297 rpm

54. Pompa (P-24)

Fungsi : Untuk memompa bahan dari *centrifuge* 3 ke tangki

Gliserol

Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 2

Kapasitas : 5,0991 gpm

Head : 3,19 m

Tenaga pompa : 0,05 Hp

Putaran spesifik : 2743,1821 rpm

55. Pompa (P-25)

Fungsi : Untuk memompa hasil atas *centrifuge* 3 ke *Recycle ke reactor esterifikasi*

Jenis : *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 2

Kapasitas : 2,4244 gpm

Head : 3,04 m

Tenaga pompa : 0,05 Hp

Putaran spesifik : 1959,8494 rpm

56. Pompa (P-26)

Fungsi : Untuk memompa hasil atas keluaran Menara Ditilasi ke *Condensor*

Jenis :*Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 2

Kapasitas : 15,4090 gpm

Head : 3.89 m

Tenaga pompa : 0,05 Hp

Putaran spesifik : 4108,0709 rpm

57. Pompa (P-27)

Fungsi	: Untuk memompa hasil bawah keluaran Menara Distilasi ke *Reboiler*
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 6,3956 gpm
Head	: 3,15 m
Tenaga pompa	: 0,25 Hp
Putaran spesifik	: 3099,0295 rpm

58. Pompa (P-22)

Fungsi	: Untuk memompa hasil keluaran *Accumulator* untuk di *Recycle* ke Reaktor Esterifikasi.
Jenis	: *Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)*
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 27,3509 gpm
Head	: 5,81 m
Tenaga pompa	: 0,5 Hp
Putaran spesifik	: 4052,2188 rpm

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berkaitan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan dibangun. Direncanakan akan membangun pabrik biodiesel dengan produksi 150.000 ton/tahun di Banyu Asin, yang merupakan kawasan perkebunan karet, dan dekat dengan akses ke perkotaan, Adapun sungai dapat menjadi akses pembuangan limbah yang telah diolah setelah ramah terhadap lingkungan.

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

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

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 biji karet yang diperoleh dari sekitaran daerah Sumatera Selatan, seperti Prabumulih, Muara Enim, Bailangu dll.

2. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat 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 kejuruan 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 dapat dipenuhi dengan tepat dan murah. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

5. Letak Geografis

Sangatlah penting untuk menentukan lokasi pabrik, yang nantinya akan sangat menentukan kelancaran perusahaan selama beroperasi.

Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka luas tanah yang tersedia memenuhi persyaratan untuk membangun pabrik.

6. Transportasi

Dalam rangka mempermudah transportasi dan pemasaran produk, karena lokasi pabrik yang dekat dengan pelabuhan dan jalan raya yang memadai, maka didirikan pabrik di Banyu Asin, sehingga diharapkan pemasaran biodiesel dapat diarahkan ke wilayah Jawa, serta pulau-pulau lain di Indonesia dan luar negeri berjalan dengan baik.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Adapun faktor-faktor sekunder adalah sebagai berikut :

1. Perluasan Areal Unit.

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

2. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pentingnya pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian dalam proses pendirian 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 efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

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

4.1.3. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah 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 lay out pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/ perkantoran dan laboratorium

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

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

4. Daerah Utilitas dan Power Station

   Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bagunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 9 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m^2
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m^2
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2.275
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2.400
Perluasan pabrik	110	20	2.200

Tabel 10 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m^2
Luas Tanah			10.979
Luas Bangunan			6.379
Total	533	331	10.979

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

   Aliaran 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 yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

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

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

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

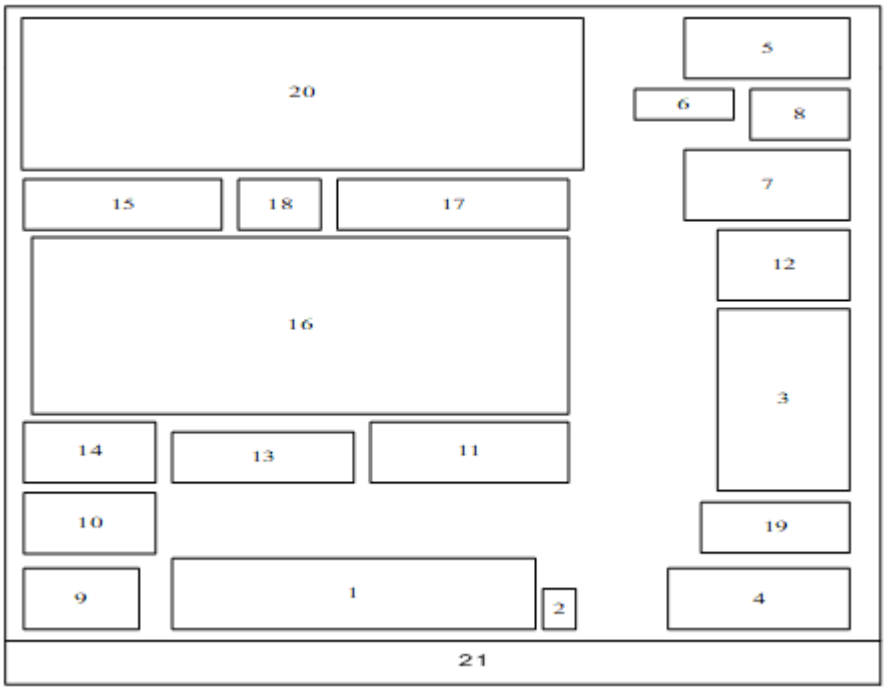
5. Pertimbangan Ekonomi

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

6. Jarak antar alat proses

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

LAY OUT PABRIK BIODIESEL

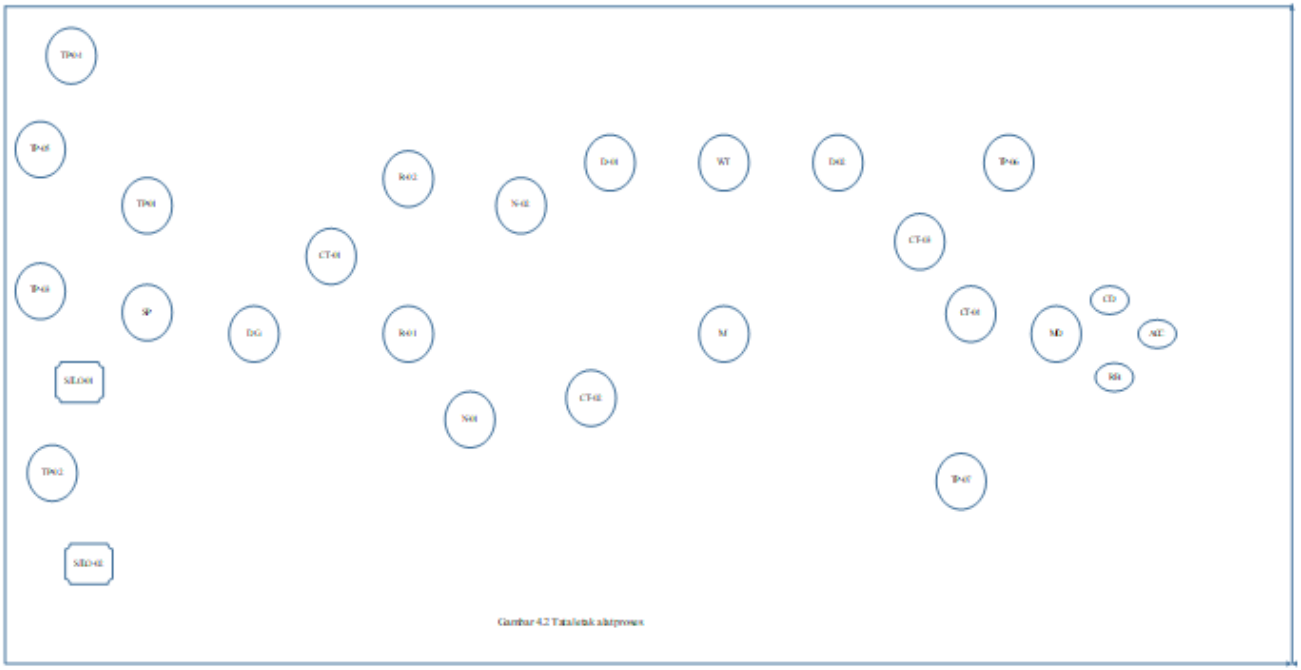


Gambar 9 Tata letak pabrik

Skala 1 : 700

Keterangan gambar:

1. Kantor utama
2. Pos keamanan
3. Mess
4. Parkir tamu
5. Parkir truk
6. Ruang timbang truk
7. Kantor teknik dan produksi
8. Klinik
9. Masjid
10. Kantin
11. Bengkel
12. Unit pemadam kebakaran
13. Gudang alat
14. Laboratorium
15. Utilitas
16. Area proses
17. Kontrol room
18. Kontrol utilitas
19. Taman
20. Peluasan pabrik
21. Jalan raya



Gambar 10 Tata Letak Alat Proses

Keterangan gambar :

1. Tangki HCL
2. Tangki NaOH
3. Tangki Metanol
4. Tangki H_3PO_4
5. Silo Biji Karet
6. Tangki H_2SO_4
7. Silo CaO

DG = Degumming

SP = Screw Press

CT = Centrifuge

R = Reaktor

N = Netralizer

D = Dekanter

W = Washing Tower

M = Mixer

MD = Menara Distilasi

C = Condensor

ACC = Accumulator

RB = Reboiler

4.2. Aliran Proses dan Material

4.2.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

No	Komponen	Nomor Arus																														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	Trigliserida			15150.1		15150.1459		15150.15			15150.1459		15150.146	0	15150.15			1515.015		1515.015	81.78664	1433.228		1433.228		1433.228	81.78664		81.78664		81.78664
2	Gum			10719.8		10719.7845	10719.78																									
3	FFA			2305.72		2305.71941		2305.719			115.285971		115.28597	0	115.286			115.286		115.286	6.223605	109.0624		109.0624		109.0624	6.223605		6.223605		6.223605
4	H3PO4				69.8234612	69.8234612	69.82346																									
5	H2O			2003.92	1675.76307	3679.68675	3679.687		0.3370923	21.35111	161.390435		162.56687	3.2513375	159.3155	6.920018	60.60058	226.8361	391.7207	673.1475	636.8082	36.33924	465.609	501.9482	500.8063	1.141953	1137.615	1023.853	113.7615	56.88073	56.88073
6	CH3OH									1046.204	797.730683		797.7	15.954614	781.7761	3453.089		2680.975		2680.975	2536.245	144.7299		144.7299	144.7299		2680.975	2680.975			
7	H2SO4								6.404754		6.40475398																				
8	CaO											3.661985																			
9	CaSO4												8.8902994	8.8902994																	
10	NaOH																121.2012	121.2012													
11	HCl																		110.4853												
12	NaCl																			177.0958	177.0958						177.0958		177.0958	177.0958	
13	Metil Ester										2408.78895		2408.7889	0	2408.789			17472.74		17472.74	349.4549	17123.29		17123.29		17123.29	349.4549		349.4549		349.4549
14	Gliserol																	1488.874		1488.874	1408.498	80.37544		80.37544	80.37544		1488.874		1488.874	1488.874	
15	Biji Karet	60359.15																													
16	Ampas		30179.57																												
Total		60359.15	30179.57	30179.6	1745.58653	31925.16	14469.29	17455.87	6.7418463	1067.555	18639.7467	3.661985	18643.409	28.096251	18615.31	3460.009	181.8018	23620.93	502.206	24123.13	5196.112	18927.02	465.609	19392.63	725.9117	18666.72	5922.024	3704.828	2217.196	1722.85	494.3458

4.2.2. Neraca Massa Per Alat

1. Screw Press

Tabel 11 Neraca Massa di Screw Press

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 3	Arus 2
Biji Karet	60359.147		
Ampas			30179.573
TG		15150.146	
FFA		2305.719	
Air		2003.924	
Gum		10719.784	
TOTAL	60359.147	30179.573	30179.573
		60359.147	

2. Degumming

Tabel 12 Neraca Massa di Degumming

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Trigliserida	15150.146	0.000	15150.146
H_2O	2003.924	1675.763	3679.687
FFA	2305.719	0.000	2305.719
H_3PO_4	0.000	69.823	69.823
Gum	10719.784	0.000	10719.784
	30179.573	1745.587	
TOTAL	31925.160		31925.160

3. Decanter 1

Tabel 13 Neraca Massa di Decanter 1

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 7	Arus 6
Trigliserida	15150.1459	15150.1459	0.0000
FFA	2305.7194	2305.7194	0.0000
H_2O	3679.6867	0.0000	3679.6867
H_3PO_4	69.8235	0.0000	69.8235
Gum	10719.7845	0.0000	10719.7845
	31925.1600	17455.86529	14469.2947
TOTAL	31925.1600	31925.1600	

4. Reaktor Esterifikasi

Tabel 14 Neraca Massa di Reaktor Esterifikasi

Komponen	MASUK (kg/jam)			KELUAR (kg/jam)
	Arus 7	Arus 9	Arus 8	Arus 10
CH_3OH	0.00	1046.20	0.00	797.73
H_2O	0.00	21.35	0.34	161.39
H_2SO_4	0.00	0.00	6.40	6.40
$RCOOHCH_3$	0.00	0.00	0.00	2408.79
TG	15150.15	0.00	0.00	15150.15
FFA	2305.72	0.00	0.00	115.29
	17455.87	1067.56	6.74	18639.75
TOTAL	18530.16			18639.75

5. Netralizer 1

Tabel 15 Neraca Massa di Netralizer 1

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
$RCOOHCH_3$	2408.79	0.00	2408.79
H_2O	161.39	0.00	162.57
Trigliserida	15150.15	0.00	15150.15
H_2SO_4	6.40	0.00	0.00
CH_3OH	797.73	0.00	797.73
CaO	0.00	3.66	0.00
FFA	115.29	0.00	115.29
$CaSO_4$	0.00	0.00	8.89
TOTAL	18643.41		18643.41

6. Decanter 2

Tabel 16 Neraca Massa di Decanter 2

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
$RCOOHCH_3$	2408.789	0.000	2408.789
H_2O	162.567	3.251	159.316
Trigliserida	15150.146	0.000	15150.146
$CaSO_4$	8.890	8.890	0.000
CH_3OH	797.731	15.955	781.776
FFA	115.286	0.000	115.286
Total	18643.409	18643.409	

