

**PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI
MINYAK KELAPA DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 360.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Rizqi Alimudin Zuhri

NIM : 17521136

Nama : Arda Hernawan

NIM : 17521152

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

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA DAN
METANOL DENGAN KAPASITAS 360.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: Rizqi Alimudin Zuhri	Nama	: Arda Hernawan
NIM	: 17521136	NIM	: 17521152

Yogyakarta, November 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Rizqi Alimudin Zuhri

NIM : 17521136



Arda Hernawan

NIM : 17521152

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 360.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Rizqi Alimudin Zuhri

NIM 17521136

Arda Hernawan

NIM 17521152

Yogyakarta, November 2021

Pembimbing 1

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

NIP : 005220101

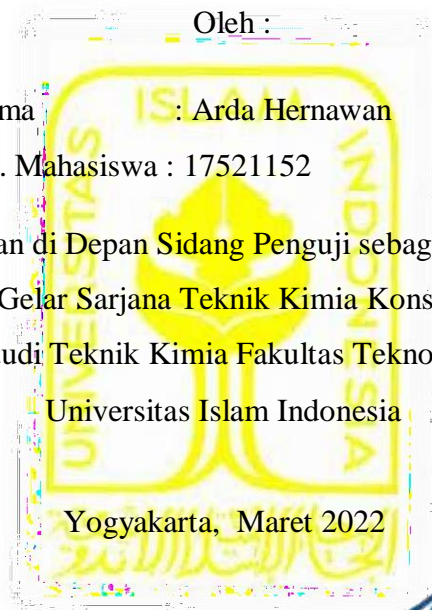
Pembimbing 2

Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.

NIP : 185210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 360.000 TON/TAHUN PERANCANGAN PABRIK

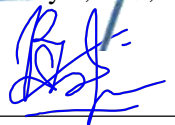


Tim Penguji,

Ketua


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

Anggota I


Dr. Dyah Retno S, S.T., M.Eng.

Anggota II


Lucky Wahyu NS, S.T., M.Eng.

Mengetahui:

Ketua program studi teknik kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia


Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat dan hidayah-Nya, serta tidak lupa shalawat dan salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul “ Prarancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak kelapa dan Metanol dengan Kapasitas 360.000 Ton/Tahun”

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

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

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Serta telah memberikan nikmat kesehatan, panjang umur, kesabaran dan kemudahan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Dr. Arif Hidayat S.T., MT. selaku Dosen Pembimbing 1 atas semua ilmu dan kesabaran dalam menghadapi mahasiswa bimbingannya.
4. Ibu Fadilla Noor Rahma S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 2 atas semua ilmu dan kesabaran dalam menghadapi mahasiswa bimbingannya.
5. Kedua Orang tua kami, ibu dan ayah tercinta dan segenap keluarga kami tersayang yang telah mendoakan dan memberikan semangat yang tidak

pernah padam dalam mencari ilmu.

6. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta angkatan 2017, yang selalu membantu serta memberikan semangat untuk kami.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih banyak kekurangan, oleh karena itu saran serta kritikan yang membangun sangat penyusun harapkan. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi kita semua. Amin
Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, November 2021

A handwritten signature in black ink, consisting of a series of loops and a long horizontal stroke.

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi	2
1.2.1 Produksi.....	2
1.2.2 Konsumsi.....	4
1.2.3 Jumlah ketersediaan bahan baku	6
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.3.1 Kelapa	6
1.3.2 Biodiesel.....	8
1.3.3 Proses Produksi.....	8
1.3.4 Karakteristik Biodiesel.....	17
1.3.5 Kegunaan Produk.....	18
BAB II PERANCANGAN PRODUK	19
2.1 Spesifikasi Produk	19
2.1.1 Methyl Ester (Biodiesel)	19
2.1.2 Gliserol.....	20
2.1.3 Metanol (CH ₃ OH).....	20
2.1.4 Ampas kelapa	21
2.2 Spesifikasi Bahan	21
2.2.1 Kelapa	21
2.2.2 Metanol (CH ₃ OH).....	23

2.2.3	Asam Klorida (HCl) 36%	23
2.2.4	Natrium Hidroksida (NaOH)	24
2.2.5	Asam Fosfat (H ₃ PO ₄)	25
2.3	Pengendalian kualitas	25
2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	25
2.3.2	Pengendalian Kualitas Produk.....	25
2.3.3	Pengendalian Waktu	28
2.3.4	Pengendalian Bahan Proses.....	28
BAB III PERANCANGAN PROSES		29
3.1	Uraian Proses	29
3.1.1	Proses Persiapan Bahan Baku.....	29
3.1.2	Proses Reaksi Pembuatan Biodiesel	30
3.2	Spesifikasi Alat	32
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		71
4.1	Lokasi Pabrik.....	71
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	71
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	73
4.2	Tata Letak pabrik.....	75
4.3	Alir Proses dan Material	80
4.3.1	Neraca Massa Total	80
4.3.2	Neraca Massa Alat	81
4.3.3	Neraca Panas Alat.....	88
4.4	Pelayanan Teknik (Utilitas)	100
4.4.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	102
4.5	Organisasi Perusahaan	117
4.5.1	Bentuk Perusahaan.....	117
4.5.2	Struktur Organisasi	118
4.5.3	Status Karyawan	124
4.5.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	125
4.5.5	Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan	126
4.5.6	Kesejahteraan Sosial Karyawan	130
4.6	Evaluasi Ekonomi	132

4.6.1	Harga Alat.....	133
4.6.2	Analisa Kelayakan.....	140
4.6.3	Analisis keuntungan	149
BAB V PENUTUP		151
3.1	Kesimpulan.....	151
3.2	Saran.....	152
DAFTAR PUSTAKA		153
LAMPIRAN A		156
LAMPIRAN B.....		189
LAMPIRAN C.....		192

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Produksi Biodiesel	3
Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Biodiesel yang ada	4
Tabel 1.3 Data Konsumsi Biodiesel	5
Tabel 1.4 Komposisi Asam Lemak Bebas pada Minyak Kelapa.....	7
Tabel 1.5 Seleksi Proses	16
Tabel 2.1 Spesifikasi Standar Biodiesel	19
Tabel 2.2 Komposisi ampas kelapa.....	21
Tabel 2.4 Komposisi buah kelapa.....	21
Tabel 2.5 Komposisi kimia kelapa.....	22
Tabel 2.6 Kadar minyak daging buah kelapa	26
Tabel 3.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Kopra	32
Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam fosfat 85% (H_3PO_4)	32
Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam klorida 36% (HCl)	33
Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol 97% (CH_3OH).....	33
Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol 90%	34
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Biodiesel.....	35
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol Produk.....	35
Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol Teknis.....	36
Tabel 3.9 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Ampas	36
Tabel 3.10 Spesifikasi silo.....	37
Tabel 3.11 Spesifikasi Belt Conveyor	37
Tabel 3.12 Spesifikasi Bucket Elevator	38
Tabel 3.13 Spesifikasi Screw Conveyor	39
Tabel 3.14 Spesifikasi Screw Press	46
Tabel 3.15 Spesifikasi Centrifuge 01	46
Tabel 3.16 Spesifikasi Washing Tower 02.....	47
Tabel 3.17 Spesifikasi degummer.....	47
Tabel 3.18 Spesifikasi mixer.....	48

Tabel 3.19 Spesifikasi decanter 1	49
Tabel 3.20 Spesifikasi Decanter 2	50
Tabel 3.21 Spesifikasi reaktor esterifikasi	50
Tabel 3.22 Spesifikasi reaktor transesterifikasi.....	51
Tabel 3.23 Spesifikasi Netralizer.....	52
Tabel 3.24 Spesifikasi Netralizer.....	53
Tabel 3.25 Spesifikasi Centrifuge.....	54
Tabel 3.26 Spesifikasi Evaporator	54
Tabel 3.27 Spesifikasi Condensor	55
Tabel 3.28 Spesifikasi heater 1.....	56
Tabel 3.29 Spesifikasi heater 2 dan 3	57
Tabel 3.30 Spesifikasi heater 4 dan 5	57
Tabel 3.31 Spesifikasi heater 6 dan 7	58
Tabel 3.32 Spesifikasi cooler 1 dan 2	59
Tabel 3.33 Spesifikasi cooler 3 dan 4	60
Tabel 3.34 Spesifikasi cooler 5 dan 6	60
Tabel 3.35 Spesifikasi pompa P-01 dan P -02.....	61
Tabel 3.36 Spesifikasi pompa P-03 dan P -04.....	62
Tabel 3.37 Spesifikasi pompa P-05 dan P -06.....	62
Tabel 3.39 Spesifikasi pompa P-09 dan P -10.....	64
Tabel 3.40 Spesifikasi pompa P-11 dan P -12.....	64
Tabel 3.41 Spesifikasi pompa P-13 dan P -14.....	65
Tabel 3.42 Spesifikasi pompa P-15 dan P -16.....	66
Tabel 3.43 Spesifikasi pompa P-17 dan P -18.....	66
Tabel 3.44 Spesifikasi pompa P-19	67
Tabel 4.2 Neraca Massa Screw Press	72
Tabel 4.3 Neraca massa <i>centrifuge</i> 01 (CF-01).....	72
Tabel 4.4 Neraca massa degummer 01 (DG-01).....	72
Tabel 4.5 Neraca massa <i>Centrifuge</i> 02 (CF-02)	73
Tabel 4.6 Neraca massa dekanter 01 (DC-01).....	73
Tabel 4.7 Neraca massa Reaktor Esterifikasi (R-01).....	73

Tabel 4.8 Neraca massa Mixer 01 (M-01)	74
Tabel 4.9 Neraca massa netralizer 01 (N-01).....	74
Tabel 4.10 Neraca massa Reaktor Transesterifikasi (R-02)	74
Tabel 4.11 Neraca massa netralizer (N-02).....	75
Tabel 4.12 Neraca massa washing tower 02 (WT-02).....	75
Tabel 4.13 Neraca massa decanter 02 (DC-01).....	75
Tabel 4.14 Neraca massa evaporator (EV-01).....	76
Tabel 4.15 Neraca panasdegummer (DG-01).....	76
Tabel 4.16 Neraca panas decanter (DC-01)	77
Tabel 4.17 Neraca panas decanter (DC-02)	77
Tabel 4.18 Neraca panas Evaporator (Ev-02).....	77
Tabel 4.19 Neraca panas Washing Tower (WT-02).....	77
Tabel 4.20 Neraca panas Reaktor Esterifikasi (R-01).....	78
Tabel 4.21 Neraca massa <i>netralizer</i> (N-01)	78
Tabel 4.22 Neraca panas <i>netralizer</i> (N-02).....	78
Tabel 4.23 Neraca panas <i>mixer</i> (M-01)	79
Tabel 4.24 Neraca panas reaktor transesterifikasi (R-02).....	79
Tabel 4.25 Neraca panas Evaporator (EV-01)	79
Tabel 4.26 Neraca panas heater (HE-02)	80
Tabel 4.27 Neraca panas heater (HE-01)	80
Tabel 4.28 Neraca panas Heater (HE-03)	80
Tabel 4.29 Neraca panas heater (HE-04)	81
Tabel 4.30 Neraca panas heater (HE-05)	81
Tabel 4.31 Neraca panas heater (HE-06).....	81
Tabel 4.32 Neraca panas heater (HE-04).....	82
Tabel 4.33 Neraca panas kondensor (CD-01)	82
Tabel 4.34 Neraca panas <i>cooler</i> (CO-01)	82
Tabel 4.35 Neraca panas <i>cooler</i> (CO-02)	82
Tabel 4.36 Neraca panas <i>cooler</i> (CO-03)	83
Tabel 4.37 Neraca panas <i>cooler</i> (CO-04)	83
Tabel 4.38 Neraca panas <i>cooler</i> (CO-05)	83

Tabel 4.39 Neraca panas <i>cooler</i> (CO-06)	83
Tabel 4.40 Kebutuhan Air Pembangkit Steam / pemanas.....	94
Tabel 4.41 Kebutuhan Air Proses Pendingin	95
Tabel 4.42 Kebutuhan Air Proses (Demin Water).....	97
Tabel 4.43 Total Kebutuhan Air.....	97
Tabel 4.44 Kebutuhan Listrik Proses.....	98
Tabel 4.45 Kebutuhan Listrik Utilitas	100
Tabel 4.46 Rincian Kebutuhan Listrik.....	101
Tabel 4.49 Jadwal Kegiatan Karyawan Shift	111
Tabel 4.50 Jumlah Karyawan Pabrik.....	112
Tabel 4.51 Penggolongan Jabatan	113
Tabel 4.52 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	114
Tabel 4.53 Indeks Harga Alat.....	118
Tabel 4.54 Harga Alat Proses.....	120
Tabel 4.55 Harga Alat Utilitas.....	122
Tabel 4.56 Physical Plant Cost (PPC)	127
Tabel 4.57 Direct Plant Cost (DPC)	127
Tabel 4.58 Fixed Capital Investment (FCI)	127
Tabel 4.59 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	128
Tabel 4.60 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	128
Tabel 4.61 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	128
Tabel 4.62 Manufacturing Cost (MC)	128
Tabel 4.63 Working Capital (WC)	129
Tabel 4.64 GeneralExpense (GE).....	129
Tabel 4.65 Total Production Cost (TPC)	129
Tabel 4.66 Fixed Cost (Fa).....	129
Tabel 4.67 Variable Cost (Va)	129
Tabel 4.68 Regulated Cost (Ra)	130
Tabel 4.10 Grafik Analisis Kelayakan.....	132