7. Reaktor Transeterifikasi

Tabel 17 Neraca Massa di Reaktor Transesterifikasi

Komponen	MASUK (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 14	Arus 15	Arus 16	arus 17
$RCOOHCH_3$	2408.789	0.000	0.000	17472.743
H_2O	159.316	6.920	60.60058351	226.836
Trigliserida	15150.146	0.000	0.000	1515.015
CH_3OH	781.776	3453.089	0.000	2680.975
FFA	115.286	0.000	0.000	115.286
Gliserol	0.000	0.000	0.000	1488.874
NaOH	0.000	0.000	121.201	121.201
	18615.312	3460.009	181.802	23620.929
TOTAL	22257.123133			23620.928949

8. Netralizer 2

Tabel 18 Neraca Massa di Netralizer 2

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
$RCOOHCH_3$	17472.743	0.000	17472.743
H_2O	226.836	391.721	673.147
Trigliserida	1515.015	0.000	1515.015
NaCl	0.000	0.000	177.096
CH_3OH	2680.975	0.000	2680.975
FFA	115.286	0.000	115.286
Gliserol	1488.874	0.000	1488.874
HCl	0.000	110.485	0.000
NaOH	121.201	0.000	0.000
TOTAL	24123.1350		24123.1350

9. Decanter 3

Tabel 19 Neraca Massa di Decanter 3

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
$RCOOHCH_3$	17472.743	349.455	17123.288
H_2O	673.147	636.808	36.339
Trigliserida	1515.015	81.787	1433.228
NaCl	177.096	177.096	0.000
CH_3OH	2680.975	2536.245	144.730
FFA	115.286	6.224	109.062
Gliserol	1488.874	1408.498	80.375
TOTAL	24123.135	24123.135	

10. Washing Tower

Tabel 20 Neraca Massa di Washing Tower

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
$RCOOHCH_3$	17123.288	0	17123.288
H_2O	36.339	465.609003	501.948
Trigliserida	1433.228	0	1433.228
CH_3OH	144.730	0	144.730
FFA	109.062	0	109.062
Gliserol	80.375	0	80.375
Jumlah	19392.632		19392.632

11. Decanter 4

Tabel 21 Neraca Massa di Decanter 4

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 23	Arus 24	Arus 25
$RCOOHCH_3$	17123.288	0.000	17123.288
H_2O	501.948	500.806	1.142
Trigliserida	1433.228	0.000	1433.228
CH_3OH	144.730	144.730	0.000
FFA	109.062	0.000	109.062
Gliserol	80.375	80.375	0.000
TOTAL	19392.632	19392.632	

12. Mixer

Tabel 22 Neraca Massa di Mixer

Komponen	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	Arus 20	Arus 24	Arus 26
$RCOOHCH_3$	349.455	0.000	349.455
H_2O	636.808	500.806	1137.615
Trigliserida	81.787	0.000	81.787
NaCl	177.096	0.000	177.096
CH_3OH	2536.245	144.730	2680.975
FFA	6.224	0.000	6.224
Gliserol	1408.498	80.375	1488.874
Jumlah	5922.024		5922.024

13. Menara Distilasi

Tabel 23 Neraca Massa di Menara Distilasi

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 26	Arus 27	Arus 28
$RCOOHCH_3$	349.4548504	0.0000	349.4549
H_2O	1137.614531	1137.4439	0.1706
Trigliserida	81.78664268	0.0000	81.7866
NaCl	177.0958464	177.0958	0.0000
CH_3OH	2680.974998	2680.5729	0.4021
FFA	6.223605081	0.0000	6.2236
Gliserol	1488.873565	1488.8736	0.0000
	5922.024039	5483.9862	438.0379
Total	5922.024039	5922.0240	

14. Centrifuge

Tabel 24 Neraca Massa di Centrifuge

Komponen	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	Arus 28	Arus 29	Arus 30
H_2O	1137.4439	11.37443889	1126.0695
CH_3OH	2680.5729	26.80572852	2653.7671
NaCl	177.0958	177.0958	0
Gliserol	1488.8736	1488.8736	0
	5483.9862	1704.149578	3779.8366
Total	5483.9862	5483.9862	

4.2.3. Neraca Panas

1. *Decanter 1*

Tabel 25 Neraca Panas di Decanter 1

Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	161164.6905	Entalpi keluar	165675.9206
Total (kjl/jam)	161164.6905		165675.9206

2. *Reaktor Esterifikasi*

Tabel 26 Neraca Panas di Reaktor Esterifikasi

	Panas Masuk	Panas Keluar
ΔHmasuk	895942.0261	
ΔHR keluar		879763.8620
ΔHRtotal		1808070.707
Q	1791892.5431	
Total	**2687834.5692**	**2687834.5692**

3. *Netralizer 1*

Tabel 27 Neraca Panas di Netralizer 1

	Panas Masuk	Panas Keluar
ΔHmasuk	1194525.4393	
ΔHkeluar		1596407.4868
ΔHR		-36571.2679
Q	365310.7796	
Total	**1559836.2189**	**1559836.2189**

4. *Reaktor Transesterifikasi*

Tabel 28 Neraca Panas di Reaktor Transesterifikasi

	Panas Masuk	Panas Keluar
ΔHmasuk	5932824.4198	
	0.0000	
ΔHkeluar		5625047.222
ΔHR		93171617.4002
Q	92863840.2024	
Total	**98796664.6222**	**98796664.62**

5. *Netralizer 2*

Tabel 29 Neraca Panas di Netralizer 2

	Panas Masuk	Panas Keluar
ΔH1	2008711.8635	
ΔHkeluar		2613245.9719
ΔHR		-294812.1753
Q	309721.9331	
Total	**2318433.7966**	**2318433.7966**

6. *Decanter 3*

Tabel 30 Neraca Panas di Decanter 3

Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	1041108.3559	Entalpi keluar	1035778.0744
Total (kjl/jam)	1041108.3559		1035778.074

7. *Washing Tower*

Tabel 31 Neraca Panas di Washing Tower

Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	786739.0642	Entalpi keluar	2540746940.3271
Total (kjl/jam)	786739.0642		2540746940

8. *Decanter 4*

Tabel 32 Neraca Panas di Decanter 4

Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	592501.3317	Entalpi keluar	592501.3317
Total (kjl/jam)	592501.3317		592501.3317

9. *Mixer*

Tabel 33 Neraca Panas di Mixer

Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	45911.96	Entalpi keluar	45911.96
Total (kjl/jam)	45911.96		45911.96

10. *Centrifuge*

Tabel 34 Neraca Panas di Centrifuge

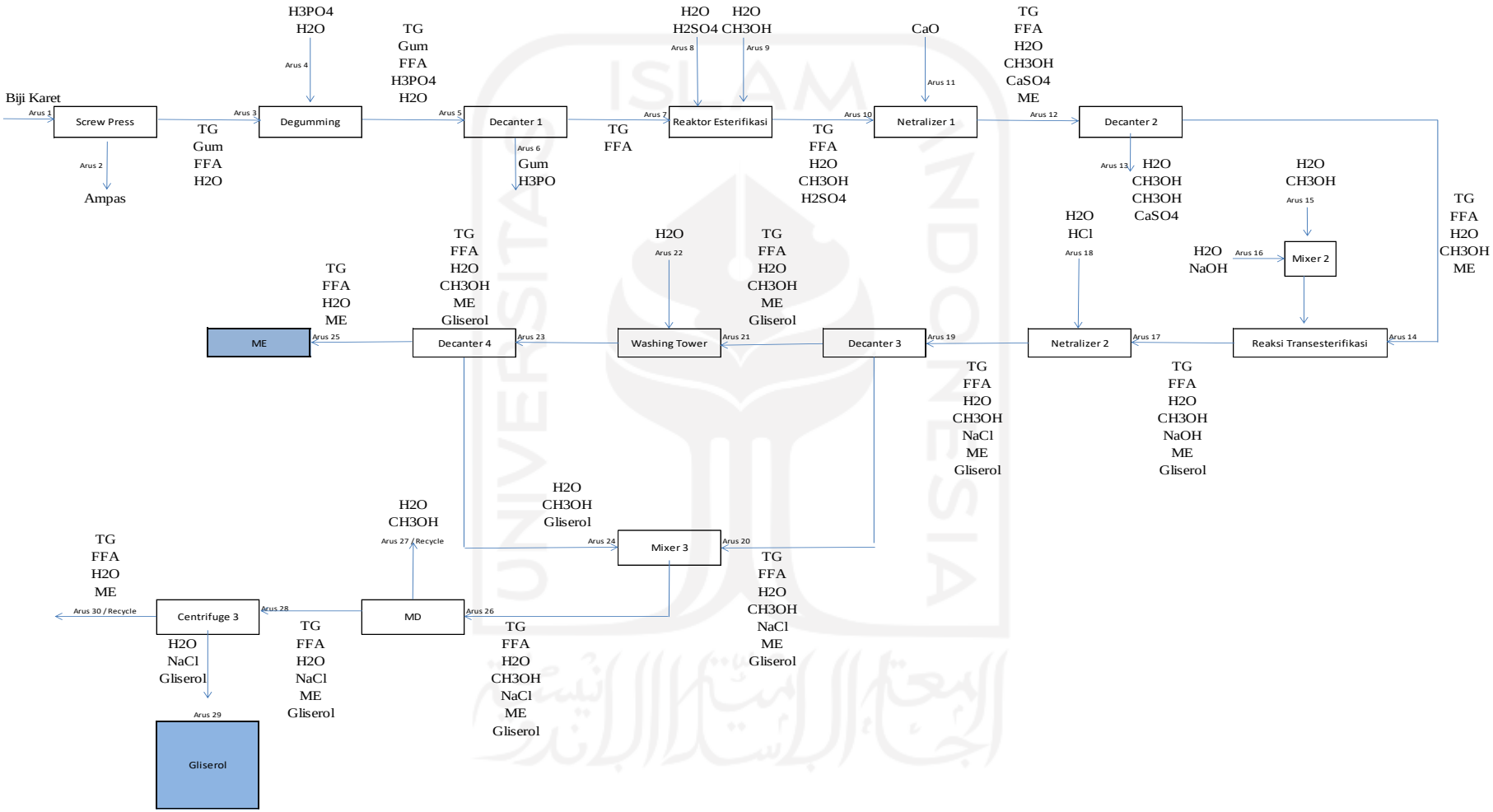
Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	28813.2917	Entalpi keluar	17325.0879
Total (kjl/jam)	28813.29165		17325.08787

11. *Neraca Panas di Condensor*

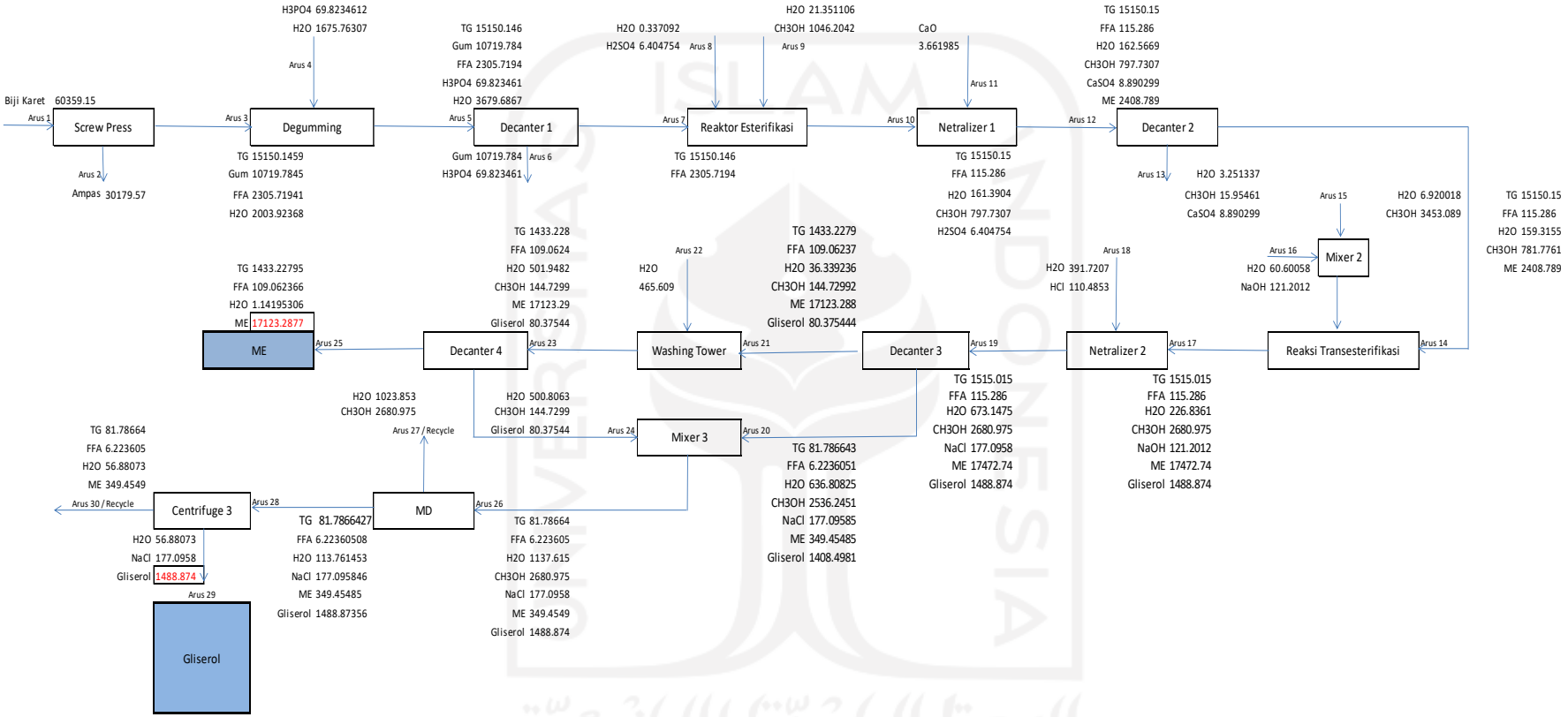
Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	5145535.41	Entalpi keluar	6694.287164
Total (kjl/jam)	5145535.41		6694.287164

12. *Neraca panas di Reboiler*

Masuk		Keluar	
Entalpi masuk	13041.51628	Entalpi keluar	2084207.446
Total (kjl/jam)	13041.51628		2084207.446



Gambar 11 Diagram alir kualitatif pabrik biodiesel



Gambar 12 Diagram Alir Kuantitatif pabrik biodiesel

4.3. Pelayanan Teknis (Utilitas)

Untuk 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 agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*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 sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Biodiesel ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Enim. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya 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 dari air sumur.
4. Letak 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 faktor-faktor 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 bias disebabkan oleh air yang mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti Okigen,

Karbondioksida, H_2S dan $NH_3.O_2$ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

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

c. 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 pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:
   1) Suhu: Di bawah suhu udara
   2) Warna: Jernih
   3) Rasa: Tidak berasa
   4) Bau: 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 sungai dari sungai harus dilakukan pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berjalan dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting.

2. Clarifier

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 penggunaan *ion exchanger*. Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki setelah itu diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

a. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, 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 menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$),

koagulan acid untuk pembantu pembentukan flok dan Natrium Hidroksida sebagai pengatur tingkat keasaman.

Air baku dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Penyaringan (*Sand Filter)*

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ 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 reservoir*).

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 - 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 ini berisi resin penukar kation dimana pengganti kation-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 tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H+. Reaksi:

$2RSO_3H+Ca^{2+} \longrightarrow (RSO_3)_2Ca+2H^{+-}$

$MgCl_2 + 2R - SO_3H \longrightarrow Mg(RSO_3)_2 + 2Cl^- + 2H^+$

Na_2SO_4 (resin) $\longrightarrow$ $Na2+ + SO_4^{2-}$

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga harus diregenerasikan kembali dengan asam sulfat. Reaksi:

$Mg(RSO_3)_2 + H_2SO_4 \longrightarrow 2RSO_3H + MgSO_4$

b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-}, Cl- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Reaksi:

$CO^{3-} CO_3 Cl^- + RNOH \longrightarrow RN Cl^- + OH^-$

Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga harus diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi:

$RN Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N2H4) untuk

mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga akan mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Reaksi:

$$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$$

Air yang keluar dari deaerator 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.

C. Perhitungan Kebutuhan Air

Tabel 35 Perhitungan kebutuhan air

Total kebutuhan air pendingin :			
a. *Cooler* sebelum *netralizer* 1		6,136.7468	kg/jam
b. *Cooler* sebelum *netralizer* 2		6,136.7468	kg/jam
C. *Condensor*		19,585.2593	kg/jam
Total		**31,858.7529**	

4.3.2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Tabel 36 Kebutuhan Steam

a. Untuk *Heater* sebelum masuk reaktor 1 dan 2	9994.8371	kg/jam
b. untuk *reboiler* MD -01	223.39602	kg/jam
total kebutuhan *steam* :	10218.233	kg/jam

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

Fungsi alat : Untuk membangkitkan *High pressure steam*

Tipe *boiler* : *Water tube*

Kondisi operasi : Tekanan : 10 bar

:Temperatur : 100^{O}C

Jumlah *steam* yg dibutuhkan, 10218 kg/jam, dipergunakan bahan bakar solar

Densitas = 870 kg/m3 (Tabel 6-3, Ulrich, 1984:332)

Daya *boiler*:

$$hp = \frac{m_f(h - h_f)}{970.3\ x\ 34.5}$$

Hp :1.61 Hp

Menggunakan daya (Hp) :2 Hp

Kebutuhan air :1,2 × Jumlah *steam*

: 12261,8798 kg/jam

4.3.3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

1. Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses

Tabel 37 Kebutuhan listrik untuk alat proses

Nama Alat	Power pompa
Pompa 01	1.00
Pompa 02	0.13
Pompa 03	5.00
Pompa 04	0.50
Pompa 05	0.05
Pompa 06	0.05
Pompa 07	3
Pompa 08	0.5
Pompa 09	0.05
Pompa 10	0.05
Pompa 11	0.05
Pompa 12	0.5
Pompa 13	0.05
Pompa 14	0.5
Pompa 15	0.25
Pompa 16	0.5
Pompa 17	0.05
Pompa 18	0.5
Pompa 19	0.05
Pompa 20	0.5
Pompa 21	0.125
Pompa 22	0.5
Pompa 23	0.05
Pompa 24	0.05
Pompa 25	0.05
Pompa 26	0.05
Pompa 27	0.25
Washing Tower	20
Screw Press	60
Netralizer 1	12,5
Netralizer 2	20
Mixer	3
Degumming	12.5
Total	**129.85**

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses :129,85 hp

Maka total power yang dibutuhkan :96,8681 kw

2. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Tabel 38 Kebutuhan listrik untuk utilitas

Nama Alat	**Power (hp)**
PU-01	0.13
PU-02	0.50
PU-03	0.75
PU-04	0.75
PU-05	0.50
PU-06	0.02
PU-07	0.05
PU-08	0.05
PU-09	0.25
PU-10	0.25
PU-11	0.50
Bak Penggumpal	2.00
Boiler-01	2.00
Boiler-02	1.00
CT-01	20.00
Total	**28.75**

Jumlah kebutuhan listrik utilitas :28,7511 hp

Maka total power yang dibutuhkan :21,4483 kW

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas

158,6011 hp :118,3164 kW

Angka keamanan diambil 10 % sehingga dibutuhkan

174,4612 hp :130,1481 kW

- *Kebutuhan listrik alat instrumentasi dan control:*

  Jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 10 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas 17,4461 hp ; 13,0148 kW

- *Kebutuhan Listrik Laboraturium, Rumah Tangga, Perkantoran dan lain-lain:*

  Jumlah kebutuhan listrik untuk laboraturium, rumah tangga perkantoran dan lain-lain diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas 43,6153 hp ; 32,5370 kW

- *Kebutuhan Listrik Total*

Jumlah kebutuhan listrik total : 235,5227 Hp

Faktor daya diperkirakan 80 % : 294,4033 hp

: 219,6249 kW

Energi listrik sebesar ini diperoleh dari PLN, namun disediakan generator sebagai cadangan 20 kW.

Spesifikasi Generator

Tegangan Listrik (V) : 220,0000 volt

Power yang dibangkitkan (P) : 180,0000 kw

: 180000,0000 J/dtk

: 614160,0000 Btu/dtk

4.3.4. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat pneumatic control.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 36,96 m3/jam.

4.3.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

1. Tangki Bahan Bakar

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk kebutuhan selama 10 hari

Jenis : Tangki silinder vertikal

Total bahan bakar : 0,0365 m3/jam = 9,645 gal

Waktu tinggal : 10 hari = 240 jam

Volume bahan bakar : 8,7625 m3

Dimensi alat:

Diameter tangki :1,8584 m

Tinggi tangki : 3,7168 m

2. Minyak Diesel Oil :

Heating Value :145.100 Btu/gal

Density : 0,8499 kg/lt

Viskositas : 5,8 Cp

Kebutuhan bahan bakar, effisiensi pembakaran : 0,7500

Q = 818880,0000 Btu/dtk

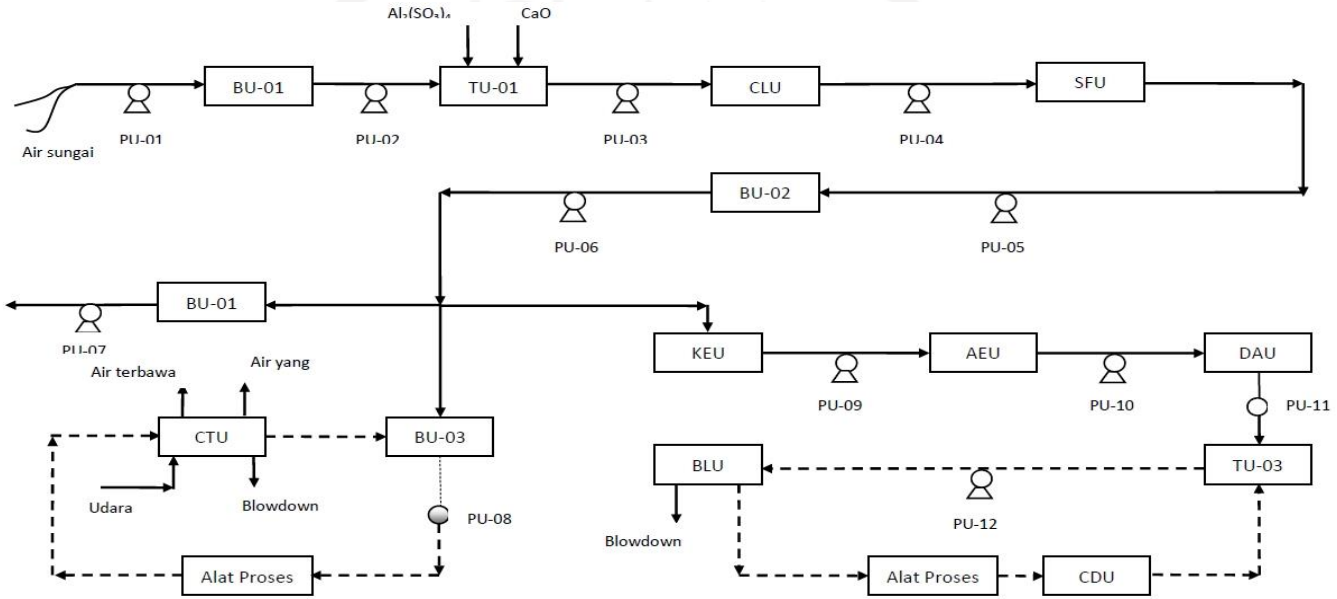
Jumlah minyak diesel yang dibutuhkan

Wm = Q/Heating Value : 5,6436 gal/dtk

: 21,3632 lt/dtk

Kebutuhan minyak diesel selama 1 tahun

Wm = 609106815,7911 lt/tahun



Gambar 13 Diagram Alir Air Utilitas

Keterangan:

AEU : Anion Exchanger Unit	CDU : Condensor	BLU : Boiler	CLU : Clarifier
KEU : Kation Exchanger Unit	TU : Tangki Utilitas	BU : Bak Utilitas	CTU : Cooling
Tower	PU : Pompa Utilitas	DAU : Deaerator	SFU : Sand Filter

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Organisasi

Pabrik biodiesel dari biji karet dengan kapasitas 150.000 ton/tahun yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroaan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasai oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.

5. Efisiensi manajemen. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usaha.

4.4.2. Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan.Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

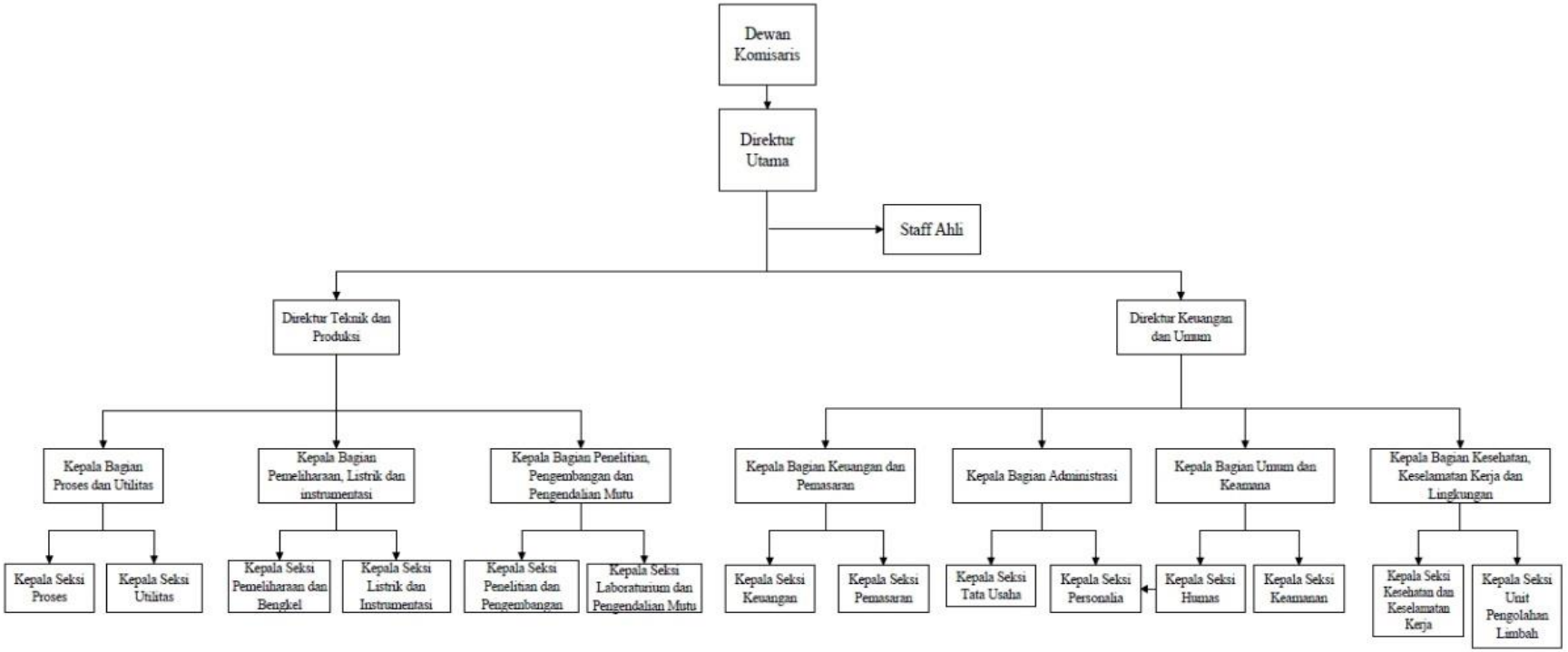
a. Pemegang saham
b. Dewan komisaris
c. Direktur Utama
d. Direktur
e. Kepala Bagian
f. Kepala Seksi
g. Karyawan dan Operator

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh

Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum.Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan serta pengembanagn dan pengendalian mutu. Sedangkan Manajer keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran,administrasi, bagian umum dan keamanan serta bagian kesehatan,keselamatan kerja dan lingkungan. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (Supervisior) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, diamana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembanyan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar



Gambar 14 Struktur organisasi perusahaan

4.4.3. Tugas dan Wewenang

1. Pemegang saham

   Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

   a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
   b. Mengangkat dan memberhentikan direktur
   c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2. Dewan Komisaris

   Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertaggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijasanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan.Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4. Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi.

Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.Tugas dan wewenang:

a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
b. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
c. Mempertinggi efisiensi kerja.

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur.Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

   Bertugas mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

b. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

   Bertugas mempertanggung jawabkan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

c. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

   Bertugas mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

d. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bertugas mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

e. Kepala Bagian Administrasi

Bertugas memertanggung jawabkan terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

f. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Bertugas mertanggung jawabkan terhadap kegiatan yang berhubunganantara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

g. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Bertugas mertanggung jawabkan terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing.Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a. Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta megontrol produk yang dihasilkan.

c. Kepala Seksi Utilitas

Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

d. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

e. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

f. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan denganpeningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

g. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku,bahan pembantu, produk dan limbah.

h. Kepala Seksi Keuangan

Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

i. Kepala Seksi Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

j. Kepala Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

k. Kepala Seksi Personalia

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengankepegawaian.

l. Kepala Seksi Humas

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasiperusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

m. Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan denganmengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

n. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, sertamenangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

o. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.4.4. Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan

adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semngat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan.Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimun Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

1. Karyawan Tetap

   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

   Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.4.5. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Biodiesel direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 365 hari. Hari-hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Catatan hari kerja :

1. Cuti Tahunan

   Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

2. Hari Libur Nasional

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

3. Kerja Lembur (Overtime)

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

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan shift dan non shift.