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel.....	3
Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Biodiesel.....	5
Gambar 1.3 Reaksi Esterifikasi.....	8
Gambar 1.4 Reaksi Transesterifikasi.....	8
Gambar 3.1 Reaksi Esterifikasi.....	36
Gambar 3.2 Reaksi Transesterifikasi.....	37
Gambar 4.1 Lokasi Kabupaten Kabupaten Siak, Provinsi Riau	63
Gambar 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	67
Gambar 4.3 Layout Pabrik Biodiesel	69
Gambar 4.4 Layout Alat Proses.....	71
Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif	84
Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif	85
Gambar 4.7 Unit Utilitas	88
Gambar 4.8 struktur organisasi pabrik	106
Gambar 4.9 Grafik inx harga	119

ABSTRAK

Pra rancangan pabrik biodiesel direncanakan untuk berjalan dengan kapasitas 360.000 Ton. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan biodiesel untuk memenuhi kebutuhan pasar Indonesia. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan pabrik biodiesel adalah minyak kelapa dan metanol. Proses pembuatannya melalui proses esterifikasi dan transesterifikasi. Esterifikasi dan transesterifikasi akan dilakukan pada suhu 60°C dan pada tekanan 1 atm menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk dengan tingkat konversi reaksi $\geq 98\%$. Pabrik Biodiesel direncanakan akan dibangun di Kabupaten Siak, Provinsi Riau, untuk memberikan kemudahan terhadap transportasi bahan baku dan produk akhir. Membutuhkan lahan seluas 55213 m² dan 190 karyawan. Pabrik ini berjalan secara kontinyu dalam 24 jam/hari dan 330 hari/tahun.

Berdasarkan analisis ekonomi pabrik menunjukkan bahwa angka Fixed Capital sebesar Rp. 2.488.185.269.791. Working Capital sebesar Rp. 1.069.569.573.960. ROI sebelum pajak sebesar 25,32%, dan setelah pajak sebesar 18,99%. Dimana BEP sebesar 49,23% (angka BEP yang diperbolehkan di Indonesia sebesar 40-60%), Shut Down Point (SDP) sebesar 23,16%, Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 13,69%. sementara Pay Out Time sebelum pajak (POT_b) 2,8 tahun dan POT setelah pajak (POT_a) sebesar 3,4 tahun. Berdasarkan evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa hasilnya memuaskan, sehingga pabrik tersebut menarik dan layak untuk didirikan.

Kata kunci: Biodiesel, minyak kelapa, metanol, esterifikasi

ABSTRACT

The pre-designed biodiesel plant is planned to run with a capacity of 360,000 Tons. This plant is expected to produce biodiesel to meet the needs of the Indonesian market. The raw materials used in the manufacture of biodiesel plants are coconut oil and methanol. The manufacturing process is through esterification and transesterification processes. Esterification and transesterification will be carried out at a temperature of 60 °C and at a pressure of 1 atm using a stirred tank flow reactor with a reaction conversion rate of >98%. The Biodiesel plant is planned to be built in North Sulawesi province, to facilitate the transportation of raw materials and final products. Requires an area of 55,213 m² and 190 employees. This factory runs continuously 24 hours/day and 330 days/year.

Based on the factory's economic analysis, it shows that the Fixed Capital figure is Rp.2,488,185,269,791. Working Capital of Rp.1,069,569,573,960. ROI before tax is 25.32%, and after tax is 18.99%. Where the BEP is 49.23% (the number of BEP allowed in Indonesia is 40-60%), Shut Down Point (SDP) is 23.16%, Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 13.69%. while Pay Out Time before tax (POTb) is 2.8 years and POT after tax (POTa) is 3.4 years. Based on this economic evaluation, it can be concluded that the results are satisfactory, so the plant is attractive and feasible to establish.

Keywords: Biodiesel, palm oil, methanol, esterification

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan perkembangan zaman di era modern yang ditandai dengan perkembangan di bidang teknologi, kebutuhan energi meningkat dengan pesat. Peningkatan kebutuhan energi ini tidak disertai dengan jumlah sumber-sumber energi, bahkan sumber energi dari fosil (tidak terbarukan) semakin berkurang dari tahun ke tahun. Data dari Departemen ESDM menunjukkan bahwa produksi minyak di Indonesia saat ini per tahunnya mencapai 700 ribu *Barel Oil Per Day* (BOPD) dan gas 6 *Billion Standard Cubic Feet per Day* (BSCFD), yang dimana produksi minyak tersebut diperkirakan hanya mampu mencukupi kebutuhan BBM di Indonesia selama 9,5 tahun mendatang (Arifin dkk, 2021). Kenaikan harga BBM secara langsung berakibat pada naiknya biaya transportasi, biaya produksi industri dan pembangkitan tenaga listrik. Pertumbuhan jumlah penduduk yang juga disertai dengan meningkatnya kesejahteraan masyarakat sehingga berdampak pada kebutuhan akan sarana transportasi dan aktivitas industri. Hal ini tentu saja menyebabkan kebutuhan akan bahan bakar cair juga akan semakin meningkat. Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral pernah menyatakan persediaan minyak bumi Indonesia bisa bertahan 11 tahun, gas bumi 30 tahun, dan batu bara 50 tahun lagi. Artinya perlu adanya sumber energi alternatif sebagai pengganti bahan bakar tersebut untuk mengantisipasinya.

Karena itu diperlukan sumber energi alternatif yang bisa menggantikan BBM (bahan bakar minyak) dari fosil. Untuk mengatasi permasalahan tentang sumber energi yang semakin berkurang yang terjadi, banyak para peneliti yang mengembangkan sumber energi alternatif yang ramah lingkungan. Biodiesel merupakan salah satu energi alternatif pengganti bahan bakar diesel. Kelebihan biodiesel yaitu dapat dihasilkan melalui reaksi kimia dari minyak nabati yang berasal dari tumbuh-tumbuhan yang memiliki sifat seperti solar (Susilo, 2006). Biodiesel atau disebut juga *methyl ester* merupakan bahan bakar yang terbuat dari minyak nabati yang memiliki sifat menyerupai minyak diesel atau solar. Biodiesel dapat digunakan baik secara murni atau dapat dicampur dengan petrodiesel tanpa

terjadi perubahan pada mesin lain yang menggunakannya. Penggunaan biodiesel sebagai sumber energi semakin dituntut untuk segera direalisasikan. Sebab, selain merupakan solusi untuk menanggulangi kelangkaan energi fosil pada masa mendatang, biodiesel juga bersifat dapat diperbaharui (*renewable*), dapat terurai (*biodegradable*), memiliki sifat pelumasan terhadap piston mesin karena termasuk kelompok minyak tidak mengering (*non-drying oil*), mampu mengurangi emisi karbon dioksida serta efek rumah kaca. Biodiesel juga bersifat ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas buang yang jauh lebih baik dibandingkan diesel atau solar, yaitu bebas sulfur, bilangan asap rendah (*smoke number*), terbakar sempurna (*clean burning*), dan tidak beracun (*non toxic*).

Biodiesel dapat diaplikasikan baik dalam bentuk 100% (B100) atau campuran dengan minyak solar pada tingkat konsentrasi tertentu seperti biodiesel 20% ditambah solar 80% (B20) dan biodiesel 30% ditambah solar 70% (B3). Berdasarkan Peraturan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral No. 12 tahun 2015, tentang Perubahan Ketiga atas Peraturan Menteri ESDM nomor 32 tahun 2008 tentang Penyediaan, Pemanfaatan dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (*Biofuel*) sebagai Bahan Bakar lain, dan sudah diterapkan pada Januari 2020.

12 Penentuan Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas pabrik memiliki peran penting dalam pendirian suatu pabrik seperti mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis pada saat perancangannya. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk menentukan kapasitas pabrik yaitu konsumsi, produksi serta jumlah ketersediaan bahan baku.

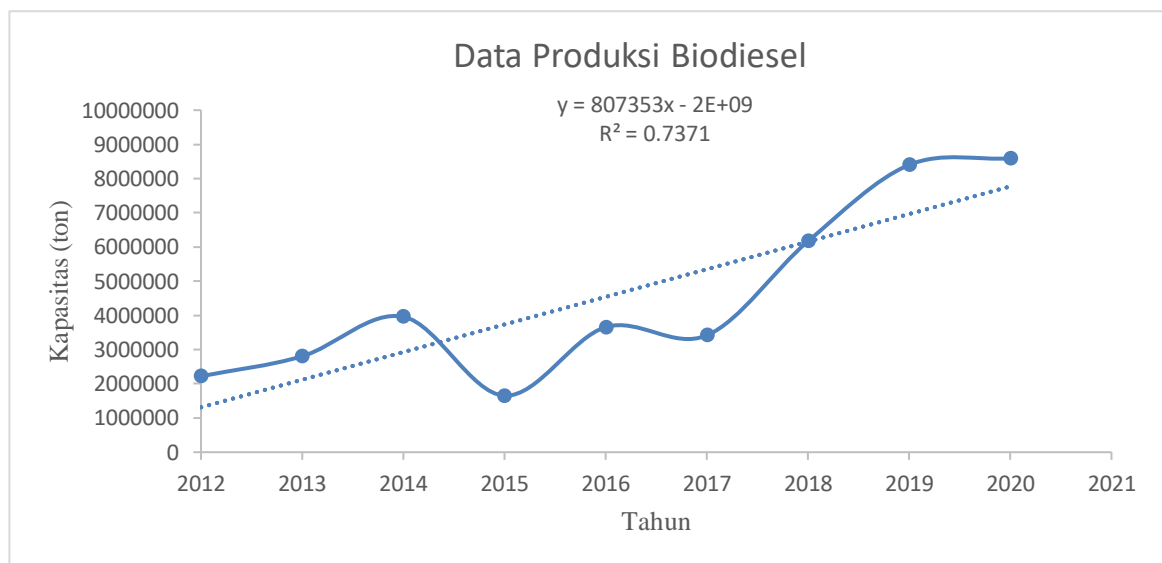
1.2.1 Produksi

Jumlah produksi biodiesel di Indonesia yang semakin meningkat dapat dijadikan acuan untuk bersaing dengan pabrik-pabrik biodiesel yang telah berdiri di Indonesia. Tabel berikut menunjukkan peningkatan jumlah produksi biodiesel di Indonesia beberapa tahun belakang.

Tabel 1.1 Data Produksi Biodiesel

Tahun	Produksi (KI)
2012	2.221.000
2013	2.805.000
2014	3.961.081
2015	1.652.801
2016	3.656.359
2017	3.416.417
2018	6.167.837
2019	8.399.184
2020	8.591.368

(aprobi.or.id, 2021)

**Gambar 1.1** Grafik Produksi Biodiesel

Maka perkiraan produksi biodiesel pada tahun 2026

$$\begin{aligned}
 P &= 807.353x - 1.623.081.511 \\
 &= (807.353 \times 2026) - (1.623.081.511) \\
 &= 12.615.667
 \end{aligned}$$

Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Biodiesel yang ada

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)	Lokasi
1	PT. Eternal Buana Chemical Industries	40.487	Tangerang, Banten
2	PT. Indo Biofuel Energy	60.731	Cilegon, Banten
3	PT. Anugrah Inti Gemarnusa	40.487	Gresik, Jawa
4	PT. Etrerindo Nusa Graha	40.487	Gresik, Jawa
5	PT. Wilmar Bio Energi Indonesia	1.062.793	Medang Kampai, Dumai
6	PT. Sumi Asih OleoChemical	101.219	Tambun Bekasi, Jawa Barat
7	PT. Darmex Biofuels	151.828	Bekasi Utara, Jawa Barat
8	PT. Pelita Agung Agrindustri	202.437	Bengkalis, Riau
9	PT. Musim Mas	860.356	Nongsa, Batam, Kepri
10	PT. Sintong Abadi	30.821	Asahan, Sumut
11	PT. Primanusa Palma Energi	21.134	Pluit, Jakarta Utara
12	PT. Multi Energi Nabati	20.244	Cikarang Barat, Bekasi
13	PT. Cemerlang Energi Perkasa	404.873	Dumai, Riau

(EBTKE.ESDM.go.id, 2019)

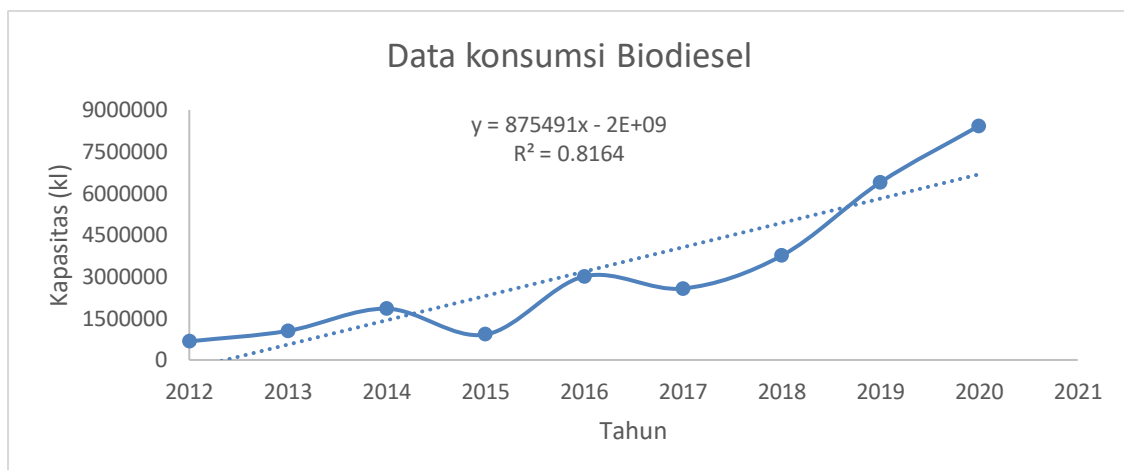
1.2.2 Konsumsi

Konsumsi biodiesel dan solar yang semakin meningkat menjadi acuan untuk mengetahui seberapa banyak kapasitas yang akan digunakan untuk berdirinya suatu pabrik biodiesel di Indonesia. Tabel berikut menunjukkan peningkatan jumlah konsumsi biodiesel di Indonesia beberapa tahun belakang.

Tabel 1.3 Data Konsumsi Biodiesel

Tahun	Konsumsi (KL)
2012	669.000
2013	1.048.000
2014	1.844.663
2015	915.460
2016	3.008.474
2017	2.571.559
2018	3.750.066
2019	6.392.645
2020	8.426.153

(aprobi.or.id, 2021)

**Gambar 1.2** Grafik Konsumsi Biodiesel

Dengan nilai :

$$\begin{aligned}
 K &= 875.491x - 1.761.808.918 \\
 &= (875.491 \times 2026) - 1.761.808.918 \\
 &= 11.935.848
 \end{aligned}$$

Dari data proyeksi konsumsi biodiesel di atas maka diperoleh nilai 11.935.838 ton/tahun jumlah konsumsi pada tahun 2026. Jumlah konsumsi yang didapatkan pada tahun 2026 sebagai acuan untuk jumlah kapasitas yang akan

digunakan karena semakin tinggi jumlah kebutuhan konsumsi semakin tinggi jumlah produksi. Sehingga kapasitas biodiesel yang akan kami produksi yaitu :

Yield minyak kelapa : 65%
Yield biodiesel : 98,4%

(S. K. Shukla, 2018)

Jumlah Kapasitas minyak = yield minyak x jumlah bahan baku
= 65% x 2.811.954 ton/tahun
= 1.827.770,1 ton/tahun

Jumlah kapasitas minyak = yield biodiesel x jumlah kapasitas minyak
= 98,4% x 1.827.770,1 ton/tahun
= 1.798.525,78 ton/tahun

Kapasitas yang digunakan untuk pabrik yang akan kami dirikan yaitu sebesar 20% dari jumlah biodiesel yang dapat diproduksi per tahunnya yaitu sebesar 1.798.525,78 ton/tahun. Sehingga kapasitas produksi biodiesel dari pabrik yang akan kami dirikan yaitu sebesar 359.705,16 ton/tahun atau jika dibulatkan menjadi 360.000 ton/tahun. Sedangkan untuk memproduksi biodiesel sebanyak 360.000 ton/tahun, membutuhkan kopra kelapa sebanyak 583.302,47 ton/tahun.

1.2.3 Jumlah ketersediaan bahan baku

Jumlah bahan baku kelapa di Indonesia sangat melimpah, dalam satu tahun jumlah yang dihasilkan sekitar 2.811.954 Ton/Tahun. Bahan baku ini diambil dari perkebunan Riau, Jambi dan Sumatera Barat dengan total jumlah produksi kelapa sebesar 586.600 ton/tahun pada tahun 2020 (Badan Pusat Statistika).

13 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Kelapa

Kelapa (*Cocos nucifera*) memiliki peran yang strategis bagi masyarakat Indonesia bahkan dalam komoditas sosial, mengingat produknya merupakan salah satu dari sembilan bahan pokok masyarakat. Umumnya, produk kelapa di Indonesia dipasarkan dalam bentuk primer atau belum diolah lebih lanjut. Tentu saja nilai ekonomi dari produk kelapa tersebut sangat rentan terhadap fluktuasi musim yang menyebabkan nilai jualnya rendah dan menimbulkan kerugian bagi pihak petani. Meskipun demikian, penerimaan dari komoditas kelapa masih dapat ditingkatkan

dengan cara memperbaiki pengolahannya. Beragam manfaat dari kelapa dapat diperoleh dari tiap bagian buahnya, seperti daging, air, sabut, tempurung, daundan batangnya. Bagian terpenting dari kelapa adalah buahnya yakni dapat diolah menjadi beberapa produk seperti kopra, *dessicated coconut*, santan kelapa dan minyak kelapa (Alamsyah, 2005).

Dipilihnya kelapa sebagai bahan baku utama pembuatan biodiesel dikarenakan kelapa memiliki kandungan minyak yang besar sekitar 63% - 72% dibandingkan dengan tumbuhan lain, jika kelapa tersebut dijadikan kopra maka akan didapatkan rendemen minyak sebesar 60% - 65% (Asis *et al*, 2006). Selain itu, kelapa tumbuh dengan baik pada iklim tropis seperti di Indonesia, sehingga memberikan manfaat dalam kemudahan mendapatkan bahan baku.

Kopra merupakan salah satu produk dari daging buah kelapa yang dikeringkan dan diperas lalu diambil minyaknya sehingga menjadi *Crude Coconut Oil* (CNO). Rendemen dari CNO sendiri, memiliki nilai sebesar 60-65% (Asis, et al,2006). Sementara kandungan minyak dari CNO terdiri dari *Free Fatty Acid* (FFA) sebesar 6% berat, Trigliserida 89% berat dan *moisture content* 5% berat dapat dimanfaatkan dalam pembuatan biodiesel (Welch, Holme and Clark, 1983).

komposisi asam lemak bebas pada minyak kelapa mentah adalah sebagai berikut.

Tabel 1.4 Komposisi Asam Lemak Bebas pada Minyak Kelapa

Asam lemak	Rumus kimia	Jumlah (%)
asam lemak jenuh		
asam kaproat	$C_5H_{11}COOH$	0 – 0,8
asam kaprilat	$C_7H_{17}COOH$	5,5 – 9,5
asam kaprat	$C_9H_{19}COOH$	4,5 -9,5
asam laurat	$C_{11}H_{23}COOH$	44 – 52
asam miristat	$C_{13}H_{27}COOH$	13 – 19
asam palmitat	$C_{15}H_{31}COOH$	7,5 – 10,5
asam stearat	$C_{17}H_{35}COOH$	1 – 3
Arachidat	$C_{19}H_{39}COOH$	0 – 0,4

..... Lanjutan tabel 1.4

asam lemak tak jenuh		
asam oleat	$C_{17}H_{33}COOH$	5 – 8
asam linoleat	$C_{17}H_{31}COOH$	1,5 – 2,5
Asam Palmitoleat	$C_{15}H_{29}COOH$	0 – 1,3

(Alamsyah, 2005)

1.3.2 Biodiesel

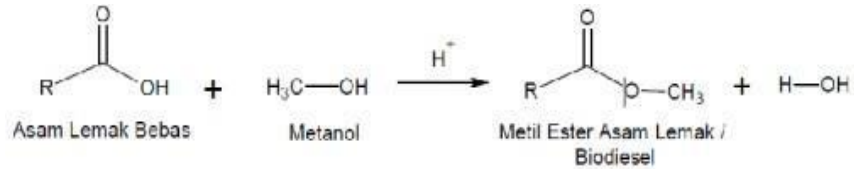
Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif pengganti solar yang dapat diperoleh dari minyak tumbuhan, lemak binatang atau minyak bekas melalui esterifikasi dengan alkohol (Özgül dan Türkay 1993; Pamuji, dkk. 2004; Gerpen 2004). *The American Society for Testing and Materials* (ASTM) (1998) mendefinisikan biodiesel sebagai mono-alkil ester yang terdiri dari asam lemak rantai panjang, didapat dari lemak terbarukan, seperti minyak nabati atau lemak hewani. *Mono-alkil ester* dapat berupa metil ester atau etil ester, tergantung dari sumber alkohol yang digunakan. Metil ester atau etil ester adalah senyawa yang relatif stabil, berwujud cairan pada suhu ruang (titik leleh antara 4°-18°C), non korosif, dan titik didihnya rendah (Swern, 1982).

Biodiesel dapat diaplikasikan langsung tanpa memerlukan modifikasi mesin diesel. Biodiesel juga dapat ditulis dengan B100, yang menunjukkan bahwa biodiesel tersebut murni 100 % monoalkil ester. Biodiesel campuran ditandai dengan "BXX", yang mana "XX" menyatakan persentase komposisi biodiesel yang telah tercampur, seperti B30 berarti terdapat 30% biodiesel dan terdapat 80% minyak solar.

1.3.3 Proses Produksi

Proses pembuatan biodiesel yakni dengan cara esterifikasi dan transesterifikasi dilakukan untuk mendapatkan biodiesel dengan konversi yang tinggi. Esterifikasi adalah reaksi antara asam lemak bebas (*free fatty acid/FFA*) dengan metanol yang dikonversi menjadi *alkil ester* dan dibantu katalis asam (HCl atau H_2SO_4). Esterifikasi umumnya dilakukan untuk membuat biodiesel dari minyak dengan

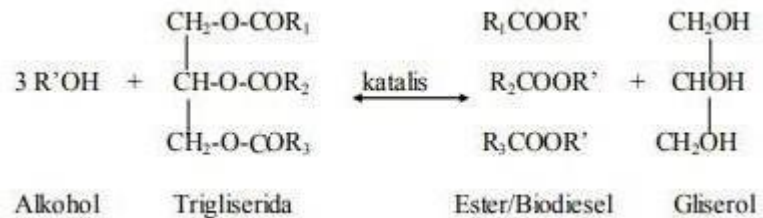
kadar FFA tinggi (angka asam ≥ 5 mg-KOH/g). Pada tahap reaksi esterifikasi, asam lemak bebas akan dikonversikan menjadi metil ester. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Gambar 1.3 Reaksi Esterifikasi

Reaksi esterifikasi biasanya diikuti dengan reaksi transesterifikasi. Pada hakekatnya transesterifikasi merupakan perubahan suatu senyawa trigliserida menjadi ester lain yang lebih sederhana menjadi molekul kecil yang direaksikan dengan metanol, dimana ester yang dihasilkan memiliki rumus molekul rantai lurus dan hampir sama dengan molekul bahan bakar diesel dengan bantuan katalis basa dalam hal ini NaOH atau KOH.

Reaksinya adalah sebagai berikut :



Gambar 1.4 Reaksi Transesterifikasi

Reaksi esterifikasi dan transesterifikasi merupakan reaksi yang relatif lambat. Untuk mempercepat jalannya reaksi dan meningkatkan hasil, proses dilakukan dengan pengadukan yang baik, penambahan katalis dan pemberian reaktan berlebih agar reaksi bergeser ke kanan. Secara umum faktor-faktor yang mempengaruhi reaksi transesterifikasi adalah pengadukan, suhu, katalis, perbandingan pereaksi dan waktu reaksi (Darnoko and Cheriyan, 2000).