1. Karyawan Non Shift

   Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah

Direktur, Manajer, Kepala Bagian, Serta staff yang berada dikantor. Karyawan non shift berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan perutan sebagai berikut :

- Senin – Jumat: Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Sabtu: Jam 08.00 – 12.00 WIB
- Waktu Istirahat setiap jam kerja: Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu Istirahat hari Jumat: Jam 12.00 – 13.30 WIB

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan shift, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk shift secara bergantian waktunya. Kelompok kerja shift ini di bagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur. Aturan jam kerja karyawan shift :

- Shift 1 : Jam 07.00 – 15.00 WIB
- Shift 2 : Jam 15.00 – 23.00 WIB
- Shift 3 : Jam 23.00 – 07.00 WIB
- Shift 4 : Libur

Tabel 39 Jadwal Pembagian kerja karyawan shift per Hari

&	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Shift										
Pagi	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Siang	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II
Malam	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Libur	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV

Hari										
&	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Shift										
Pagi	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV
Siang	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Malam	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II
Libur	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III

Hari										
&	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Shift										
Pagi	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Siang	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV
Malam	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I

Libur	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II

Jam Kerja diambil 45 jam per minggu, kelebihan jam kerja dihitung lembur.

4.4.6. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 40 Kebutuhan operator per alat proses

Nama Alat	**ΣUnit**	**Orang/Unit.Shift**	**Orang/shift**
Reaktor	2	2	2
Tangki	8	0.3	2.4
Heat Exchanger	6	0.2	1.2
Pompa	27	0.2	1.4
Menara Destilasi	1	1	1
Kompresor	1	0.2	0.2
Decanter	4	0.2	0.2
Total		**9**	

Jumlah operator untuk alat proses = 9 x 3 Shift

= 27 Orang

Jumlah operator utilitas = 0,5 x Jumlah operator produksi

= 0,5 x 27 Orang

= 15 Orang

Sehingga total keseluruhan operator lapangan

= 27 Orang + 15 Orang = 42 Orang

4.4.7 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkatan pendidikan,status pekerjaan dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaanya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan.

4.4.8 Sistem Gaji Pegawai

1. Gaji Bulanan
2. Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
3. Gaji Harian
4. Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harin
5. Gaji Lembur
6. Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 41 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	51.022.860,00	51.022.860,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	41.448.288,00	41.448.288,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	41.448.288,00	41.448.288,00
Staff Ahli	2	11.674.572,00	23.349.144,00
Ka. Bag Umum	1	6.543.810,00	6.543.810,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	6.543.810,00	6.543.810,00
Ka. Bag. Keuangan	1	6.543.810,00	6.543.810,00
Ka. Bag. Teknik	1	6.543.810,00	6.543.810,00
Ka. Bag. Produksi	1	6.543.810,00	6.543.810,00
Ka. Bag. Litbang	1	6.543.810,00	6.543.810,00
Ka. Sek. Personalia	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Humas	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Keamanan	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Pembelian	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Administrasi	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	4.642.575,00	4.642.575,00

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Ka. Sek. Pengendalian	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Utilitas	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Ka. Sek. Penelitian	1	4.642.575,00	4.642.575,00
Karyawan Personalia	3	4.642.575,00	4.642.575,00
Karyawan Humas	3	3.503.510,00	10.510.530,00
Karyawan Keamanan	6	3.503.510,00	10.510.530,00
Karyawan Pembelian	4	3.503.510,00	21.021.060,00
Karyawan Pemasaran	4	3.503.510,00	14.014.040,00
Karyawan Administrasi	3	3.503.510,00	14.014.040,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	3.503.510,00	10.510.530,00
Karyawan Proses	20	3.503.510,00	10.510.530,00
Karyawan Pengendalian	5	4.216.170,00	84.323.400,00
Karyawan Laboratorium	4	3.503.510,00	17.517.550,00
Karyawan Pemeliharaan	7	3.503.510,00	14.014.040,00
Karyawan Utilitas	15	3.503.510,00	24.524.570,00
Karyawan KKK	6	3.503.510,00	52.552.650,00
Karyawan Litbang	3	3.503.510,00	21.021.060,00
Sekretaris	3	3.503.510,00	10.510.530,00

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Medis	2	3.503.510,00	7.007.020,00
Paramedis	3	3.270.093,00	9.810.279,00
Sopir	6	3.270.093,00	19.620.558,00
Cleaning Service	5	3.270.093,00	16.350.465,00
Karyawan UPL	5	3.270.093,00	16.350.465,00
Total	**134**		**652.089.292,00**

4.4.9 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalan menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatam yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengn hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

   Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengauh.Oleh karena itu perusahaan meyediakan fasilitas poloklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

   Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediaakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (HRT)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagaamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti missal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.5. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu 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 tersebut dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

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

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

1. Penentuan modal industri (Total Capital Investment)

Meliputi :

a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)

b. Modal kerja (Working Capital Investment)

2. Penentuan biaya produksi total (Total Production Cost)

   Meliputi :

   a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)

   b. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

3. Pendapatan modal

   Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

   a. Biaya tetap (Fixed Cost)

   b. Biaya variabel (Variable Cost)

   c. Biaya mengambang (Regulated Cost)

4.5.1. Penaksiran Harga Peralatan

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 terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik biodiesel beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2025. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mancari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2025 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1995 sampai 2025, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 42 Harga Indeks Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.6
2014	576.1
2015	556.8
2015	556,8
2016	577,8
2017	590,3
2018	602,7
2019	615,1
2020	627,5

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan dengan *forecast Ms.Excel*, dalam hal ini pada tahun 2025 adalah :

Tabel 43 Harga Indeks Tahun 2020 sampai Tahun 2025

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
2020	627.55965
2021	639.97618
2022	652.39272
2023	664.80926
2024	677.22579
2025	689.64233

Jadi, indeks pada tahun 2025 adalah 689.64233

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

$Ex = Ey \frac{N_x}{N_y}$ (Aries & Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun pembelian

Ny : Index harga pada tahun referensi

4.5.2. Dasar Perhitungan

1. Umur alat : 10 tahun
2. Upah Tenaga Asing/jam : $25,00
3. Upah Tenaga Indonesia/jam : Rp25.000,00
4. Komposisi jumlah buruh : Tenaga Indonesia : 95%
   : Tenaga Asing : 5%
5. Perbandingan keahlian pekerja (Asing : Indonesia = 1 : 2)
6. Waktu operasi dalam setahun : 330 hari = 7920 jam
7. Kurs Rupiah terhadap US Dollar 1 $: Rp 16.284,10 (perkiraan pada tahun 2025)

4.5.3. Perhitungan Biaya

A. Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investment terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

B. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct, Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

C. General Expense

Genaral Expense atau pengeluaran umum 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

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} x100\%$$

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

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

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Invesment}{(Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi)}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).

b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menetukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

c. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Dalam hal ini:

$$BEP = \frac{(Fa + 0{,}3Ra)}{(Sa - Va - 0{,}7Ra)}$$

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) adalah :

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 mancapai 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.

$$SDP = \frac{(0{,}3Ra)}{(Sa - Va - 0{,}7Ra)}$$

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

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

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.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : Fixed capital

WC : Working capital

SV : Salvage value

C : Cash flow

: profit after taxes + depresiasi + finance

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.5.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Biodiesel memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta General Expense. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 44 Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya ($)	Biaya (Rp)
1	Purchased Equipment cost	$ 1.733.452,72	Rp 28.227.719.963,11
2	Delivered Equipment Cost	$ 433.363,18	Rp 7.056.929.990,78
3	Instalasi cost	$ 250.776,03	Rp 4.083.662.342,86
4	Pemipaan	$ 956.295,50	Rp 15.572.412.864,85
5	Instrumentasi	$ 433.364,38	Rp 7.056.949.561,35
6	Insulasi	$ 66.450,02	Rp 1.082.078.907,40
7	Listrik	$ 260.017,91	Rp 4.234.157.994,47
8	Bangunan	$ 8.060.008,75	Rp 131.250.000.000,00
9	Land & Yard Improvement	$ 5.066.291,21	Rp 82.500.000.000,00
	Total	$ 17.260.019,70	Rp 281.063.911.624,81
		Rp 281.063.911.624,81	

Tabel 45 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital	Biaya, $	Biaya, Rp
1	Direct Plant Cost	$ 21.575.024,63	Rp 351.329.889.531,01
2	Cotractor's fee	$ 2.157.502,46	Rp 35.132.988.953,10
3	Contingency	$ 2.157.502,46	Rp 35.132.988.953,10
	Jumlah	$ 25.890.029,55	Rp 421.595.867.437,22

Tabel 46 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	**Komponen**	**Harga ($)**	**Harga (Rp)**
1	*Raw Material*	111.591.928,01	1.817.174.275.300,42
2	*Labor*	480.534,44	7.825.071.504,00
3	*Supervisor*	48.053,44	782.507.150,40
4	*Maintenance*	517.800,59	8.431.917.348,74
5	*Plant Suplies*	77.670,09	1.264.787.602,31
6	*Royalty and Patent*	8.586.328,10	139.820.637.790,69
7	Bahan utilitas	771.671,63	12.565.979.118,65
	Total DMC	**122.073.986,30**	**1.987.865.175.815,21**

Tabel 47 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	**Komponen**	**Harga ($)**	**Harga (Rp)**
1	*Payroll Overhead*	96.106,89	1.565.014.300,80
2	*Laboratory*	96.106,89	1.565.014.300,80
3	*Plant Overhead*	480.534,44	7.825.071.504,00
4	*Packaging and Shipping*	17.172.656,20	279.641.275.581,39
	Total IMC	**17.845.404,42**	**290.596.375.686,99**

Tabel 48 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No.	**Komponen**	**Harga ($)**	**Harga (Rp)**
1	Depresiasi	2.589.002,96	42.159.586.743,72
2	*Property tax*	517.800,59	8.431.917.348,74
3	Asuransi	258.900,30	4.215.958.674,37
	Total FMC	**3.365.703,84**	**54.807.462.766,84**

Tabel 49 Total Manufacturing Cost (MC)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Direct Manufacturing Cost*	122.073.986,30	1.987.865.175.815,21
2	*Indirect Manufacturing Cost*	17.845.404,42	290.596.375.686,99
3	*Fixed Manufacturing Cost*	3.365.703,84	54.807.462.766,84
	Total MC	**143.285.094,56**	**2.333.269.014.269,04**

Tabel 50 Working Capital (WC)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Raw Material Inventory*	2.367.101,50	38.546.120.991,22
2	*Inproses Inventory*	217.098,63	3.535.256.082,23
3	*Product Inventory*	3.039.380,79	49.493.585.151,16
4	*Extended credit*	3.642.684,65	59.317.846.335,45
5	*Available cash*	13.025.917,69	212.115.364.933,55
	Total WC	**22.292.183,26**	**363.008.173.493,60**

Tabel 51 General Expense (GE)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Administrasi	4.298.552,84	69.998.070.428,07
2	*Sales expense*	7.164.254,73	116.663.450.713,45
3	*Research*	5.014.978,31	81.664.415.499,42
4	*Finance*	963.644,26	15.692.080.818,62
	Total GE	**17.441.430,13**	**284.018.017.459,56**

Tabel 52 Total biaya produksi

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Manufacturing Cost*	143.285.094,56	2.333.269.014.269,04
2	*General Expense*	17.441.430,13	284.018.017.459,56
	Total	**160.726.524,69**	**2.617.287.031.728,59**

Tabel 53 Fixed cost (Fa)

No.	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	$ 2.589.002,96	Rp 42.159.586.743,72
2	*Property tax*	$ 517.800,59	Rp 8.431.917.348,74
3	Asuransi	$ 258.900,30	Rp 4.215.958.674,37
	Total Fa	**3.365.703,84**	**54.807.462.766,84**

Tabel 54 Variable Cost (Va)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Raw Material*	111.591.928,01	1.817.174.275.300,42
2	*Packing n Shipping*	17.172.656,20	279.641.275.581,39
3	Utilitas	771.671,63	12.565.979.118,65
4	*Royalties & patents*	8.586.328,10	139.820.637.790,69
	Total Va	**138.122.583,95**	**2.249.202.167.791,14**

4.5.6. Analisa Keuntungan

Total penjualan	=	Rp2.796.412.755.814
Total Production cost	=	Rp2.617.287.031.729
Keuntungan sebelum pajak	=	Rp179.125.724.085
Pajak (35% dari keuntungan)	=	Rp62.694.003.430
Keuntungan setelah pajak	=	Rp116.431.720.655 (aries & newton P.190)

4.5.7. Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Percent Return On Investment* (ROI)

   ROI sebelum pajak = 42,49 %

   ROI sesudah pajak = 27,62 %

2. *Pay Out Time* (POT)

   POT sebelum pajak = 1,91 tahun

   POT sesudah pajak = 2,66 tahun

3. *Break Even Point* (BEP)

   BEP = 45,37 %

4. *Shut Down Point* (SDP)