Proses pembuatan biodiesel dari minyak nabati atau lemak juga dapat dilakukan dengan berbagai cara, menurut (Thanh, Le Tu. Dkk, 2012) adalah sebagai berikut :

1. *Mechanical Stirring Method*

Transesterifikasi antara trigliserida dan alkohol dengan bantuan katalis biasanya dilakukan dalam reaktor *batch*. Langkah pertama, reaktan dipanaskan sampai suhu yang diinginkan, lalu dicampur sempurna dengan pengaduk mekanik. Reaksi transesterifikasi ini menghasilkan *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) yang merupakan biodiesel. Hasil biodiesel yang diperoleh tergantung dari berbagai macam parameter, seperti jumlah katalis, suhu reaksi, rasio alkohol dan minyak, kecepatan pengadukan dan lain-lain. Dalam praktiknya, produksi biodiesel banyak yang menggunakan *Continous Stirred Tank Reactor* (CSTR) untuk mencapai kapasitas produksi yang besar serta untuk mendapatkan ukuran reaktor yang lebih kecil. Metode produksi biodiesel dengan menggunakan pengadukan mekanik ini adalah metode yang paling banyak digunakan dan cocok untuk katalis homogen maupun heterogen.

a. Homogeneous Base-Catalyst Transesterification

Reaksi transesterifikasi dengan katalis basa seperti senyawa hidroksida dan metoksida memberikan hasil yang bagus ketika minyak yang digunakan berkualitas tinggi (FFA < 1 wt.% and moisture < 0.5 wt.%). Reaksi dijalankan pada suhu 60–65 °C dan tekanan atmosferis dengan jumlah alkohol yang berlebih, biasanya metanol. Rasio molar alkohol terhadap minyak yang paling sering digunakan adalah 6:1 atau lebih. Jika digunakan NaOH atau KOH dibutuhkan beberapa jam untuk menyelesaikan reaksi. Basa alkoksi seperti *alkaline alkoxides* adalah katalis yang paling reaktif karena bisa menghasilkan FAME lebih dari 98% dengan waktu reaksi yang lebih singkat, yaitu 30 menit. Selain itu, katalis metoksida tidak seperti katalis hidroksida yang pemurniannya sulit. Basa hidroksida lebih murah daripada basa alkoksi, tetapi kurang reaktif.

Kelemahan utama dari katalis basa adalah tidak bisa digunakan secara langsung pada minyak atau lemak yang mengandung banyak FFA (> 1 wt.%). Apabila FFA dinetralisasi oleh basa membentuk sabun dan air maka aktivitas katalis akan menurun. Pembentukan sabun ini menghambat proses pemisahan gliserol dari campuran dan pemurnian FAME dengan air. Penghilangan katalis yang tersabunkan sangat sulit dan memberikan biaya tambahan yang besar dalam produksi biodiesel. Biodiesel yang diperoleh dimurnikan dengan cara

pencucian dengan air atau destilasi pada suhu tinggi dan tekanan yang lebih rendah.

Pada minyak nabati atau lemak dengan kandungan FFA yang rendah, transesterifikasi dengan katalis basa lebih cepat daripada transesterifikasi dengan katalis asam sehingga secara umum lebih banyak digunakan secara komersial dalam skala industri.

b. Homogeneous Acid-Catalyst Transesterification

Pada umumnya kandungan terbesar minyak nabati dan minyak hewani adalah trigliserida dan sisanya dalam bentuk asam lemak bebas (*Free Fatty Acid/FFA*). Oleh karena itu, reaksi yang dominan adalah reaksi transesterifikasi. Sedangkan reaksi esterifikasi dibutuhkan untuk minyak nabati yang memiliki kadar FFA tinggi ($> 1\%$). Jika kadar FFA terlalu tinggi maka dapat menyebabkan pembentukan sabun yang bisa membentuk emulsi sehingga akan mengganggu proses transesterifikasi. Adanya sabun pada reaksi transesterifikasi akan menghambat pembentukan produk (metil ester) sehingga hasil yang didapat tidak menunjukkan kenaikan yang signifikan. Sabun pada hasil transesterifikasi akan meningkatkan viskositas dari biodiesel dan mengganggu pemisahan gliserol. Selain itu, dengan adanya sabun maka ada sebagian biodiesel yang terbawa oleh fase air (gliserol).

Bahan baku yang mengandung FFA tinggi seperti limbah minyak goreng, *Jatropha curcas*, *rubber*, *tobacco oils* biasanya lebih sering digunakan katalis asam yang berupa asam kuat seperti asam sulfat, asam klorida atau asam fosfat daripada katalis basa karena reaksi yang terjadi tidak menghasilkan sabun. Walaupun katalis asam sangat sensitif terhadap kandungan air dari bahan baku. Canakci dan Gerpen melakukan esterifikasi dan transesterifikasi secara simultan dengan katalis asam dimana hasil FAME yang diperoleh lebih dari 90% dengan kondisi reaksi pada suhu 60°C , rasio molar metanol dengan minyak adalah 6:1, asam sulfat sebanyak 3 wt% dan waktu reaksi 96 jam.

Kekurangan dari katalis asam adalah dibutuhkan suhu yang lebih tinggi dan reaksi yang lebih lama dan bisa menyebabkan korosi pada peralatan. Selain itu, untuk meningkatkan konversi dari trigliserida dibutuhkan jumlah metanol berlebih yang besar, sehingga harus digunakan rasio molar metanol dengan

minyak lebih dari 12:1. Oleh karena itu, untuk mengurangi waktu reaksi, proses dengan katalis asam diadopsi sebagai pretreatment step ketika dibutuhkan untuk mengkonversi FFA menjadi *ester*. Secara umum, transesterifikasi dengan katalis asam dilakukan pada kondisi rasio molar yang tinggi antara metanol dengan minyak yaitu 12:1, suhu tinggi 80–100 °C dan asam kuat seperti asam sulfat.

c. *Heterogeneous Solid-Catalyst Transesterification*

Kelemahan transesterifikas basa homogen adalah konsumsi energi yang besar, biaya pemisahan katalis dari campuran reaksi dan pemurnian biodiesel mahal. Oleh karena itu, untuk menurunkan biaya proses pemurnian digunakan katalis padat seperti *metal oxides*, *zeolites*, *hydrotalcites*, dan γ -*alumina* karena katalis ini mudah dipisahkan dari campuran reaksi dan dapat digunakan kembali. Kebanyakan katalis ini adalah basa atau basa oksida yang ditopang material dengan luas permukaan yang besar. Seperti katalis homogen, katalis basa padat lebih aktif daripada katalis asam padat.

Di alam, CaO dan MgO tersedia dalam jumlah yang melimpah dan secara luas telah digunakan. *Ngamcharus srivichai et al.* Mengkalsinasi dolomite yang kandungan utamanya CaCO₃ dan MgCO₃ pada 800⁰C selama 2 jam untuk membuat katalis CaO dan MgO untuk transesterifikasi minyak kelapa sawit. Kondisi optimal yang diperoleh adalah jumlah katalis 6% wt terhadap minyak, rasio molar metanol dengan minyak 30:1, waktu reaksi 3 jam dan suhu reaksi 60⁰C dan hasil konversi FAME sebesar 96%. Setelah selesai reaksi, katalis diperoleh kembali dengan sentrifugasi dan dicuci dengan metanol dan digunakan kembali untuk proses selanjutnya. Hasil FAME lebih dari 90% diperoleh sampai pemakaian katalis 7 kali. Huaping et al melakukan transesterifikasi minyak *Jatropha curcas* dengan metanol dan katalis CaO. Hasil FAME yang diperoleh lebih dari 93% dengan jumlah katalis 1.5 wt%, suhu 70⁰C, rasio molar 9:1 dan waktu reaksi 3,5 jam.

Aktivitas katalis padat tergantung dari bagian aktif permukaan CaO atau MgO. Jika permukaan logam oksida tersebut mudah teracuni oleh absorpsi CO₂ dan air di udara membentuk karbonat dan hidroksida, maka aktivitas katalis tersebut menurun seiring berjalannya waktu. Aktivitas katalis tersebut bisa diperbaiki dengan kalsinasi untuk menghilangkan CO₂ dan air pada suhu tinggi.

Katalis padat asam memberikan hasil yang kurang baik jika dibandingkan dengan katalis padat basa.

d. Transesterifikasi dengan katalis enzim

Enzim yang biasanya digunakan dalam produksi biodiesel adalah lipase. Kelemahan proses katalis dengan enzim adalah mahalnya harga lipase. Selain itu, ketidakaktifan enzim yang menyebabkan penurunan hasil FAME sebagian besar dibatasi oleh kelarutan enzim dalam metanol. Aplikasi di industri masih jarang karena aspek kelayakan dan tantangan teknisnya. Kondisi reaksi optimum dari transesterifikasi *tallow* adalah suhu 45⁰C, kecepatan pengadukan 200 rpm, konsentrasi enzim 12,5-25% terhadap trigliserida, rasio molar metanol dengan air 3:1, waktu reaksi 4-8 jam (untuk alkohol primer) dan 16 jam (untuk alkohol sekunder). Lipozyme, *i.e.*, IM 60 paling efektif dengan konversi 95% dengan alkohol primer dan lipase dari *C. Antarctica* and *P. Cepacia* (PS-30) paling efisien dengan konversi 90% dengan alkohol sekunder.

2. *Ultrasonic Irradiation Method*

Karena sifat kimia dan fisika minyak nabati sangat berbeda dengan metanol maka tidak saling melarutkan (*immiscible*). Transfer massa antar reaktan tersebut adalah parameter paling penting yang mempengaruhi hasil FAME. *Ultrasonic Irradiation* sangat berguna untuk meningkatkan transfer massa pada sistem liquid-liquid heterogen. Dengan meningkatnya transfer massa, minyak dan metanol mudah bercampur. Ketika gelombang suara dengan frekuensi yang cocok ditransmisikan secara efektif dari transduser ke cairan minyak dan alkohol, sejumlah gelembung kavitasi terbentuk dalam cairan. Pembentukan dan hancurnya gelembung kavitasi ini mengganggu batas fase dalam sistem cairan dua fase tersebut. Dengan begitu alkohol dan minyak dengan mudah membentuk emulsi yang bagus dimana ukuran tetesan minyak dan metanol dalam mikrometer. Sebagai hasilnya, luas permukaan tetesan alkohol dan minyak meningkat dan kemudian reaksi transesterifikasi berjalan dengan efektif. Dengan *Ultrasonic Irradiation* transesterifikasi dapat dilakukan pada suhu yang lebih rendah dengan jumlah katalis dan metanol lebih sedikit jika dibandingkan dengan metode pengadukan mekanik. Karena frekuensi rendah *ultrasound* memberikan efisiensi pencampuran yang tinggi, frekuensi ini diadopsi dalam proses produksi biodiesel yaitu dari 20 sampai 40 kHz. Transesterifikasi *ultrasonic* bisa dilakukan secara *batch* atau *continuous*,

tetapi untuk industri skala besar yang bisa digunakan adalah *continuous*. Pada proses *continuous* biasanya digunakan *horn type high power transducer* dengan kapasitas 1-3 kW dan *transducer* ini dihubungkan ke reaktor yang bervolume 1-3L. Thanh *et al* mendesain pilot plant menggunakan *horn type transducer* dengan kapasitas 1 kW dan frekuensi 20 kHz untuk memproduksi biodiesel dari minyak canola dan metanol. Sistem ini dijalankan dengan sistem sirkulasi menggunakan tangki 100L. Hasil FAME yang diperoleh lebih dari 98% dengan kondisi rasio molar 5:1, katalis KOH sebanyak 0,7 wt%, waktu reaksi 1 jam pada suhu lingkungan. Bagaimanapun sangat sulit untuk dilakukan *scale up* sampai ratusan atau ribuan liter karena metanol dan gliserol terpisah dari campuran reaksi dan membuat campuran tidak seragam pada tangki sirkulasi.

3. *Supercritical Alcohol Method*

Transesterifikasi tanpa katalis bisa dilakukan dengan metode ini pada tekanan tinggi (sekitar 80 atm) dan suhu tinggi (300-400⁰C) pada reaktor kontinyu. Pada kondisi superkritis, campuran reaktan menjadi satu fase dan reaksi berjalan sangat cepat dan spontan. Jika dibandingkan dengan proses berkatalis, metode superkritis ini memiliki 3 kelebihan, yaitu :

- a. Proses ini ramah lingkungan karena tidak menggunakan katalis dalam reaksi, oleh karena itu tidak diperlukan proses pemisahan katalis dan sabun yang terbentuk.
- b. Reaksi superkritis membutuhkan waktu reaksi yang singkat, yaitu 2-4 menit dan laju konversi lebih cepat.
- c. Adanya FFA ataupun air tidak mempengaruhi reaksi pada metode ini. FFA dikonversi menjadi FAME, bukan sabun. Oleh karena itu proses ini dapat diaplikasikan secara luas untuk bermacam-macam bahan baku.

Kelemahan metode ini adalah dibutuhkan tekanan dan suhu tinggi dan juga rasio molar metanol dengan minyak tinggi (biasanya 42:1) yang membuat biaya produksinya mahal. Demirbas menjalankan transesterifikasi dengan metode ini dengan bahan baku sunflower dan metanol dengan katalis CaO. Hasilnya adalah reaksi selesai dalam waktu 6 menit dengan CaO 3 wt%, rasio molar metanol dengan minyak 41:1 pada suhu 525 K, bukan di atas 600K tanpa katalis.

4. *Co-Solvent Method*

Untuk mendapatkan reaksi satu fase *co-solvents* seperti tetrahydrofuran (THF), 1,4-dioxane and diethyl ether telah diteliti. Dari *list* tersebut, THF adalah solven pertama yang digunakan dalam transesterifikasi. Rasio molar metanol dengan minyak 6:1 penambahan THF sebanyak 1,25 volume metanol ke minyak menghasilkan sistem satu fase dimana proses transesterifikasi dipercepat. Selain itu, THF dipilih karena titik didihnya (67°C) hanya 2°C diatas metanol. Oleh karena itu, kelebihan metanol dan THF bisa didestilasi dan *direcycle*.

Transesterifikasi *soybean oil* dengan metanol dilakukan dengan variasi konsentrasi NaOH dengan menggunakan *co-solvent* THF. Hasil FAME adalah 82,5, 85, 87 dan 96% diperoleh dengan konsentrasi katalis 1,1, 1,3, 1,4 dan 2,0 wt.% dan waktu reaksi 1 menit. Transesterifikasi *coconut oil* dengan menggunakan rasio volum THF/ metanol 0,87 dengan NaOH 1wt% konversi yang diperoleh adalah 99% dalam waktu 1 menit.

5. *Continuous Method Using a Gas-Liquid Reactor*

Proses ini dilakukan dengan atomisasi minyak/lemak lalu dimasukkan ke *reaction chamber* yang berisi uap metanol dan katalis basa dengan aliran *counter current*. Proses atomisasi ini meningkatkan area kontak metanol minyak dengan menghasilkan tetesan berukuran mikro yaitu 100–200 μm dan meningkatkan transfer panas dan transfer massa yang menjadi kunci kecepatan reaksi. Proses ini memerlukan kelebihan metanol yang besar karena tidak seperti proses batch yang metanolnya bisa *direcycle* kembali ke reactor tanpa membutuhkan proses pemisahan dan kebutuhan energy yang mahal. Transesterifikasi *soybean oil* dengan metanol dilakukan dengan *continuous gas-liquid reactor* pada kondisi optimum yaitu NaOH 5–7 g L⁻¹ dalam metanol, metanol 17,2 L h⁻¹, minyak 10 L h⁻¹ dan suhu 100–120 °C. Dengan kondisi ini konversi trigliserida yang diperoleh sebesar 94–96%.

Adapun kesimpulan dari pemilihan proses dalam pembuatan biodiesel adalah sebagai berikut:

Tabel 1.5 Seleksi Proses

Parameter yang Ditinjau	Jenis Proses Biodiesel		
	Mechanical Stirring Method		
	<i>1.1. Homogeneous Base-Catalyst Transesterification</i>	<i>1.2. Homogeneous Acid-Catalyst Transesterification</i>	<i>1.3. Heterogen Solid-Catalyst Transesterification</i>
Katalis	KOH / NaOH	HCl / H ₂ SO ₄	Metal oxide, Zeolit dll
Reaktor	RATB	RATB	RATB
Kondisi Operasi			
Temperature	60 – 65 °C	60 – 65 °C	60 – 65 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 at
Konversi	>98%	>90%	96%
Parameter yang Ditinjau	Jenis Proses Biodiesel		
	<i>1.4. Mechanical Stirring Method Transesterifikasi Dengan Katalis Enzim</i>	<i>2. Ultrasonic Irradiation Method</i>	
Katalis	Enzim Lipase	KOH /H ₂ SO ₄ /CaO	
Reaktor	RATB	<i>batch / continuous Reactor</i>	
Kondisi Operasi			
Temperature	60-65 °C	60-65 °C	
Tekanan	1 atm	1 atm	
Konversi	90 – 95%	98%	
Parameter yang Ditinjau	Jenis Proses Biodiesel		
	<i>3. Supercritical Alcohol Method</i>	<i>4. Co-Solvent Method</i>	<i>5. Continuous Method Using a Gas-Liquid Reactor</i>
Katalis	<i>Free Catalyst</i>	NaOH / KOH dengan Co-Solvent THF	MnO dan TiO
Reaktor	<i>Continuous Reactor</i>	-	<i>Gas-Liquid Reactor</i>
Kondisi Operasi			
Temperature	300 – 400 °C	60 °C	100 – 120%
Tekanan	80 atm	1 atm	8,3 – 9 Mpa
Konversi	-	85 – 96%	94 – 96%

(O. O. Babajide, 2011)

Berdasarkan beberapa proses yang dapat digunakan untuk membuat biodiesel di atas, maka dipilih proses *Mechanical Stirring Method* dengan menggunakan *Homogeneous Base-Catalyst Transesterification*. Alasan pemilihan proses tersebut antara lain :

1. Bahan baku mudah didapatkan, terutama untuk katalis yang digunakan merupakan senyawa kimia yang umum dalam kehidupan sehari-hari.
2. Konversi yang dicapai melalui proses tersebut dapat mencapai 98% bahkan lebih.
3. Kondisi operasi berlangsung pada suhu 60°C - 65°C dan tekan 1 atm. Dimana kondisi operasi pada proses ini termasuk kategori rendah, sehingga penanganannya lebih mudah dan ekonomis.

1.3.4 Karakteristik Biodiesel

Berdasarkan peraturan Dirjen migas No.002/P/DM/ MIGAS/ 1979, tanggal 25 Mei 1979 tentang spesifikasi bahan bakar minyak dan gas dan standar pengujian SNI (*Standar Nasional Indonesia*) dapat dianalisa.

a. Angka Setana

Untuk bahan bakar motor diesel digunakan acuan Angka Setana, yaitu dengan bahan *referensi normal cetane* ($C_{16}H_{34}$) yang tidak memiliki keterlambatan menyala dan *aromat methyl naphthalene* ($C_{10}H_7CH_3$) yang keterlambatannya besar sekali. Angka Setana dari biodiesel sebesar minimal 51 sedangkan standar dari solar sebesar 48. Pada bahan bakar biodiesel yang memiliki Angka Setana 46,95 berarti bahan bakar tersebut mempunyai kecenderungan menyala pada campuran 46,95 bagian normal angka Setana dan 53,05 bagian *methyl naphthalene*. Apabila dilihat dari angka Setana biodiesel yaitu 51 maka dapat digolongkan sebagai bahan bakar mesin diesel jalan cepat (mesin diesel jalan cepat pada angka cetane 40 sampai 70). Maka semakin tinggi angkanya semakin rendah titik penyalanya.

b. Kinematic Viscosity

Standar *Kinematik viscosity* dari biodiesel adalah sebesar 2,3 cSt sampai 6 cSt. Jika harga viskositas terlalu tinggi maka akan besar kerugian gesekan di dalam pipa, kerja pompa akan berat, penyaringannya sulit dan kemungkinan kotoran ikut terendap besar, serta sulit mengabutkan bahan bakar. Sebaliknya jika viskositas

terlalu rendah berakibat pelumasan yang tipis, jika dibiarkan terus menerus akan mengakibatkan keausan.

1.3.5 Kegunaan Produk

- a. Metil ester (biodiesel) berfungsi sebagai bahan bakar alternatif pengganti minyak bumi khususnya untuk mesin diesel. Pengaplikasian dari biodiesel ini, nantinya akan dicampurkan dengan bahan bakar minyak fosil yaitu solar sehingga kebutuhan solar dapat terpenuhi.
- b. Mengurangi emisi gas hasil pembakaran bahan bakar fosil yang mengakibatkan pencemaran lingkungan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Methyl Ester (Biodiesel)

Tabel 2.1 Spesifikasi Standar Biodiesel

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

(SNI 04-7182-2006)

2.1.2 Gliserol

Rumus Kimia	: $C_3H_8O_3$
Bentuk	: Cairan tidak berwarna hingga kuning
Sifat	: Higroskopis
Berat Molekul	: 92,09
Kemurnian	: 75,4 %
Kadar air	: 16,3 %
Kadar NaCl	: 8,3 %
Titik Didih	: 290 °C (554 F)
Titik Beku	: 20 °C (68 F)
Tekanan Uap (50 °C)	: 0,0025 mmHg
Kerapatan uap	: 3,1
<i>Specific Gravity</i> (air 1)	: 1,2613
PH	: Netral
Kelarutan	: Larut dalam air

(Cheremisinoff, 2000)

2.1.3 Metanol (CH_3OH)

Rumus Kimia	: CH_3OH
Wujud pada 1 atm 25°C	: Cair
Densitas	: 0,7918 g/cm ³
Titik Didih	: 64,7 °C (148,4 F)
Titik Lebur	: -97 °C (-142,9 F)
Titik nyala	: 11 °C
Viskositas pada 20 °C	: 0,59 mPa.s

Kelarutan : Larut dalam air

(Cheremisinoff, 2000)

2.1.4 Ampas kelapa

Komposisi	kadar (%)
Kadar air	11,31
Protein Kasar	11,35
Lemak kasar	23,36
Serat makanan	5,72
Serat kasar	14,97
kadar abu	3,04

(Novita, 2012)

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Kelapa

Tabel 2.4 Komposisi buah kelapa

Komponen	Jumlah berat (%)
Sabut	35
Tempurung	12
Daging buah	28
Air Buah	25

Tabel 2.5 Komposisi kimia kelapa

Komposisi kimia	Buah tua	Satuan
Kalori	359	Kal
Protein	3,4	G
Lemak	34,7	G
Karbohidrat	14	G
kalsium	21	Mg
Air	46,9	G

Minyak Kelapa

Kadar minyak : 63 – 72%

Rendemen minyak dalam kopra : 60% - 65%

Tabel 2.6 Kadar minyak daging buah kelapa

Asam lemak	Rumus kimia	Jumlah (%)
asam lemak jenuh		
asam kaproat	$C_5H_{11}COOH$	0 – 0,8
asam kaprilat	$C_7H_{17}COOH$	5,5 – 9,5
asam kaprat	$C_9H_{19}COOH$	4,5 - 9,5
asam laurat	$C_{11}H_{23}COOH$	44 – 52
asam miristat	$C_{13}H_{27}COOH$	13 – 19
asam palmitat	$C_{15}H_{31}COOH$	7,5 – 10,5
asam stearat	$C_{17}H_{35}COOH$	1 – 3
Arachditat	$C_{19}H_{39}COOH$	0 – 0,4
asam lemak tak jenuh		
asam oleat	$C_{17}H_{33}COOH$	5 – 8
asam linoleat	$C_{17}H_{31}COOH$	1,5 - 2,5
Asampalmitoleat	$C_{15}H_{29}COOH$	0 - 1,3

(Alamsyah 2005)

Asam lemak : 6% max

Kadar air : 5 – 12%

Kadar trigliserida	: 89%
Nilai iodium (WIJS)	: 10% max
Penampilan	: kuning
Titik Didih	: >450 F
Tekanan uap (70 F)	: <0,01
<i>Specific gravity</i>	: <1
Kelarutan	: Tidak larut

(Samar coco products, 2010)

2.2.2 Metanol (CH₃OH)

Rumus Kimia	: CH ₃ OH
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Kemurnian	: 97%
Kadar air	: 3%
Berat molekul	: 32,04 gr/mol
Titik cair/titik beku	: -97,8 °C
Titik didih awal	: 64,7 °C
Tekanan uap air (25 °C)	: 169,3 hPa
Densitas	: 0,79 gr/cm ³
Kelarutan	: larut dalam proporsi apapun
Kekentalan (20 °C)	: 0,6 mPa
Sifat kimia	: mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, beracun dan berbau khas

(Cheremisinoff, 2000)

2.2.3 Asam Klorida (HCl) 36%

Rumus kimia	: HCl
-------------	-------

Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Kemurnian	: 36%
Kadar air	: 64%
Berat molekul	: 36,46 g/mol
Massa jenis	: 1,159 kg/l
Viskositas (25 °C)	: 1,8 mpa.s
Kalor jenis	: 2,55 kj/(kg.K)
Tekanan uap	: 3.13 Pa
Titik didih	: 110 °C
Titik leleh	: -43 °C
Sifat kimia	: memiliki bau yang kuat, mudah menguap, beracun dan korosif (Cheremisinoff, 2000)

2.2.4 Natrium Hidroksida (NaOH)

Rumus Kimia	: NaOH
Bentuk	: Padatan
Warna	: Putih
Kemurnian	: 99%
<i>Moisture Content</i>	: 1%
Berat molekul	: 40 g/mol
PH	: 13,5
Titik didih	: 1388 °C
Titik Leleh	: 323 °C
<i>Specific gravity</i>	: 2,13
Kelarutan	: Larut dalam air

Sifat kimia : korosif, tidak berbau, higroskopis, beracun dan tidak mudah terbakar
(Cheremisinoff, 2000)

2.2.5 Asam Fosfat (H_3PO_4)

Rumus kimia : H_3PO_4

Bentuk : Cairan tidak berwarna

Kemurnian : 85%

Kadar air : 15%

Berat molekul : 98 gr/mol

Specific gravity (25 °C) : 1,685

Viskositas : 3,86 mPa.s

Boiling point : 158 °C

Melting point : 42,35 °C

Tekanan uap : 3,4

Sifat kimia : korosif, tidak berbau, beracun dan tidak mudah menguap
(Cheremisinoff, 2000)

2.3 Pengendalian kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Evaluasi yang digunakan yaitu standar yang hampir sama dengan standar Amerika yaitu ASTM 1972.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu 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 maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator dari yang telah ditetapkan baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, *temperature control* dan lainnya dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara manual atau otomatis. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

1. *Level controller (LC)*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan muncul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu. Alat tersebut memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal *electric* berupa arus (miliampere) yang akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*.