   SDP = 28,66 %

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

   Umur pabrik = 10 tahun

   Fixed Capital Investment = Rp120.729.816.616

   Working Capital = Rp476.880.976.039

   Salvage Value (SV) = Rp42.159.586.744

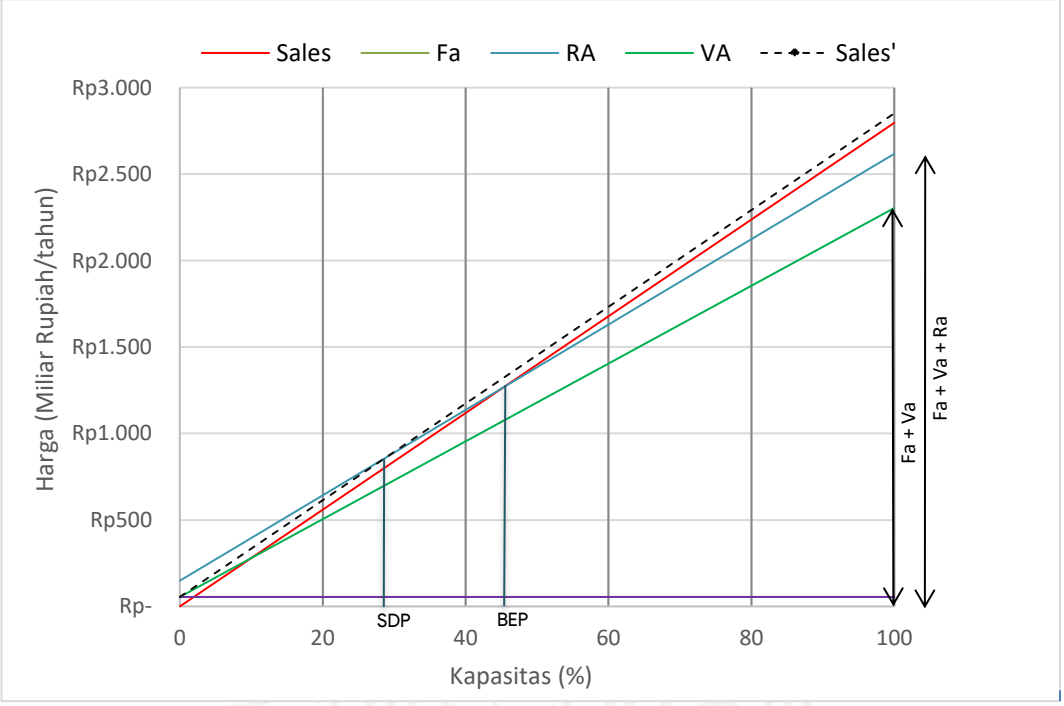
Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

CF = Rp174.283.388.218

Discounted cash flow dihitung secara trial & error

R = S

Dengan trial & error diperoleh nilai i = 27,51%



Gambar 15 Grafik Evaluasi Ekonomi serta BEP dan SDP

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

1. Biodiesel berprospek menjadi sumber energi alternatif di Indonesia. Dari hasil perhitungan prarancangan pabrik biodiesel dari biji karet ini membutuhkan bahan baku berupa biji karet dan metanol (CH_3OH), dimana untuk kebutuhan biji karet per-tahunnya sebanyak 264.373 ton/tahun, sedangkan untuk kebutuhan Metanol sebesar 39.411 ton/tahun. Kebutuhan katalis NaOH 1.061 ton/tahun dan katalis H_2SO_4 56 ton/tahun.
2. Proses pembuatan biodiesel ini dilakukan pada tekanan dan suhu rendah untuk mencapai konversi yang tinggi. Bahan baku biji karet yang digunakan mudah untuk didapat, tidak berbahaya dan tidak beracun. Meskipun metanol dan biodiesel bersifat mudah terbakar dan beracun, namun dapat dikendalikan dengan penanganan yang tepat. Dengan pertimbangan tersebut maka pabrik ini digolongkan pabrik beresiko rendah (*low risk).*
3. Hasil analisis ekonomi yang dilakukan adalah sebagai berikut:
    a. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak Rp179.125.724.085 dan keuntungan sesudah pajak Rp116.431.720.655

b. *Return On Investment* (ROI)

ROI sebelum pajak = 42,49% dan setelah pajak = 27,62%.

Nilai ini memenuhi syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko rendah, yaitu minimal adalah 11% dan maksimal adalah 44% (Aries & Newton, 1955).

c. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 1,91 tahun dan POT setelah pajak selama 2,66 tahun. Nilai ini memenuhi syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, yaitu maksimal adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

d. *Break Event Point* (BEP) pada 45,37%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 28,66%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%.

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 27,51%%. Syarat minimum DCFR adalah 1,5 kali suku bunga simpanan bank Saat ini suku bunga simpanan bank sekitar 8% (Desember 2020).

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas maka disimpulkan bahwa prarancangan pabrik Biodiesel dari Biji Karet dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

5.2. Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

Produk biodiesel dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan energi campuran dari bahan bakar minyak di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat dan semakin dibutuhkan.

DAFTAR PUSTAKA

Adepoju. T.F, et al. 2020. *Heavea brasiliensis (Rubber seed) : An alternative source of renewable energy*. Africa.

Anonim. 2014. Profile Industri Oleokimia 2014. Indonesia. *https://kemenperin.go.id/download/7546/Profil-Industri-Oleokimia-Dasar-dan-Biodiesel*

Anonim. 2018. Katalog Karet Statistik Industri. BPS. Indonesia. *https://www.bps.go.id/publication/2019/11/22/c73bdba12c1f122edae18a29/statistik-karet-indonesia-2018.html*

Aries,R.S., and Newton, R.D., 1995."*Chemical Engineering Cost Estimation*",Mc.Graw Hill BookCo.Inc.,New York.

Budiman, Arief. 2014. *Tin (II) Clhoride Catalyzed Esterification of High FFA Jatropha Oil: Experimental and Kinetics Study*. Semarang: *Internatonal Journal of Renewable Energy Development.*

Data Rekonsiliasi Produksi – Distribusi – Ekspor Biodiesel – EBTKE Gabungan Periode Januari – November. 2020. *https://aprobi.or.id/project/* terakhir update 22 Desember 2020.

Kaddihani, Wardah. 2015. Syarat Mutu Biodiesel SNI 7182:2015. Balai Teknologi Bahan Bakar dan Rekayasa Desain. Indonesia.

Kirk-Othmer. 2012. "*Encyclopedia of Chemical Technology", 5th ed.*

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1955, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers,* 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York .

Rahayu, Martini. 2004. Teknologi Proses Produksi Biodiesel. Indonesia.

Sarin, Rakesh., Meeta Sharma, Arif Ali Khan. 2010. *Terminalia belerica Roxb. Seed oil: A potential biodiesel resource. Bioresource technology vol.101 2010*

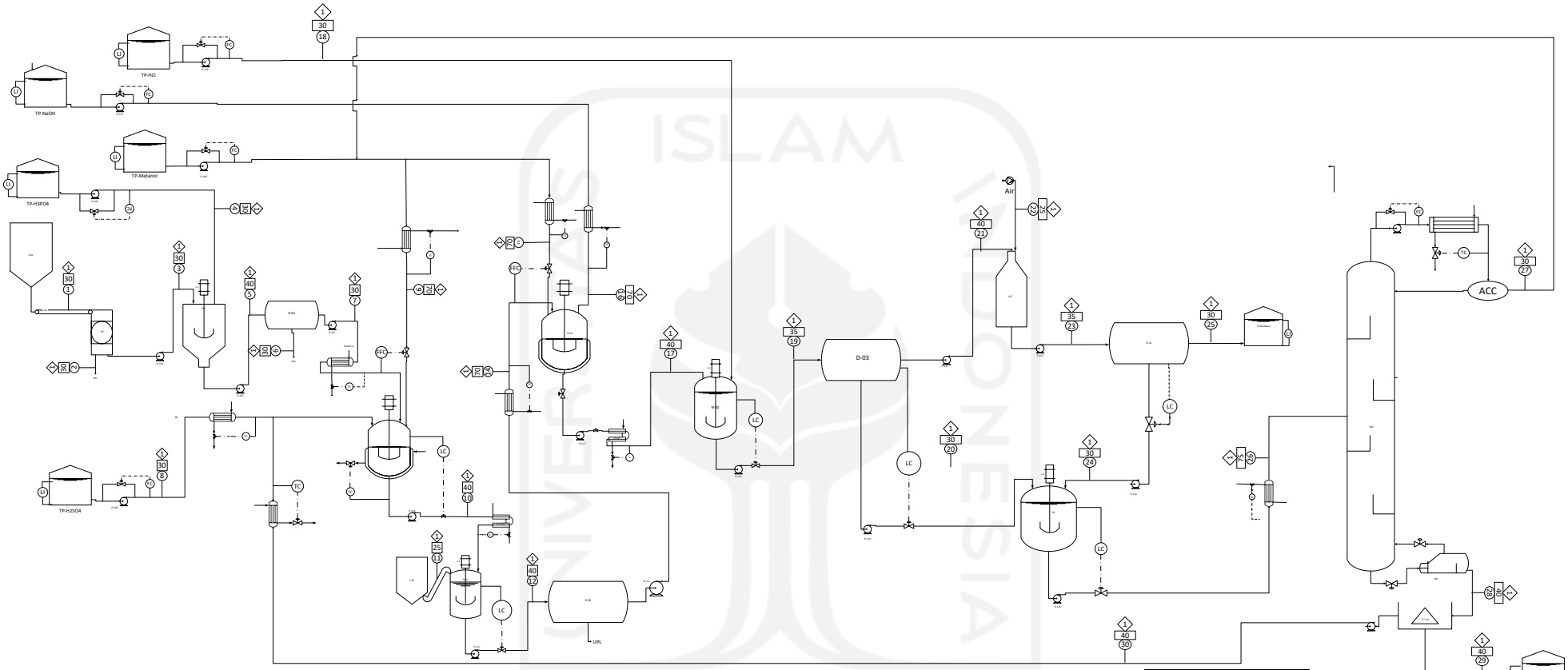
Swern.D. 1994. "*Industrial Oil and Fat Production"* . Interscience Publ. New York.

LAMPIRAN

1. PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KARET DAN METHANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



No	Komponen	Nomor Aus																											
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
1	Trigliserida			15705.146		15705.15		15705.15			15705.15		1570.515		14134.634		1570.515	1413.4634		1413.4634	91.783	1321.6797		1321.6797		1321.6797	18.135		86.783	65.35
2	Gum			1571.51		157.15	157.15																						
3	FFA			2356.7719		2.3567719		2356.7719			2.3567719				211.2895791			211.2895791	0.2356	209.9625921		189.0632629		189.0632629	0.2118		0.2356	0.1413
4	H3PO4				88.851406	69.865248	69.865248																						
5	H2O			2831.5272	18.276.768	2670.1451	2670.1451		0.372865	21.351413	21.351413	1946.2958	194.62958	1751.6662	4.2691513	1751.6662	175.16662	4.2691513	4.2691513	4.2691513	0.2691513	785.17605	4.2691513	785.17605	2.5615	144.72992	144.72992	144.7	0.0855	0.0855	0.0855
6	CHOH									1946.298	785.17605	1160.9			2680.9738			2680.9738	2.5615										
7	HOOH								0.4987547		0.4987547																		
8	CaO										1.6619182																		
9	CaH2O2										0.8309591	0.8309591																	
10	NaOH														331.25	121.2911825													
11	HCl															1.6619													
12	NaCl																		177.9918462	177.9									
13	Metil ester									2408.788		2408.788			5747.6.14265			5747.6.14265	108.4	5.4.135.2836		1743.6.8676		1743.6.8676	108.4		484.67	484.67
14	Air														1680.8.97856			1680.8.97856	1.8082	85.37.14585		85.37.14585	85.38		1680.8		1680.8	1680.8
15	Biji karet	1.80978.5																											
16	Metanol		1.80978.5																										
	JUMLAH	1.80978.5	1.80978.5	18.276.757	1745.187	18.605.57	3.0898.265	18.605.57	0.7.4.81185	2.867.3.555	1.8.676.72	3.867.855	1.8641.4.85	28.4.94.253	1.8.6.16.7.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8	1.8.6.4.1.8

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
TC	Temperature Controller
	Nomor Aras
	Suhu, C
	Tekanan, atm
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping
	Udara Tekan

ALAT	KETERANGAN
TP	Tangki Penyimpanan
R	Reaktor
N	Netralizer
S	Silo
DG	Degumming
M	Mixer
D	Dekanter
CT	Centrifuge
MD	Menara Distilasi
CD	Condenser
RB	Reboiler
CL	Cooler
HE	Heater
P	Pompa

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2020

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KARET DAN METHANOL DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
1. Muhamad Rivan Fauzi (13521228)
2. Hanri Trinapati (13521231)

DOSEN PEMBIMBING :
1. Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.
2. Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

2. Reaktor

Reaktor 1 (Esterifikasi)

Fungsi :	Untuk mereaksikan asam lemak bebas pada minyak karet dengan metanol menggunakan katalis H_2SO_4 sehingga menghasilkan biodiesel dan air				
Jenis :	RATB				
Suhu :	70 *C	waktu reaksi :	2,5 jam	150 menit	
Tekanan :	1 atm				
Kondisi :	endotermis / isothermal				
Konversi reaksi	0,95	gr/ml = gr/cm3			

Komponen	BM	Umpan masuk (kg/jam)	Umpan masuk (kmol/jam)	Densitas (gr/ml)	Densitas (Kg/m^3)	Fv (m3/jam)	Fv (l/jam)	Fv (l/s)	x	rhoxX
TG	927,853	15150,15	16,3281747	0,8364	836,4344	18.1127	18112,77	5,0313	0,8175	683,863
FFA	296,59842	2305,72	7,773876248	0,8712	871,2193	2.6465	2646,542	0,7351	0,1244	108,406
H2O	18,01528	21,69	1,203877925	0,9852	985,2120	0.0220	22,0137	0,0061	0,0011	1,153
CH3OH	32,04186	1046,20	32,65116863	0,7437	743,777	1.4066	1406,608	0,3907	0,0564	41,993
H2SO4	98,07848	6,40	0,065302337	1,777	1777,0711	0.0036	3,6041	0,001	0,0003	0,614
Total		18530.16242	58.02239984	5,2137	5213,714	22,1915	2219,.540	6,1643	1	836,030
										52,1917229 lb/ft^3

Esterifikasi

	RCOOH	+	CH_3OH	↔	$RCOOHCH_3$	+	H2O
M	8,163		32,651				
B	7,755		7,755		7,755		7,755
S	0,408		24,897		7,755		7,755

Cao =	0,00293737	kmol/l	Ca =	0,000146869	
Cbo =	0,02321268	kmol/l	Cb =	0,001160634	

Data kinetika

Cao	8,163	kmol/jam	0,00293737	kmol/l	2,937370195	mol/l
Ca	0,408	kmol/jam				
k	1,91821758	L/kmol.jam				
	0,00015833	/sec				

k = ln ((1-Xa) / Cao.T)

Reaksi Orde 1

Science Direct

0,0095 /min

0,000158333 /sec

Mencari Volume

	V (m3)	Gallons	Harga
1	739,7180085	195285,5542	
2			
3			

4

5

Fv.Cain-Fv.CaOut+(-ra).V=0

Fv.Cain-Fv.CaOut= (-ra)V

Fv(Cain-CaOut)=(-ra)V

V=Fv(Cain-CaOut)/(-ra)

V=Fv(Ca0-Ca0(1-Xa))/(-ra)

V=Fv(Ca0.Xa)/(-ra)