2. *Flow rate controller (FC)*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur laju alir suatu aliran fluida, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar dengan memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal *electric* berupa arus (miliampere) yang akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*. Prinsip kerja secara umum pada alat ini yaitu memanfaatkan perbedaan tekanan dimana P1 akan lebih besar dari pada P2 sehingga didapatkan nilai ΔP dan akan dikalibrasikan sesuai dengan *set point* yang diinginkan.

3. *Temperature controller (TC)*

Umumnya *Temperture control* mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang kita masukan ke dalam parameter didalamnya. Ketika nilai suhu benda (nilai aktual) yang diukur melebihi *set point* beberapa derajat maka *outputnya* akan

bekerja.

Pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu (*set point*) supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan *standard* dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian pemeriksaan laboratorium. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik biodiesel ini meliputi:

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku yang dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada supplier.

b. Pengendalian kualitas bahan pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan biodiesel di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi biodiesel.

d. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan

Pengendalian kualitas yang di maksud disini adalah pengawasan produk terutama biodiesel pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpangan sementara ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari storage tank ke truk, dan ke kapal.

2.3.3 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Maka dari itu pengendalian waktu dibutuhkan untuk memaksimalkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

2.3.4 Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya, diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan dan pabrik dapat memproduksi biodiesel sesuai kapasitas yang diinginkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Untuk proses pembuatan Biodiesel dengan menggunakan bahan baku buah kelapa kering (kopra), melalui proses persiapan bahan baku serta proses reaksi, yaitu reaksi esterifikasi dan transesterifikasi.

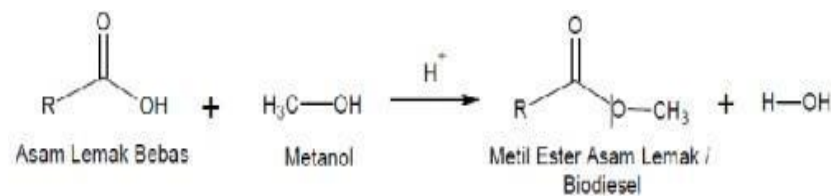
3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku, buah kelapa yang telah dikeringkan akan dipotong terlebih dahulu dengan melakukan kerjasama bersama badan usaha daerah atau koperasi usaha daerah setempat agar didapat bahan dengan spesifikasi ukuran yang diinginkan dan setelah itu disimpan di dalam gudang kopra (G-01) pada suhu ruangan 30°C dan tekanan 1 atm. Kopra yang telah siap untuk dijadikan biodiesel, selanjutnya akan dibawa menuju *screw press* (SP-01) menggunakan *belt conveyor* (BC-01). Pada *screw press* (SP-01), kopra diperas hingga menghasilkan keluaran berupa *crude coconut oil* yang tentu juga akan terpisah dari ampas serat buah kelapa. Lalu ampas dari keluaran alat *screw press* (SCP-01), akan dibawa menuju gudang ampas (G-02) untuk dijual, sedangkan minyak hasil keluaran *screw press* (SP-01) masih terdapat ampas atau serat dari kopra tersebut. Maka, ampas yang masih ada pada *crude oil*, akan dipisahkan kembali menggunakan *centrifuge* (CF-01), sehingga *crude oil* yang telah dipisahkan dengan ampas akan langsung dialirkan menuju *degummer* (DG-01) untuk diproses lanjut. Sementara ampas dari keluaran alat *centrifuge* (CF-01), akan di alirkan ke Gudang Ampas.

Crude oil yang dialirkan menuju *degummer* (DG-01) akan dihilangkan getahnya dengan mencampurkan larutan H₃PO₄ 85% pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm. Pencampuran dari *crude oil* dan H₃PO₄ 85% akan dialirkan menuju *decanter* (CF-02) untuk dipisahkan *crude oil* dan campuran *gum* (getah) yang telah terikat oleh H₃PO₄ 85%. Sementara untuk *gum* akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

3.1.2 Proses Reaksi Pembuatan Biodiesel

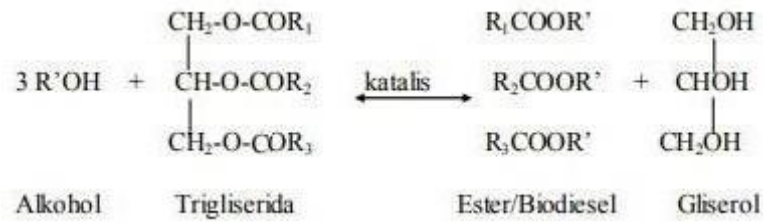
Pada reaksi pembuatan biodiesel, akan ada 2 tahapan reaksi yakni reaksi esterifikasi dan transesterifikasi. Pada reaksi esterifikasi, *coconut oil* keluaran *centrifuge* (CF-02) akan dialirkan menuju evaporator (EV-01) untuk proses penguapan air yang terdapat pada *crude oil*, selanjutnya dialirkan menuju reaktor (R-01) dan dicampurkan dengan katalis berupa asam kuat yaitu larutan HCl 36% untuk mengurangi kadar asam lemak bebas yang masih banyak terdapat pada *crude oil*. Direaksikan di dalam reaktor esterifikasi (R-01) dengan bantuan larutan CH₃OH 97% pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm selama 1,5 jam. Hal tersebut dapat dilihat dari reaksi berikut.



Gambar 3.1 Reaksi Esterifikasi

Selanjutnya, hasil reaksi antara *coconut oil* yang diberi katalis asam akan dinetralkan pada *netralizer* (N-01) dengan mencampurkan larutan basa kuat yakni NaOH 35% yang mana hasil reaksi antara HCl dan NaOH akan menghasilkan garam NaCl yang akan terikut pada proses reaksi berikutnya sebelum dipisahkan antara produk yang diinginkan dengan produk samping. Lalu, keluaran *netralizer* (N-01) akan dialirkan menuju dekanter (DC-01) untuk proses pemisahan air, garam dan sisa metanol dalam *crude oil* dan dilanjutkan dengan evaporator (EV-03) untuk menguapkan sisa kandungan air yang masih terbawa oleh *crude oil*, dan proses selanjutnya langsung dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02) untuk direaksikan lanjut. Sedangkan untuk keluaran bawah dekanter (DC-01) akan dialirkan ke evaporator (EV-02) untuk menguapkan metanol dan sebagian air yang nantinya akan dimasukkan ke tangki metanol 90% (T-04)

Pada tahapan reaksi transesterifikasi yang terjadi pada reaktor transesterifikasi (R-02) mereaksikan trigliserida dengan metanol 97% dan dibantu katalis berupa basa kuat yaitu NaOH 35% akan menghasilkan metil ester, dengan melalui *mixer* (M-02) yang nantinya akan dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02).



Gambar 3.2 Reaksi Tranesterifikasi

Reaksi transesterifikasi berlangsung selama 60 menit dengan suhu 60°C dan tekanan 1 atm. Selanjutnya hasil reaktor transesterifikasi akan dinetralkan kembali pada *netralizer* (N-02) menggunakan HCl 36%, dimana hasil reaksi netralisasinya berupa garam NaCl. Setelah itu, hasil keluaran *netralizer* (N-02) yang berupa senyawa biodiesel, metanol, air, gliserol dan akumulasi garam NaCl yang terbentuk pada *netralizer* (N-01) dan *netralizer* (N-02) akan dicuci kembali pada *wahing tower* (WT-01).

Setelah itu, campuran senyawa biodiesel, metanol, air, NaCl dan gliserol akan dipisahkan melalui *decanter* (DC-02). Sehingga, hasil pemisahan *decanter* (DC-02) keluaran atas berupa biodiesel, akan dialirkan menuju evaporator (EV-04) untuk menguapkan kandungan air setelah bebas dari kandungan air maka biodiesel langsung dialirkan ke tangki biodiesel (T-05) yang sebelumnya didinginkan terlebih dahulu pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm untuk disimpan dan dijual. Sementara hasil bawah *decanter* (DC-02) akan dialirkan menuju *evaporator* (EV-05) untuk memekatkan campuran air, NaCl, metanol dan gliserol. Pada *evaporator* (EV-05), metanol di uapkan bersamaan dengan air dan akan dimasukkan kedalam *condensor* (CD-01) untuk mengkondesatkan keluaran dari *evaporator* (EV-05) lalu dimasukkan ke tangki metanol 80% (T-06) pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm untuk disimpan dan dijual. Sementara hasil larutan pekat keluaran bawah *evaporator* (EV-05) akan didinginkan terlebih dahulu pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm, lalu dialirkan menuju tangki gliserol (T-07) untuk disimpan lalu dijual.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Gudang Penyimpanan dan Tangki

Tabel 3.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Kopra

Spesifikasi alat	G-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan kopra selama 7 hari untuk proses pembuatan biodiesel sebanyak 75.684,2 kg/jam.
Jenis	Ruang persegi panjang
Bahan	Dinding dengan konstruksi beton
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
Volume gudang	12.361,3 m ³
Panjang	29 m
Lebar	29 m
Tinggi	14,6 m
Harga	\$ 898.563

Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam fosfat 85% (H₃PO₄)

Spesifikasi alat	T-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan H ₃ PO ₄ untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>
Bahan	Stainless steel SA 167 type II grade 316
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter Tangki	4,572 m ³
Volume	11,4 m

..... Lanjutan tabel 3.2

Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	5,4864 in
Harga	\$ 105.323

Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam klorida 36% (HCl)

Spesifikasi alat	T-02
Fungsi	Menyimpan kebutuhan HCL untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>
Bahan	Stainless steel SA 167 type II grade 316
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	30 °C
Tekanan	1
Diameter Tangki	6,0960 m ³
Volume	41,7 m
Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	10,0206 m
Harga	\$ 123.305

Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol 97% (CH₃OH)

Spesifikasi alat	T-03
Fungsi	Menyimpan kebutuhan CH ₃ OH untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>

..... Lanjutan tabel 3.4

Bahan	Carbon Steel SA 283 grade C
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	30 °C
Tekanan	1
Diameter Tangki	15,24 m ³
Volume	645,1 m
Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	18,288 m
Harga	\$ 74.964

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CH₃OH 90%

Spesifikasi alat	T-04
Fungsi	Menyimpan produk hasil CH ₃ OH 90%
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>
Bahan	Carbon Steel SA 283 grade C
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	35°C
Tekanan	1
Diameter Tangki	9,1440 m ³
Volume	125,0 m
Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	15,5070 m
Harga	\$ 61.886

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan biodiesel

Spesifikasi alat	T-05
Fungsi	Menyimpan produk hasil biodiesel
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>
Bahan	Carbon Steel SA 283 grade C
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	35°C
Tekanan	1
Diameter Tangki	21,336 m ³
Volume	1.499,7 m
Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	19,1646 m
Harga	\$ 82.670

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CH₃OH 80%

Spesifikasi alat	T-06
Fungsi	Menyimpan produk hasil CH ₃ OH 80%
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>
Bahan	Carbon Steel SA 283 grade C
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	35°C
Tekanan	1
Diameter Tangki	12,192 m ³
Volume	323,5 m

..... Lanjutan tabel 3.7

Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	19,1646 m
Harga	\$ 68.658

Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol

Spesifikasi alat	T-07
Fungsi	Menyimpan produk hasil Gliserol
Jenis	Tangki silinder tegak dengan torispherical <i>bottom</i> dan <i>head</i>
Bahan	Carbon Steel SA 283 grade C
Fase	Cair
Jumlah	1
Suhu	35°C
Tekanan	1
Diameter Tangki	10,668 m ³
Volume	264,2 m
Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi tangki	17,3358 m
Harga	\$ 67.024

Tabel 3.9 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Ampas

Spesifikasi alat	G-02
Fungsi	Menyimpan produk hasil berupa ampas dengan kapasitas 26.005,0428 kg/jam
Jenis	Ruang persegi panjang
Bahan	Dinding dengan kontruksi beton
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm

..... Lanjuta tabel 3.9

Volume gudang	3.346 m ³
Panjang	19 m
Lebar	19 m
Tinggi	9 m
Harga	\$ 228.183

Tabel 3.10 Spesifikasi Silo

Spesifikasi alat	SL-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan NaOH untuk
Bahan kontruksi	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Kapasitas	3,4467 m ³ /7 hari
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Diameter silo	2,0722 m
Tinggi silo	4,9600 m
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tebal <i>head</i>	0,2500 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 7.473

Tabel 3.11 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Spesifikasi alat	BC-01
Fungsi	Mengangkut kopra menuju <i>screw press</i>
Jenis	<i>Belt conveyor</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm

..... Lanjutan tabel 3.11

Panjang lintasan	10 m
Lebar <i>belt</i>	20 in
Kemiringan belt	4°
Kecepatan	77,083 ft/min
Waktu tempuh	0,426 menit
Daya	1,5 HP
Jumlah	3 buah
Harga	\$ 69.756

Tabel 3.12 Spesifikasi Bucket Elevator

Spesifikasi alat	BE-01
Fungsi	Mengangkut ampas menuju gudang ampas
Jenis	<i>Centrifugal discharger bucket elevator</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
<i>Size of bucket</i>	12 x 7 x 11,75 in
<i>Bucket speed</i>	150 ft/min
<i>Tinggi elevator</i>	10 m
Daya	5 Hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 19.100

Tabel 3.13 Spesifikasi Screw Conveyor

Spesifikasi alat	SC-01
Fungsi	Mengangkut NaOH menuju Mixer
Jenis	<i>Screw Conveyor</i>

..... Lanjutan tabel 3.13

Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
Diameter <i>screw</i>	9 in
Kecepatan putaran	1 rpm
Daya	1 HP
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 45.072

Tabel 3.14 Spesifikasi Screw Press

Spesifikasi alat	SP-01
Fungsi	Memeras kopra untuk mendapatkan <i>crude oil</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
ID tabung	15,25 in
Volume tabung	46,375 ft ³
Panjang tabung	11,17 m
Luas <i>screen</i>	7,129 m ²
Jumlah putaran	31 rpm
<i>Power</i>	30 HP
Jumlah	3 buah
Harga	\$ 233.298

Tabel 3.15 Spesifikasi Washing Tower 02

Spesifikasi alat	WT-01
Fungsi	Mencampur <i>crude oil</i> keluaran <i>Netralizer-02</i> dengan dengan air utilitas
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	40° C
Tekanan	1 atm
Diameter	0,335 ft
Tinggi	211,806 in
Tebal Shell	0,25 in
Tebal Head	0,3125 in
Volume	30,267 m ³
Jumlah <i>buffle</i>	4
Diameter Pengaduk	3,486 ft
Power pengaduk	5 HP
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 181.775

Tabel 3.16 Spesifikasi mixer 01

Spesifikasi alat	M-01
Fungsi	Mecampur NaOH dan H ₂ O
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Suhu	60° C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>head</i>	3/16 in
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Diameter <i>mixer</i>	0,295 m
Tinggi total <i>mixer</i>	0,801 m

..... Lanjutan tabel 3.16

Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	0,068 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter pengaduk	0,098 m
Power pengaduk	0,05 Hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 50.443

Tabel 3.17 Spesifikasi degummer

Spesifikasi alat	DG-01
Fungsi	Mengikat gum menggunakan H ₃ PO ₄
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Suhu	60° C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>head</i>	1/4 in
Tebal <i>shell</i>	5/16 in
Diameter <i>degummer</i>	3,035 m
Tinggi total <i>degummer</i>	5,763 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	3,142 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter Pengaduk	1,012 m
Power pengaduk	5 Hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 298.921

Tabel 3.18 Spesifikasi dekanter 1

Spesifikasi alat	DC-01
Fungsi	Memisahkan <i>crude oil</i> dengan garam, air dan metanol
Jenis	<i>Two Phase Decanter Vertical</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu operasi	40 °C
Tekanan operasi	1 atm
Densitas <i>Heavy Stream</i>	830 kg/m ³
Densitas <i>Light Stream</i>	894 kg/m ³
Fase terdispersi	0,063
Waktu tinggal	10 menit
Volume <i>Heavy Stream</i>	0,493 m ³
Volume <i>Light Stream</i>	8,423 m ³
Volume Ruang Kosong	1,780 m ³
Tinggi pipa umpan masuk Z ₃	2,484 m
Tinggi Pipa <i>Light Stream</i> out Z ₁	4,471 m
Tinggi pipa <i>heavy stream</i> out Z ₂	4,626 m
Tebal <i>shell</i> standar	3/16 in
Tebal head tangki standart	1/4 in
Diameter <i>decanter</i>	1,664 m
Tinggi total tangki	5,645 m
Harga	\$ 73.551

Tabel 3.19 Spesifikasi Dekanter 2

Spesifikasi alat	DC-02
Fungsi	Memisahkan Biodiesel pada campuran metanol dan gliserol
Jenis	<i>Two Phase Decanter Vertical</i>

..... Lanjutan tabel 3.19

Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Suhu operasi	40 °C
Tekanan operasi	1 atm
Densitas <i>Heavy Stream</i>	1.038 kg/m ³
Densitas <i>Light Stream</i>	862 kg/m ³
Fase terdispersi	0,147
Waktu tinggal	10 menit
Volume <i>Heavy Steam</i>	2,698 m ³
Volume Light Stream	8,792 m ³
Volume Ruang Kosong	2,205 m ³
Tinggi pipa umpan masuk Z3	2,697 m
Tinggi Pipa Light Stream out Z1	4,855 m
Tinggi pipa heavy stream out Z2	4,490 m
Tebal <i>shell</i> standar	1/4 in
Tebal head tangki standart	5/16 in
Diameter <i>decanter</i>	1,813 m
Tinggi total tangki	6,125 m
Harga	\$ 89.002

Tabel 3.20 Spesifikasi reaktor esterifikasi

Spesifikasi alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan <i>crude oil</i> dengan metanol dibantu katalis HCl
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Suhu	60° C
Tekanan	1 atm

..... Lanjutan tabel 3.20

Tebal <i>head</i>	3/8 in
Tebal <i>shell</i>	5/16 in
Diameter reaktor	4,251 m
Tinggi reaktor	8,129 m
Jumlah <i>imppeler</i>	1 unit
Diameter pengaduk	1,417 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	4,879 m
Power Pengaduk	40 Hp
Tebal jaket	7/16 in
Diameter jaket	4,287 m
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 537.240

Tabel 3.21 Spesifikasi *centrifuge*

Spesifikasi alat	CF-01
Fungsi	Memisahkan serpihan ampas dari <i>crude oil</i>
Jenis	<i>Solid Bowl</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Densitas Liquid	901 kg/m ³
Densitas <i>Cake</i>	1083 kg/m ³
Diameter bowl	24 in
Panjang bowl	48 in
Speed	3000 rpm
Power	40 hp
Harga	\$ 88.509

Tabel 3.22 Spesifikasi Netralizer

Spesifikasi alat	N-01
Fungsi	Menetralkan keluaran R-01 dengan menggunakan NaOH
Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	60° C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>head</i>	0,25 in
Tebal <i>shell</i>	0,25 in
Diameter <i>netralizer</i>	3,188 m
Tinggi <i>netralizer</i>	6,019 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	2,878 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter Pengaduk	1,063 m
Power pengaduk	15 Hp
Diameter jaket	3,217 m
Tebal Jaket	5/16 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 303.124

Tabel 3.23 Spesifikasi Netralizer

Spesifikasi alat	N-02
Fungsi	Menetralkan keluaran R-02 dengan menggunakan HCl
Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>

..... Lanjutan tabel 3.23

Suhu	60° C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>head</i>	1/4 in
Tebal <i>shell</i>	1/4 in
Diameter <i>netralizer</i>	3,340 m
Tinggi <i>netralizer</i>	6,271 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	3,233 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter pengaduk	1,113 m
Power pengaduk	15 Hp
Diameter jaket	3,373 m
Tebal jaket	3/8 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 336.286

Tabel 3.24 Spesifikasi *centrifuge*

Spesifikasi alat	CF-02
Fungsi	Memisahkan Gum dari <i>crude oil</i>
Jenis	<i>Solid Bowl</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Densitas Liquid	901 kg/m ³
Densitas <i>Cake</i>	1162 kg/m ³
Diameter bowl	30 in
Panjang bowl	60 in
Speed	2700 rpm
Power	60 hp
Harga	\$ 114.898

Tabel 3.25 Spesifikasi Evaporator 5

Spesifikasi Alat	Ev-05
Fungsi	Menguapkan air dan memekatkan <i>crude oil</i>
Jenis	<i>Long tube evaporator natural circulation</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu masuk	40 °C
Suhu keluar	94,47 °C
Tekanan	1 atm
Luas transfer panas	219,850 ft ²
Jumlah <i>tube evaporator</i>	106 buah
OD <i>tube</i>	0,750 in
ID <i>tube</i>	0,620 in
OD <i>shell</i>	16 in
ID <i>shell</i>	13,250 in
Panjang tube (L)	16 ft
Uc	786,805 Btu//Jam.ft ² .F
Ud	271 Btu//Jam.ft ² .F
Rd	0,002
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,593 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	1,216 psi
ID <i>shell</i> separator fase	2,158 m
Tebal <i>shell</i> separator fase	0,250 in
Tebal <i>head</i> separator fase	0,313 in
Tinggi total evaporator	4,990 m
Harga	\$ 313.400

Tabel 3.26 Spesifikasi Evaporator 2

Spesifikasi Alat	Ev-02
Fungsi	Menguapkan CH ₃ OH dan sebagian air
Jenis	<i>Long tube evaporator natural circulation</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu masuk	40 °C
Suhu keluar	70,40 °C
Tekanan	1 atm
Luas transfer panas	189,804 ft ²
Jumlah <i>tube evaporator</i>	82 buah
OD <i>tube</i>	0,750 in
ID <i>tube</i>	0,620 in
OD <i>shell</i>	16 in
ID <i>shell</i>	12,000 in
Panjang tube (L)	16 ft
Uc	786,805 Btu//Jam.ft ² .F
Ud	203 Btu//Jam.ft ² .F
Rd	0,004
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,734 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	0,107 psi
ID <i>shell</i> separator fase	0,604 m
Tebal <i>shell</i> separator fase	0,188 in
Tebal <i>head</i> separator fase	0,188 in
Tinggi total evaporator	1,475 m
Harga	\$ 279.771

Tabel 3.27 Spesifikasi Evaporator 3

Spesifikasi Alat	Ev-03
Fungsi	Menguapkan air memekatkan <i>crude oil</i>
Jenis	<i>Long tube evaporator natural circulation</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu masuk	40 °C
Suhu keluar	204,54 °C
Tekanan	1 atm
Luas transfer panas	715,396 ft ²
Jumlah <i>tube evaporator</i>	376 buah
OD <i>tube</i>	0,750 in
ID <i>tube</i>	0,620 in
OD <i>shell</i>	16 in
ID <i>shell</i>	23,250 in
Panjang tube (L)	12 ft
Uc	782,106 Btu//Jam.ft ² .F
Ud	264 Btu//Jam.ft ² .F
Rd	0,003
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,155 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	0,980 psi
ID <i>shell</i> separator fase	4,324 m
Tebal <i>shell</i> separator fase	0,375 in
Tebal <i>head</i> separator fase	0,625 in
Tinggi total evaporator	9,977 m
Harga	\$ 293.082

Tabel 3.28 Spesifikasi Evaporator 4

Spesifikasi Alat	Ev-04
Fungsi	Menguapkan air dan memekatkan biodiesel
Jenis	<i>Long tube evaporator natural circulation</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu masuk	40, °C
Suhu keluar	204,36 °C
Tekanan	1 atm
Luas transfer panas	481,44 ft ²
Jumlah <i>tube evaporator</i>	250 buah
OD <i>tube</i>	0,75 in
ID <i>tube</i>	0,62 in
OD <i>shell</i>	16 in
ID <i>shell</i>	19,25 in
Panjang tube (L)	12 ft
Uc	786,8051 Btu//Jam.ft ² .F
Ud	375,9949 Btu//Jam.ft ² .F
Rd	0,0014
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,1716 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	1,8955 psi
ID <i>shell</i> separator fase	4,3328 m
Tebal <i>shell</i> separator fase	0,5000 in
Tebal <i>head</i> separator fase	0,6250 in
Tinggi total evaporator	9,9640 m
Harga	\$ 524.512