V=Fv(Ca0.Xa)/k.Ca.Co

V=Fv(Ca0.Xa)/k(Ca0(1-Xa)).(Cb0-Ca0.Xa)

V=Fv.Xa/k.Ca0(1-Xa)(M.Xa)

Dimana M = Cb0/Ca0

Menggunakan 1 reaktor

Volume 739718,0085 liter

739,7180 m^3

$V_n=(F_V(X_n-X_(n-1)))/(k(1-X_n))$

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

Menggunakan 2 reaktor

V1-V2 0,000

X1	X2
0,7763932	0,95

V1		V2	
135179,0259	liter	135179,02599	liter
135,179026	m3	135,179026	m3

Menggunakan 3 reaktor

V1-V2 0,000 V2-V3 0,00

X1	X2	X3
0,6315969	0,86427912	0,95

V1		V2		V3	
41465,96996	liter	41465,97	liter	41465,97	liter
41,4659	m3	41,4659	m3	41,4659	m3

Menggunakan 4 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

X1	X2	X3	X4
0,5271292	0,7763932	0,894262874	0,95

V3-V4 0,00

V1		V2		V3		V4	

43399,74326	liter	43399.74326	liter	43399.74326	liter	43399.74326	liter
43,39974326	m3	43.39974326	m3	43.39974326	m3	43.39974326	m3

Menggunakan 5 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

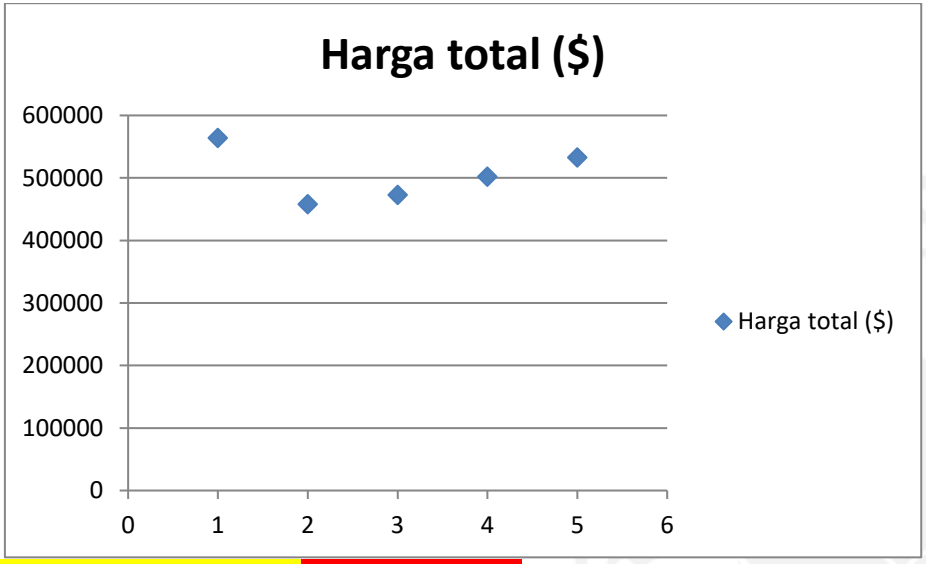
X1	X2	X3	X4	X5
0,4507197	0,69829118	0,834277299	0,90897179	0,95

V3-V4 0,00 V4-V5 0,00

V1		V2		V3		V4		V5	
31946,6378	liter	31946,63779	liter	31946,63779	liter	31946,63779	liter	31946,63779	liter
31,9466378	m3	31,94663779	m3	31,94663779	m3	31.94663779	m3	31.94663779	m3

Jumlah reaktor	Volume (m3)	Volume total (m3)	Volume (gallons)	Harga ($)	Harga total ($)
1	739.7180085	739.7180085	195285.5542	563949,3505	563949,3505
2	135.179026	270.358052	35687.26286	229074,9037	458149,8074
3	66.74660974	200.2398292	17621.10497	157636,5961	472909,7883
4	43.39974326	173.598973	11457.53222	125518,8776	502075,5104
5	31.9466378	159.733189	8433.912378	106626,1021	533130,5105

1 m3 = 264 gallons **matche.com** Stainless Steel



Dipakai 2 reaktor seri — Stainless Steel / Carbon Steel

Reaktor 1 — x = 0,78 / 0,69

	RCOOH	+	CH_3OH	↔	$RCOOHCH_3$	+	H2O
M	8,163		32,651				
B	5,654		5,645		5,645		5,645
S	2,518		27,006		5,645		5,645

Reaktor 2 — x = 0,95

0,95

	RCOOH	+	CH_3OH	↔	$RCOOHCH_3$	+	H2O
M	1,592		27,006		5,645		5,645
B	1,230		1,230		1,230		1,230
S	0,362		137,864		6,875		6,875

Waktu tinggal

t = 2,5 jam

Reaktor 1

Volume Design (20%)	162,214831 100,775086	Over Design =	20%

1,5H= D

D =	4,691	m		184,6849848	in
H =	7,04	m		277,0274772	in

2) Perhitungan Dimensi Reaktor 1

Perbandingan antara diameter dan tinggi reaktor yang optimum = 1 : 2 (D:H=1:2) (brownell, 1959, hal 43)

Vdish = 0,000049Ds^3 (Brownell, hal 88)

Dimana :

Ds = diameter shell, in

Vdish = volume, ft^3

sf = 2,5 Brownell, Hal 88

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

Vhead = 2x (Vtangki + Vsf)

= $2x(0{,}000049xD^3 + \frac{\pi/4\, D^2 sf}{144})$

694,8095 ft3

19,67700421 m3

Vmelting = Vshell + Vhead

= 162,2148312 + 19,67700421

= 181,8918354 m3

Dengan spesifikasi reaktor 1 sebagai berikut :

Diameter shell : 4,6910 m

Tinggi shell : 7,0365 m

Volume shell : 162,2148 m^3

Volume head : 19,6770 m^3

Volume reaktor : 181,8918 m^3

Volume cairan dalam shell

Volume bottom :

= 0,5 x Volume head brownell

= 9,8385 m^3

Volume cairan : volume shell - volume bottom

= 162,2148 -9,8385

= 152,3763 m^3

Tinggi cairan dalam shell :

$$h = \frac{4.V}{\pi.D^2}$$

= 8,8210 m

= 28,9402 ft

3) Menentukan tebal shell (ts)

Dirancang menggunakan Low Alloy steel

$$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0{,}6.P)} + C$$ *(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)*

Dalam hubungan ini :

ts = tebal shell, in

r = Jari-jari

= ½ .Diameter tangki

= 0,5 x 184,6850 in = 92.3425 in

E = effisiensi penggelasan = 0,8

C = faktor korosi = 0,125

f = tegangan yang diijinkan = 75000 psi

Menghitung tekanan:

P hidrostatis =tinggi cairan .ρmix = 7374,6167 kg/m^2 = 10,4672 psi

Preaksi = 1 atm = 14,7 psia

Poperasi = Preaksi + Phidrostatis = 25,1672 psi

Pdesain = 1.1* P operasi = 27,6839 psi Over design 10%

P = tekanan dalam reaktor = 27,6839 psi

Sehingga :

ts = 0,17 in digunakan tebal standar 1/4 in

0,1875

4) Menentukan tebal head (th) dan tebal bottom

P = Pdesain - Pudara luar = 12,9839 psi

OD = ID + 2ts = 185,1850 in

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 91

untuk OD = 185,1850 in OD standar = 180

ts = 0,1875 in

icr = 18 1/2 in icr standar = 11

r = 185,1850 in r standar = 170

$$w = \frac{1}{4}\left(3+\sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$$

= 1,6977 in

Sehingga:

$$th = \frac{P.r.w}{(2.f.E-0{,}2.P)} + C$$ *(Pers. 7.77, Brownell & young, 1959; hal 138)*

$$= \frac{36.2565 \times 258.0628 \times 1.5406}{\{(2 \times 48000 \times 0.85) - (0.2 \times 36.2565)\}} + 0.125$$

th = 0,15 in digunakan tebal standar 3/16 in

0,1875

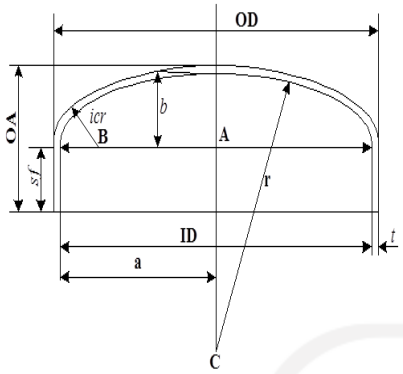
5) Menentukan tinggi reaktor total

untuk th = 1/4 in pada tabel 5.6 Brownell & young, hal 88 diperoleh sf = 1 1/2 - 2 1/2

Diambil sf = 2.5

keterangan :

ID = diameter dalam head



OD = diameter luar head
t = tebal head
r = jari-jari dish
icr = jari-jari dalam sudut dish
b = tinggi head
sf = straight flange

ID
= OD standart - (2*ts)

$$a = \frac{ID}{2}$$ (jari-jari dalam shell)

$$= \frac{ID}{2} = 92,40499239 \text{ in}$$

AB = - icr

= 63,047 in

BC = r – irc
= 142,278 in

$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$
= 127,5463 in

b = r – AC (tinggi head)
= 30,5402 in

tinggi head total (OA) = sf + b + th
= 32,7902 in
= 0,8329 m

tinggi reaktor total = 2 x tinggi head total+ tinggi shell
= 1,6657 + 6,0040

= 7,6698 m

Komponen	BM	Umpan masuk (kg/jam)	Umpan masuk (kmol/jam)	Densitas (Kg/l)	Densitas (Kg/m^3)	Fv (m3/jam)	Fv (l/jam)	Fv (l/s)	x	rhoxX
TG	927,853	15150.15	16.328	0,83643	836,4344766	18.1127	18.1127	0.0050313	0.8175	0.6838
FFA	296,59842	2305.72	7.773	0,87121	871,2193589	2.64654	2.64654	0.0007351	0.1244	0.1084
H2O	18,01528	21.69	1.203	0,98521	985,2120691	0.02201	0.02201	6.11493E-06	0.0011	0.0011
CH3OH	32,04186	1046.20	32.651	0,74377	743,777634	1.40660	1.40660	0.0003907	0.0564	0.0419
H2SO4	98,07848	6.40	0.065	1,77707	1777,071176	0.00360	0.00360	1.00114E-06	0.0003	0.0006
Total		18530.1624	58.022	5,21371	5213,714715	22.1915	22.1915	0.006164317	1	0.8360

0.05219lb/ft33 lb/ft^3

6) menentukan jumlah dan jenis pengaduk

Jenis pengaduk dipilih turbin dengan 6 blade disk standar

Dari tabel 8.3 Rase, 1977 :

Sistem : dissolution : Turbine (max : 10.000 gal)

Propeller (max : 2500 gal (± 9.5 m3))

Paddle (max : 10.000 gal)

Dipilih : Turbin, karena : - Hp turbin tidak dipengaruhi Viskositas diatas reynold 500-1000

- Percampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dari McCabe L Warren,1999; jilid 1 hal 235 :

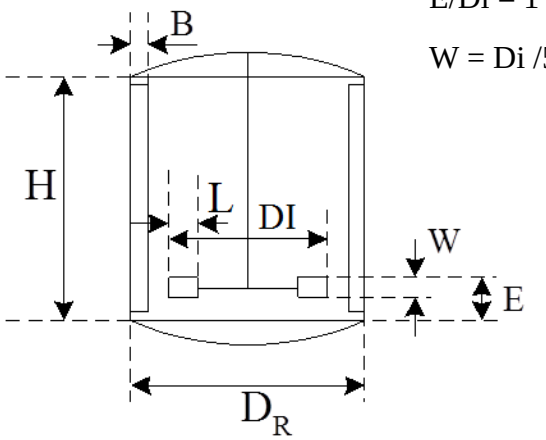
Perbandingan ukuran, umumnya: Di/DR = 1/3

L = Di/4

E/Di = 1

B = Di/12

W = Di /5



Diameter mixer (DR)	=	4.6910	m	15.39041589	ft
Diameter pengaduk (Di)	=	1.5637	m	5.130138631	ft
Pengaduk dari dasar (E)	=	1.5637	m	5.130138631	ft
Tinggi Pengaduk (W)	=	0.3127	m	1.026027726	ft
Lebar pengaduk (L)	=	0.3909	m	1.282534658	ft
Lebar baffle (B)	=	0.1303	m	0.427511553	ft

0,027778 2,7778 %

Menghitung jumlah impeler (pengaduk):

Dimana WELH adalah *Water Equivalen Liquid High*

tinggi bahan x sg

WELH =

$$= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$= 8.8210 \text{ m} \times \frac{0.8360}{0.7438}$$

$$= 9.9151 \text{ m} \quad 32.52979971 \text{ Ft}$$

$$\text{Jumlah Turbin} = \frac{\text{WELH}}{\text{D}}$$

$$= \frac{9.9151}{4.6910}$$

$$= 2.1136 \quad \text{»2}$$

Putaran pengaduk :

$$\frac{\text{WELH}}{2.\text{DI}} = \left(\frac{\pi.\text{DIN}}{600}\right)^2$$

(Rase, 1977, hal. 345)

$$N = \frac{600}{\pi.\text{DI}/0{,}3048} \cdot \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2.\text{DI}}}$$

N = 20,2148 rpm

= 0,3369 rps

Dengan :

N = 20,2148 rpm = 0,3890 rps

ρ = 836,0307 kg/m^3 = 52,1899 lbm/ft^3

gc = 32,2 ft/s^2

μ = 21,2478 Cp = 0,0143 lb/ft.s

$$Po = \frac{p \cdot g}{\pi^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}$$

Di = 1,5637 m = 5,1301 ft

bilangan reynold (Re) = $Di^2*N*\rho/\mu$

= 32411,541

Dari fig.477 Brown hal 507, Re = 32.411,54 .======> Np = Po = 7

P = $N^3*Di^5*\rho*Np/550gc$

P = 2,8033 hp

Efisiensi motor = 80% (fig. 12.18, Peters, hal 516)

Daya motor = $\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} =$ 3,5041 Hp

dipakai standar NEMA = 5 hp

5. MENGHITUNG PEMANAS REAKTOR

Kenaikan suhu pada reaktor Ud = 6-60 Kern table 8 hal 840

50

Diinginkan suhu di reaktor = suhu umpan masuk T=T0

suhu direaktor saat bereaksi

T 70 C

Agar suhu di reaktor = suhu umpan maka Q yang harus dibawasebanyak

Q 895942 Kj/jam

849189,0833 Btu/jam

Untuk pemanas

T1 =	100	C	373,15	K	212,00	F
T2 =	90	C	363,15	K	194,00	F
Tr =	95	C	368,15	K	203,00	F

sifat fisis pada suhu 95

tin	=	100	C
tout	=	90	C
Cp	=	1,89	Kj/kg K
densitas	=	958,4377279	kg/m3

$A=Q/(U_d \ 〖\Delta T〗_{LMTD})$

Hot fluid	°C	Cold fluid	°C	Temp. Diff	°F
212,00	100	158,00	70	54,00	Δt2
194,00	90	158,00	70	36,00	Δt1

λ steam at 100 C = 2256,430 kj/kg

m steam = 397,0617418 Kg/jam

ΔTlmtd = 44,39346232 F

6,89	C	
280,04	K	

Menghitung luas perpindahan panas

$A=\pi DH+\pi/4\ D$^2

	D	15,39	ft
	H	23,09	ft

A = 1302,756874 ft^2

Menghitung luas kebutuhan perpindahan panas

$A=Q/(U_d\ 〖\Delta T〗_LMTD)$

$Qin=Qout$

A = 60,64872637 ft^2

Pemanas reaktor menggunakan jaket

PERANCANGAN JAKET REAKTOR

Menghitung tebal jaket

Jenis Pemanas	=	Steam	
Massa pendingin	=	4974,571	lb/jam
Densitas	=	0,117989	lb/ft^3
V pemanas	=	42161,34	ft^3

jumlah steam =		4974,571	kg/jam		
densitas air=		1000	kg/m3		
laju alir steam (Qw) =		4,974571	m3/jam		
ditetapkan jarak jaket =	=	2,5	in		(Perry Hal. 11.20)
Diameter reaktor =		184,68	in	4,490	m
diameter (jaket+reaktor) =		189,68	in	4,818	m

kecepatan steam = v = Qw/A

5,247 m/jam

luas flow area (A) = (phi/4) x (D^2- d^2)

= 0,81076 m^2

tebal dinding jaket (tj)

tinggi jaket = tinggi netralizer =	7,03	m		
Phidrostatik	0	Psia	0	Kpa
Pdesain	27,6839	Psia	190,88	Kpa

Bahan Carbon Steel, SA-285, Grade A

Joint Efficiency (E) = 0,8

Allowable stress (S)	=	75000	psia	517125,0000	Kpa	
Faktor Korosi (C)	=	0,125	in	0,0032	m	

tebal jaket (dj) = ((P x R)/(SE-0,6P))+ C

1,29 in 0,0329 m

dipilih tebal jaket standard 1,5 in

Tebal Isolator

Perhitungan Tebal Isolasi Melter

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu 0°F- 300°F digunakan isolasi *polyisocyanurate.*
Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate.*
1. Bahan ini 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 = 40°C = 122°F

Data-data fisis :

k isolasi =	0,0125	Btu/j.ft.°F	
Ts =	40 C =	104	F
Tud =	30 C =	86	F

Tf = (Ts+Tud)/2 = 95 °F

δf = Ts - Tf = 27 °F

β = 1 / Tf = 1,80E-03 /R

dengan : Tf = suhu film, °F
β = koefisien muai volume, /R

Sifat-sifat udara pada Tf = 95 F (tabel 3.212, Perry, 1984)

ρf =	1,18	kg/m^3 =	7,35E-02	lb/ft^3
cpf =	1,0049	kJ/kg°C =	2,40E-01	Btu/lb°F
μf =	1,92E-05	Pa.s =	4,63E-02	lb/ft.j
kf =	0,0271	kJ/kg°C =	1,57E-02	Btu/j.lb°F

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

$$Pr = \frac{Cpf \mu_f}{kf}$$

dengan :
Gr = bilangan Grashoff
Pr = bilangan Prandtl
Ra = bilangan Rayleigh

Raf = Gr * Pr

(Holmann, 1986)

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 adalah koefisien perpindahan panas konveksi.

ℓ = L = tinggi total reaktor

ℓ = L =			348,61	in
			8,85	m
			29,04	ft
Gr =	1.25E+12			

cek ℓ

$\frac{35}{Gr^{1/4}}$ = 0,033

$\frac{ID}{L}$ = 0,53

karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$ maka asumsi ℓ = L dapat digunakan (Holman,1986)

Pr = 0,71

Raf = 8,89E+11 > 1,00E+09

sehingga :

$hc = 0.19\ (\Delta t)^{1/3}$

hc = 0,57 Btu/ft^2.j.°F

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan krn suhu dinding reaktor kecil (40 C)

ID =	184,6849848	in	15,39035	ft
OD =	185,1850	in	15,43202	ft
T1 =	70	°C	158	°F
T2 =	40	°C	104	°F

Perpindahan panas konveksi :

$q_{konveksi} = hc*\pi*(OD+2*X_{isolasi})*L*\Delta t$

hc*π*OD*L*Δt = 21658,99

hc*π*2*L*Δt = 2807,020

$q_{konveksi}$ = 21658,99 + 1004.465 $X_{isolasi}$ ……(1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding melter dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_1 - ts)}{\frac{1}{kL}\ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L}\ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)} \quad \text{……(2)}$$

Dinding melter berupa Stainless Steel, dari table 3 Kern, Hal. 799
diperoleh k = 26 Btu/j.ft.F.

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi,
sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2).
Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai $X_{isolasi}$, $q_{konveksi}$, dan $q_{konduksi}$
Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$X_{isolasi}$ = 0,0290900 ft = 0,89 cm

$q_{konduksi}$ = 21803,98 Btu/jam

$q_{konveksi}$ = 21740,65 Btu/jam

Tebal isolasi agar dinding isolasi 40°C = 0,348 in tebal standar 0,375 in

Panas yang hilang setelah diisolasi = 21740,65 Btu/jam = 5478,64 kkal/jam

Reaktor 2 (Transesterifikasi)

Fungsi :	Untuk mereaksikan Trigliserida pada minyak karet dengan metanol menggunakan katalis NaOH sehingga menghasilkan biodiesel dan air			
Jenis :	RATB			
Suhu :	70	*C		
Tekanan :	1	atm		
waktu reaksi :	2,5	jam	150	menit
Kondisi :	endotermis / isothermal			

Konversi reaksi : 0,9

Komponen	BM	Umpan masuk (kg/jam)	Umpan masuk (kmol/jam)	Densitas (gr/ml)	Densitas (Kg/m^3)	Fv (m3/jam)	Fv (l/jam)	Fv (l/s)	x	rhoxX
TG	927,853	15150,14	16,3281	0,8364345	836,434477	18.1127	18112,7707	2,3381	0,6806	569,3505
FFA	296,5984	115,28	0,38869	0,8712194	871,219359	0.13232	132,3271	0,034219	0,0051	4,5126
H2O	18,01528	226,83	12,5913	0,9778	977,8	0.23198	231,9862	0,048956	0,0101	9,9653
CH3OH	32,04186	4234,86	132,166	0,7437776	743,777634	5.69372	5693,7246	0,803659	0,1902	141,5186
NaOH	39,9972	121,20	3,03024	1,891621	1891,62099	0.06407	64,0726	0,008271	0,0054	10,3008
Metyl Ester	310,625	2408,78	7,75465	0,8376848	837,684827	2.87553	2875,5313	0,708161	0,1082	90,6588
Total		22257,12	172,259		6158,53729	27.1104	27110,4126	3,941366	1	826,3069

51,58 lb/ft3 lb/ft3

Transesterifikasi

	Trigliserida	+	$3CH_3OH$	↔	$3RCOOHCH_3$	+	Gliserol
M	16,328		107,768				
B			44,086		44,086		14,695

	16,328					
S	1,633		63,682		44,086	14,695

Cao =	0.000901473	kmol/l	0.901473053	mol/l	Ca =	9,015E-05
Cbo =	0.023212686	kmol/l	23.21268597	mol/l	Cb =	0,0023213

Data Kinetika :

Pseudo first-order kinetics		,Indian Jurnal of Chemical Engineering		
Ea =	75,8	kJ/mol	75800	J/mol
A =	2,76E+10	/min		
R =	8,314472	J/K mol		
T =	70	^{o}C	343	K
k =	-26,5791			
	2,86E-12			
	0,079022	/min		
	0,001317	/sec		

Mencari Volume

	V (m3)	Gallons	Harga
1	51,461	13585,7118	
2			
3			
4			Fv.Cain-Fv.CaOut+(-ra).V=0
5			Fv.Cain-Fv.CaOut= (-ra)V

Menggunakan 1 reaktor		
Volume	51461,029	liter
	51,46	m^3
Menggunakan 2 reaktor		
V1-V2	0,000	

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

Fv(Cain-CaOut)=(-ra)V

V=Fv(Cain-CaOut)/(-ra)

V=Fv(Ca0-Ca0(1-Xa))/(-ra)

V=Fv(Ca0.Xa)/(-ra)

V=Fv(Ca0.Xa)/k.Ca.Co

V=Fv(Ca0.Xa)/k(Ca0(1-Xa)).(Cb0-Ca0.Xa)

V=Fv.Xa/k.Ca0(1-Xa)(M.Xa)

Dimana M = Cb0/Ca0

X1	X2
0,683772	0,9

V1		V2	
12363.6705	liter	12363.6705	liter
12.3636	m3	12.3636	m3

Menggunakan 3 reaktor

V1-V2 0,000 V2-V3 0,00

X1	X2	X3
0,535841	0,784557	0,9

V1		V2		V3	
6600,9332	liter	6600,933	liter	4450,1177	liter
6,6009	m3	4,45011	m3	4,4501	m3

Menggunakan 4 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

X1	X2	X3	X4
0,437659	0,683772	0,8221721	0,9

V3-V4 0,00

V1		V2		V3		V4	
4450,1177	liter	4450,117788	liter	4450,1177	liter	4450,117	liter
4,4501	m3	4,4501	m3	4.4501	m3	4,4501	m3

Menggunakan 5 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

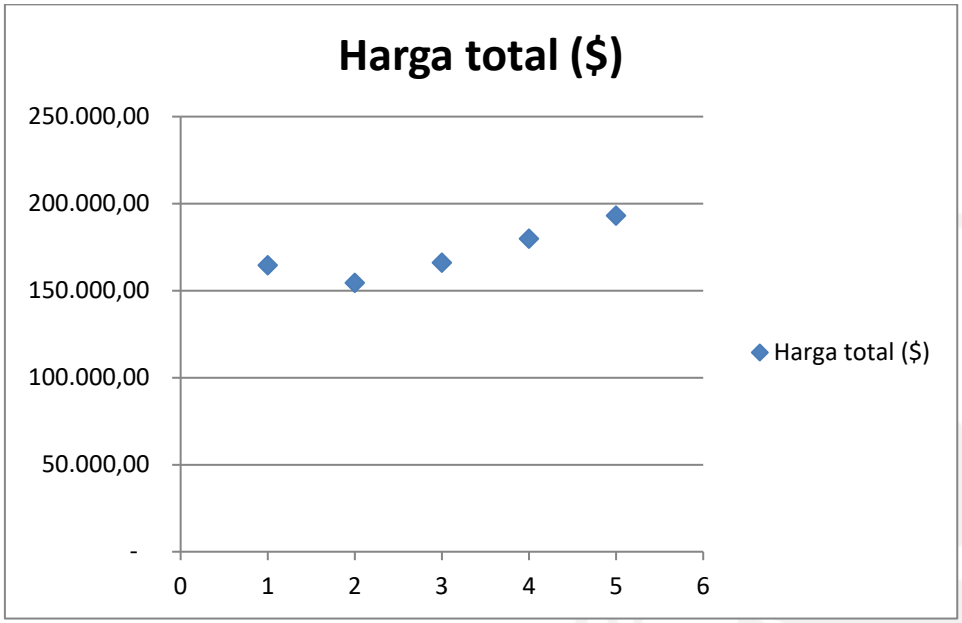
X1	X2	X3	X4	X5
0,369043	0,601893	0,7488114	0,84151068	0,9

V3-V4 0,00 V4-V5 0,00

V1		V2		V3		V4		V5	
3344,3560	liter	3344,356	liter	3344,3562	liter	3344,356	liter	3344,356	liter
3,3443	m3	3,3443	m3	3,3443	m3	3,3443	m3	3,3443	m3

Jumlah reaktor	**Volume (m3)**	**Volume total (m3)**	**Volume (gallons)**	**Harga ($)**	**Harga total ($)**
1	51,46102	51.461029	13585,7118	164657,0439	164.657,04
2	12,36367	24,72734	3264,0090	77263,1904	154.526,38
3	6,60093	19,80279	1742,6463	55380,9582	166.142,87
4	4,45011	17,80047	1174,8310	44980,1441	179.920,58
5	3,3443	16,72178	882,9100	38631,5952	193.157,98

1 m3 = 264 gallons Stainless Steel **matche.com**


Harga total ($)
250.000,00
200.000,00
150.000,00
100.000,00
50.000,00
-
0
1
2
3
4
5
6
Harga total ($)

Dipakai 2 reaktor seri	Stainless Steel / Carbon Steel

Reaktor 1 x = 0,68
0,68

	Trigliserida	+	$3CH_3OH$	↔	$3RCOOHCH_3$	+	Gliserol
M	16,328		107,768				
B	5,160		15,479		15,479		5,160
S	11,168		92,289		15,479		5,160

Reaktor 2 x = 0,90
0,90

	Trigliserida	+	$3CH_3OH$	↔	$3RCOOHCH_3$	+	Gliserol
M	11,168		92,289		15,479		5,160
B	1,669		5,008		5,008		1,669
S	0,759		25,040		20,487		6,829

Waktu tinggal
t = 2,5 jam

Reaktor 1

Volume Design (20%) 61,7532358 Over Design = 20%

$D=\sqrt[3]{(4v/2\pi)}$

2H= D

D =	3,4	m	133,8509038	in
H =	6,8	m	267,7018076	in

2) Perhitungan Dimensi Reaktor 2

Perbandingan antara diameter dan tinggi reaktor yang optimum = 1 : 2 (D:H=1:2) (brownell, 1959, hal 43)

Vdish = 0,000049Ds^3 (Brownell, hal 88)

Dimana :

Ds = diameter shell, in

Vdish = volume, ft^3

sf = 2,5 Brownell, Hal 88

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

Vhead = 2x (Vtangki + Vsf)

= $2x(0{,}000049xD^3 + \frac{\pi/4\ D^2\ sf}{144})$

275,7067 ft3

7,808014976 m3

Vmelting = Vshell + Vhead

= 61,7532358 + 7,808014976

= 69,56125077 m3

Dengan spesifikasi reaktor tank sebagai berikut :

Diameter shell : 3,39 m

Tinggi shell : 6,79 m

Volume shell : 61,75 m^3

Volume head : 7,80 m^3

Volume reaktor : 69,56 m^3

Volume cairan dalam shell

Volume bottom :

= 0,5 x Volume head brownell

= 3,90 m^3

Volume cairan : volume shell - volume bottom

= 61,75 -3,9

= 57,84 m^3

Tinggi cairan dalam shell :

$$h = \frac{4.V}{\pi.D^2}$$

= 6,37 m

= 20,91 ft

3) Menentukan tebal shell (ts)

Dirancang menggunakan Low Alloy Grade C

$$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6.P)} + C$$

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

Dalam hubungan ini :

ts =	tebal shell, in					
r =	Jari-jari					
=	½ .Diameter tangki					
=	0,5 x	107,8679	in	=	53,9340	in
E =	effisiensi penggelasan =		0,8			
C =	faktor korosi =		0,125			
f =	tegangan yang diijinkan			75000	psi	

Menghitung tekanan:

P hidrostatis =tinggi cairan .ρmix = 5268,16 kg/m^3 = 7,4774 psi

Preaksi = 1 atm = 14,7 psia

Poperasi = Preaksi + Phidrostatis = 22,1774 psi

Pdesain = 1.1* P operasi = 24,3951 psi Over design 10%

P = tekanan dalam reaktor = 24,3951 psi

Sehingga :

ts = 0,15 in digunakan tebal standar 1/4 in

0,1875

4) Menentukan tebal head (th) dan tebal bottom

P = Pdesain - Pudara luar = 9,6951 psi

OD = ID + 2ts = 134,3509 in

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 91

untuk OD = 134,3509 in

ts = 0,1875 in

icr =	13 3/7	in	icr standar =	7,25
r =	134,3509	in	r standar	114

$$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$$

= 1,7413 in

Sehingga:

$$th = \frac{P.r.w}{(2.f.E - 0{,}2.P)} + C \qquad \textit{(Pers. 7.77, Brownell \& young, 1959; hal 138)}$$

$$= \frac{36.2565 \times 258.0628 \times 1.5406}{\{(2 \times 48000 \times 0.85) - (0.2 \times 36.2565)\}} + 0.125$$

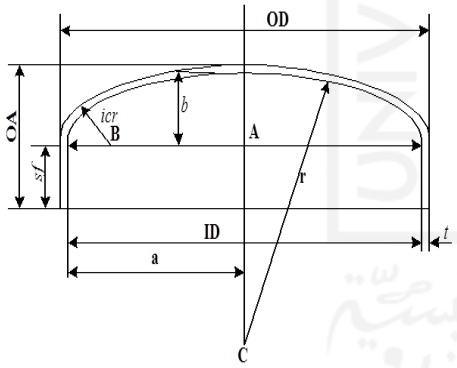
th = 0,14 in digunakan tebal standar 3/16 in

0,1875

5) Menentukan tinggi reaktor total

untuk th = 3/16 in pada tabel 5.6 Brownell & young, hal 88 diperoleh sf = 1 - 2

Diambil sf = 2.5



keterangan :

ID	=	diameter dalam head
OD	=	diameter luar head
t	=	tebal head
r	=	jari-jari dish
icr	=	jari-jari dalam sudut dish
b	=	tinggi head
sf	=	straight flange

ID = OD standart - (2*ts)

$$\frac{ID}{2}$$

a = (jari-jari dalam shell)

= 66,9879519 in

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

= 53,553 in

BC = r – irc

= 120,916 in

$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$

= 108,4100 in

b = r – AC (tinggi head)

= 25,9409 in

tinggi head total (OA) = sf + b + th

= 28,1909 in

= 0,7160 m

tinggi reaktor total = 2 x tinggi head total+ tinggi shell

= 1,4321 + 6,7996

= 8,2317 m

Densitas (Kg/dm3)

Komponen	**BM**	**Umpan masuk (kg/jam)**	**Umpan masuk (kmol/jam)**	**Densitas (Kg/l)**	**Densitas (Kg/m^3)**	**Fv (m3/jam)**	**Fv (l/jam)**	**Fv (l/s)**	**x**	**rhoxX**
TG	927,853	15150,14588	16.3281747	0,836434477	836,4344766	18.1127707	5.52097	1.5336	0.68068	0.56935
FFA	296,59842	115,2859706	0.388693812	0,871219359	871,2193589	0.13232714	0.00755	2.0991	0.00517	0.00451
H_2O	18,01528	226,8361388	12.59131908	0,9778	977,8	0.23198623	0.00431	1.1973	0.01019	0.00996
CH_3OH	32,04186	4234,865031	132.1666417	0,743777634	743,777634	5.69372462	0.00017	4.8786	0.19027	0.14151
NaOH	39,9972	121,201167	3.030241292	1,891620994	1891,620994	0.06407264	0.01560	4.3353	0.0054	0.01030
Metyl Ester	310,625	2408,788948	7.75465255	0,837684827	837,6848269	2.87553131	0.00034	9.6600	0.10822	0.09065

Total	22257,12313	172.2597232	6,15853729	6158,53729	27.1104126	0.02805	7.7926	1	0.82630

0.0515846 lb/ft^3

6) menentukan jumlah dan jenis pengaduk

Jenis pengaduk dipilih turbin dengan 6 blade disk standar

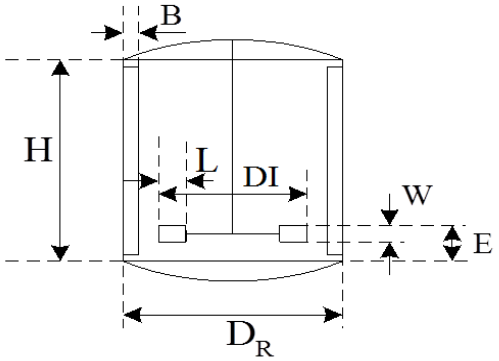
Dari tabel 8.3 Rase, 1977 :

Sistem : dissolution : Turbine (max : 10.000 gal)
Propeller (max : 2500 gal (± 9.5 m3))
Paddle (max : 10.000 gal)

Dipilih : Turbin, karena : - Hp turbin tidak dipengaruhi Viskositas diatas reynold 500-1000
- Percampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dari McCabe L Warren,1999; jilid 1 hal 235 :

Perbandingan ukuran, umumnya: Di/DR = 1/3 L = Di/4
E/Di = 1 B = Di/12
W = Di /5



Diameter mixer (DR)	=	3,3998	m	11,15424 ft
Diameter pengaduk (Di)	=	1,1333	m	3,71808 ft
Pengaduk dari dasar (E)	=	1,1333	m	3,71808 ft
Tinggi Pengaduk (W)	=	0,2267	m	0,743616 ft
Lebar pengaduk (L)	=	0,2833	m	0,929520 ft
Lebar baffle (B)	=	0,0944	m	0,309840 ft

Menghitung jumlah impeler (pengaduk):

Dimana WELH adalah *Water Equivalen Liquid High*

WELH = tinggi bahan x sg

$$= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$= 6{,}3756 \text{ m} \times \frac{0{,}8263}{0{,}7438}$$

$$= 7{,}0830 \text{ m} \quad 23{,}23813039 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Turbin} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

$$= \frac{7{,}0830}{3{,}3998}$$

$$= 2{,}0833 \quad \text{»2}$$

Putaran pengaduk :

$$\frac{\text{WELH}}{2.DI} = \left(\frac{\pi.DI.N}{600}\right)^2$$

(Rase, 1977, hal. 345)

$$N = \frac{600}{\pi.DI/0{,}3048}\sqrt{\frac{\text{WELH}}{2.DI}}$$

N = 27,6913 rpm

= 0,4615 rps

Dengan :

N = 27,6913 rpm = 0,4615 rps

ρ = 826,3069 kg/m^3 = 51,5829 lbm/ft^3

gc = 32,2 ft/s^2

μ = 483,9786 Cp = 0,3252 lb/ft.s

Di = 0,9133 m = 2,9963 ft

$$Po = \frac{p \cdot g}{\pi^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}$$

bilangan reynold (Re) = $Di^2*N*\rho/\mu$

= 815,489

Dari fig.477 Brown hal 507, Re = 815,49 .======> Np = Po = 7

P = $N^3*Di^5*\rho*Np/550gc$

P = 0,9231 hp

Efisiensi motor = 80% (fig. 12.18, Peters, hal 516)

Daya motor : $\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} =$

1,7802 Hp

dipakai standar NEMA = 2 hp

5. MENGHITUNG PEMANAS REAKTOR

Kenaikan suhu pada reaktor Ud = 6-60 Kern table 8 hal 840

50

Diinginkan suhu di reaktor = suhu umpan masuk T=T0

suhu direaktor saat bereaksi

T 70 C

Agar suhu di reaktor = suhu umpan maka Q yang harus dibawasebanyak

Q 5932824 Kj/jam

5071049,73 Btu/jam

Untuk pemanas

T1 =	100	C	373,15	K	212,00	F
T2 =	90	C	363,15	K	194,00	F
Tr =	95	C	368,15	K	203,00	F

sifat fisis pada suhu 95

tin	=	100	C
tout	=	90	C
Cp	=	1,89	Kj/kg K
densitas	=	958,4377279	kg/m3

Hot fluid	oC	Cold fluid	oC	Temp. Diff	oF
212,00	100	158,00	70	54,00	Δt2
194,00	90	158,00	70	36,00	Δt1

$Qin=Qout$

λ steam at 100 C	=	2256,430	kj/kg
m steam	=	2629,296907	Kg/jam

ΔTlmtd	=	44,39346232	F
		6,89	C
		280,04	K

Menghitung luas perpindahan panas

$A=\pi DH+\pi/4\ D\text{^}2$

D	11,15	ft
H	22,31	ft

A	=	879,8067363	ft^2

Menghitung luas kebutuhan perpindahan panas

$A=Q/(U_d\ 〚\Delta T〛_LMTD\ )$

A	=	401,6088479	ft^2

Pemanas reaktor menggunakan jaket

PERANCANGAN JAKET REAKTOR

Menghitung tebal jaket

Jenis Pemanas	=	Steam	
Massa pendingin	=	4974,571	lb/jam
Densitas	=	0,117989	lb/ft^3
V pemanas	=	42161,34	ft^3

jumlah steam = 4974,571 kg/jam

densitas air= 1000 kg/m3

laju alir steam (Qw) = 4,974571 m3/jam

ditetapkan jarak jaket = = 2,5 in (Perry Hal. 11.20)

Diameter reaktor = 133,8509 in 3,39 m

diameter (jaket+reaktor) = 138,8509 in 3,52 m

kecepatan steam = v = Qw/A

7,204 m/jam

luas flow area (A) = (phi/4) x (D^2- d^2)

= 0,55896

tebal dinding jaket (tj)

tinggi jaket = tinggi netralizer = 6,799 m

Phidrostatik 0 Psia 0 Kpa

Pdesain 24,395 Psia 168,204 Kpa

Bahan Carbon Steel, SA-285, Grade A

Joint Efficiency (E)	=	0,8		
Allowable stress (S)	=	75000	psia	517125,0000 Kpa
Faktor Korosi (C)	=	0,125	in	0,0032 m

tebal jaket (dj) = ((P x R)/(SE-0,6P))+ C

1,278234 in 0,032467 m

dipilih tebal jaket standard 1,5 in

Tebal Isolator

Perhitungan Tebal Isolasi Melter

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu 0°F- 300°F digunakan isolasi *polyisocyanurate.*
Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate.*

1. Bahan ini 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 = 40°C = 122°F

Data-data fisis :

k isolasi =	0,0125	Btu/j.ft.°F	
Ts =	40 C =	104	F
Tud =	30 C =	86	F
Tf = (Ts+Tud)/2 =		95	°F
δf = Ts - Tf =	27	°F	
β = 1 / Tf =	1,80E-03	/R	

dengan : Tf = suhu film, °F

β = koefisien muai volume, /R

Sifat-sifat udara pada Tf = 95 F (tabel 3.212, Perry, 1984)

ρf =	1,18	kg/m^3 =	7,35E-02	lb/ft^3
cpf =	1,0049	kJ/kg°C =	2,40E-01	Btu/lb°F
μf =	1,92E-05	Pa.s =	4,63E-02	lb/ft.j
kf =	0,0271	kJ/kg°C =	1,57E-02	Btu/j.lb°F

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

$$Pr = \frac{Cpf_i}{kf}$$

dengan :
Gr = bilangan Grashoff
Pr = bilangan Prandtl
Ra = bilangan Rayleigh

Raf = Gr * Pr

(Holmann, 1986)

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 adalah koefisien perpindahan panas konveksi.

ℓ = L = tinggi total reaktor

ℓ = L =	319,58	in
	8,12	m
	26,63	ft

Gr = 9,65E+11

cek ℓ

$\frac{35}{Gr^{1/4}}$ = 0,035

$\frac{ID}{L}$ = 0,42

karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$ maka asumsi ℓ = L dapat digunakan (Holman,1986)

Pr = 0,71

Raf = 6,85E+11 > 1,00E+09

sehingga :

$hc = 0.19\ (\Delta t)^{1/3}$

hc = 0,57 Btu/ft^2.j.°F

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan krn suhu dinding reaktor kecil (40 C)

ID =	133.8509038	in	11.15419	ft
OD =	134.3509	in	11.19586	ft
T1 =	70	°C	158	°F
T2 =	40	°C	104	°F

Perpindahan panas konveksi :

$q_{konveksi}$ = $hc*\pi*(OD+2*X_{isolasi})*L*\Delta t$

$hc*\pi*OD*L*\Delta t$ = 14405,16

$hc*\pi*2*L*\Delta t$ = 2573,300

$q_{konveksi}$ = 14405,16 + 1004.465 $X_{isolasi}$ .....(1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding melter dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_1 - ts)}{\frac{1}{kL}\ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L}\ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)} \quad \text{.....(2)}$$

Dinding melter berupa Stainless Steel, dari table 3 Kern, Hal. 799 diperoleh
k = 26 Btu/j.ft.F.

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2).

Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai $X_{isolasi}$, $q_{konveksi}$, dan $q_{konduksi}$
Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$X_{isolasi}$ = 0,0290900 ft = 0,89 cm

$q_{konduksi}$ = 14511,89 Btu/jam

$q_{konveksi}$ = 14480,01 Btu/jam

Tebal isolasi agar dinding isolasi 40°C = 0,348 in tebal standar 0,375 in

Panas yang hilang setelah diisolasi = 14480,01 Btu/jam = 3648,96 kkal/jam