Tabel 3.29 Spesifikasi Evaporator 1

Spesifikasi Alat	Ev-01
Fungsi	Menguapkan CH ₃ OH dan memekatkan gliserol
Jenis	<i>Long tube evaporator natural circulation</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu masuk	40,00 °C
Suhu keluar	155,77 °C
Tekanan	1 atm
Luas transfer panas	493,807 ft ²
Jumlah <i>tube evaporator</i>	348 buah
OD <i>tube</i>	1,250 in
ID <i>tube</i>	0,870 in
OD <i>shell</i>	16 in
ID <i>shell</i>	15,250 in
Panjang tube (L)	14 ft
Uc	592,925 Btu//Jam.ft ² .F
Ud	247 Btu//Jam.ft ² .F
Rd	0,002
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,499 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	0,720 psi
ID <i>shell</i> separator fase	4,319 m
Tebal <i>shell</i> separator fase	0,250 in
Tebal <i>head</i> separator fase	0,625 in
Tinggi total evaporator	9,989 m
Harga	\$ 534.671

Tabel 3.30 Spesifikasi Reaktor Transesterifikasi

Spesifikasi Alat	R-02
Fungsi	Mereaksikan trigliserida dengan metanol dibantu katalis NaOH
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	60 °C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>head</i>	0,3125 in
Tebal <i>shell</i>	0,313 in
Diameter reaktor	6,080 m
Tinggi reaktor	11,889 m
Jumlah impeller	1 unit
Diameter pengaduk	2,027 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	1,187 m
Power pengaduk	70 HP
Tebal jaket	0,5000 in
Diameter jaket	6,121 m
Jumlah	1 Unit
Harga	\$ 1.050.776

Tabel 3.31 Spesifikasi Condensor 2

Spesifikasi alat	CD-02
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas Ev-05
Jenis	Shell and Tube
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	94,47096 °C
Suhu keluar	74,07924 °C
Luas transfer panas	1353 ft ²

..... Lanjutan tabel 3.31

Jumlah tube	728
OD tube	0,75 in
ID tube	3/5 in
OD shell	in
ID shell	31 in
L	13 ft
Ud	81 btu/jam.ft ² .F
Uc	126,8502 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0046
<i>Pressure drop tube</i>	0,706 Psi
<i>Pressure drop shell</i>	0,066 Psi
Harga	\$ 235750

Tabel 3.31 Spesifikasi Condensor 1

Spesifikasi alat	CD-01
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas Ev-05
Jenis	Shell and Tube
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	71,2987 °C
Suhu keluar	67,9187 °C
Luas transfer panas	9 ft ²
Nt	2
OD annulus	2,38 in
ID annulus	2 in
OD inner	1,3 in
ID inner	1 in
L	12 ft

..... Lanjutan tabel 3.32

Ud	313 btu/jam.ft ² .F
Uc	835 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0207
<i>Pressure drop annulus</i>	0,040 psi
<i>Pressure drop inner</i>	0,077 Psi
Harga	\$ 10042

Tabel 3.32 Spesifikasi heater 1

Spesifikasi alat	HE-01
Fungsi	Menaikkan suhu <i>crude oil</i> sebelum masuk DG-01
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30 °C
Suhu keluar	60 °C
Luas transfer panas	363 ft ²
<i>Cold fluid</i>	<i>Crude oil</i>
<i>Hot fluid</i>	Steam
ID <i>shell</i>	21,25 in
ID <i>tube</i>	0,856 in
OD	1 in
L	12 ft
Uc	61,114 btu/jam.ft ² .F
Ud	37 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0110
Harga	\$ 55581

Tabel 3.33 Spesifikasi heater 2 dan 3

Spesifikasi alat	HE-02	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu H ₃ PO ₄ sebelum masuk DG-01	Menaikkan suhu CH ₃ OH sebelum masuk R-01
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30°C	30°C
Suhu keluar	60 °C	60 °C
Luas Transfer panas	7 ft ²	13 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>	<i>steam</i>
ID <i>annulus</i>	2,067 in	2,469 in
OD <i>annulus</i>	2,38 in	2,88 in
<i>Cold Fluid (inner)</i>	H ₃ PO ₄	CH ₃ OH
ID <i>inner</i>	1,38 in	1,380 in
OD <i>inner</i>	1,660 in	1,660 in
L	12 ft	20 ft
<i>Hairpin count</i>	1 unit	16 unit
Uc	24,306 btu/jam.ft ² .F	117,330 btu/jam.ft ² .F
Ud	23 btu/jam.ft ² .F	47 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0027	0,0132
Harga	\$ 1.168	\$ 2.102

Tabel 3.34 Spesifikasi heater 4 dan 5

Spesifikasi alat	HE-04	HE-05
Fungsi	Menaikkan suhu HCl sebelum masuk R-01	Menaikkan suhu CH ₃ OH sebelum masuk R-02
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30°C	30°C
Suhu keluar	60 °C	60 °C
Luas Transfer panas	5 ft ²	23 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>	<i>steam</i>

..... Lanjutan tabel 3.34

ID <i>annulus</i>	2,469 in	2,067 in
OD <i>annulus</i>	2,88 in	2,38 in
<i>Cold Fluid (inner)</i>	HCl	CH ₃ OH
ID <i>inner</i>	1,38 in	1,38 in
OD <i>inner</i>	1,66 in	1,66 in
L	10	12
<i>Hairpin count</i>	1 unit	1 unit
Uc	17,385 btu/jam.ft ² .F	215,348 btu/jam.ft ² .F
Ud	6 btu/jam.ft ² .F	133 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0024	0,0029
Harga	\$ 817	\$ 3.737

Tabel 3.35 Spesifikasi heater 6 dan 7

Spesifikasi alat	HE-06
Fungsi	Menaikkan suhu HCl sebelum masuk N-02
Jenis	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30
Suhu keluar	60
Luas transfer panas	15 ft ²
<i>Hot fluid</i>	<i>Steam</i>
ID <i>annulus</i>	2,067 in
OD <i>annulus</i>	2,38 in
<i>Cold fluid</i>	H ₃ PO ₄
ID <i>inner</i>	1,380 in
OD <i>inner</i>	1,660 ft
Uc	26,671 btu/jam.ft ² .F
Ud	24 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0044
L	14 ft
<i>Hairpin count</i>	2 unit
Harga	\$ 2452

Tabel 3.36 Spesifikasi cooler 1 dan 2

Spesifikasi alat	CL-01	CL-02
Fungsi	Mendinginkan keluaran DG-01 menuju CF-02	Mendinginkan keluaran EV-01 menuju R-01
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	60°C	156°C
Suhu keluar	40 °C	60°C
Luas Transfer panas	3.272 ft ²	2.302 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin	Air pendingin
ID <i>shell</i>	39 in	35 in
ID <i>tube</i>	1,4 in	1,4 in
<i>Hot Fluid</i>	<i>Crude oil</i>	<i>Crude oil</i>
OD	1 in	1 in
L	20 ft	15 ft
Uc	61 btu/jam.ft ² .F	47 btu/jam.ft ² .F
Ud	40 btu/jam.ft ² .F	40 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0046	0,0041
Harga	\$ 272.500	\$ 231.300

Tabel 3.37 Spesifikasi cooler 3 dan 5

Spesifikasi alat	CL-03	CL-05
Fungsi	Mendinginkan keluaran N-01 menuju DC-01	Mendinginkan keluaran EV-03 menuju R-02
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	60°C	204°C
Suhu keluar	40 °C	60°C

Luas Transfer panas	3.466 ft ²	2.302 ft ²
..... Lanjutan tabel 3.37		
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin	Air pendingin
ID <i>shell</i>	31 in	39 in
ID <i>tube</i>	1,4 in	1,4 in
<i>Hot Fluid</i>	<i>Crude oil</i>	Biodiesel
OD	1 in	1 ½ in
L	20 ft	20 ft
Uc	183 btu/jam.ft ² .F	67 btu/jam.ft ² .F
Ud	35 btu/jam.ft ² .F	49 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0049	0,006
Harga	\$ 231.300	\$ 231.300

Tabel 3.38 Spesifikasi cooler 6 dan 7

Spesifikasi alat	CL-06	CL-07
Fungsi	Mendinginkan keluaran N-02 menuju WT-01	Mendinginkan keluaran EV-04 menuju T-05
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	60°C	204°C
Suhu keluar	40 °C	35°C
Luas Transfer panas	2.072 ft ²	3.583 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin	Air pendingin
ID <i>shell</i>	37 in	39 in
ID <i>tube</i>	1,4 in	1,4 in
<i>Hot Fluid</i>	<i>Crude oil</i>	<i>Crude oil</i>
OD	1,5 in	1 ½ in
L	20 ft	25 ft
Uc	119 btu/jam.ft ² .F	72 btu/jam.ft ² .F

Ud	56 btu/jam.ft ² .F	59 btu/jam.ft ² .F
..... Lanjutan tabel 3.38		
Rd	0,0098	0,0032
Harga	\$ 222.100	\$ 284.400

Tabel 3.39 Spesifikasi cooler 4 dan 8

Spesifikasi alat	CL-04	CL-08
Fungsi	Mendinginkan keluaran EV-02 menuju T-04	Mendinginkan keluaran EV-05 menuju T-06
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	71,3°C	94,5°C
Suhu keluar	35 °C	35 °C
Luas Transfer panas	44 ft ²	154 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	CH ₃ OH	CH ₃ OH
ID <i>annulus</i>	2,469 in	2,469 in
OD <i>annulus</i>	2,88 in	2,88 in
<i>Cold Fluid (inner)</i>	Air Pendingin	Air Pendingin
ID <i>inner</i>	1,380 in	1,380 in
OD <i>inner</i>	1,660 in	1,660 in
L	15 ft	20 ft
<i>Hairpin count</i>	10 unit	10 unit
Uc	340 btu/jam.ft ² .F	366 btu/jam.ft ² .F
Ud	209 btu/jam.ft ² .F	244 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,0019	0,0021
Harga	\$ 34.900	\$ 65.500

Tabel 3.40 Spesifikasi cooler 9

Spesifikasi alat	CL-09
Fungsi	Mendinginkan keluaran EV-05 menuju T-07
Jenis	<i>Shell and Tube</i>

Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
..... Lanjutan tabel 3.40	
Suhu masuk	94,5°C
Suhu keluar	35 °C
Luas Transfer panas	1.802 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin
ID <i>shell</i>	23,25 in
ID <i>tube</i>	1,4 in
<i>Hot Fluid</i>	<i>Crude oil</i>
OD	1 in
L	20 ft
Uc	539 btu/jam.ft ² .F
Ud	29 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,033
Harga	\$ 191.500

Tabel 3.41 Spesifikasi pompa P-02 dan P-03

Spesifikasi alat	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan keluaran CF-01 menuju DG-01	Mengalirkan keluaran T-01 menuju DG-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	285,6	1,8
Suhu	30	30
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,065	0,824
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	0,75
Total head (m)	12,5	9,1

Motor pengaduk (HP)	30	40
..... Lanjut tabel 3.41		
Efisiensi pompa	57%	21%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.611	\$ 11.210

Tabel 3.42 Spesifikasi pompa P-04 dan P-05

Spesifikasi alat	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan keluaran DG-01 menuju CF-02	Mengalirkan keluaran CF-02 menuju EV-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	286,7	279,5
Suhu	60	30
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,065	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	6,00
Total head (m)	11,0	13,1
Motor pengaduk (HP)	25	30
Efisiensi pompa	58%	53%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.610	\$ 51.610

Tabel 3.43 Spesifikasi pompa P-07 dan P-06

Spesifikasi alat	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan keluaran CF-02 menuju EV-01	Mengalirkan keluaran T-03 menuju R-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	266,0	0,5

Suhu	40	30
..... Lanjutan tabel 3.43		
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,07	0,493
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	0,38
Total head (m)	13,4	9,2
Motor pengaduk (HP)	30	15
Efisiensi pompa	86%	20%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.610	\$ 6.772

Tabel 3.44 Spesifikasi pompa P-09 dan P -08

Spesifikasi alat	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan keluaran T-02 menuju R-01	Mengalirkan keluaran R-01 menuju N-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	17,0	283,4
Suhu	30	60
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	1,61	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	1,50	6,00
Total head (m)	15,1	8,9
Motor pengaduk (HP)	75	20
Efisiensi pompa	20%	59%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 18.683	\$ 51.611

Tabel 3.45 Spesifikasi pompa P-10 dan P-11

Spesifikasi alat	P-10	P-11
Fungsi	Mengalirkan keluaran M-01 menuju N-01	Mengalirkan keluaran N-01 menuju DC-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	0,4	283,6
Suhu	60	60
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	0,82	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	0,75	6,00
Total head (m)	5,2	11,2
Motor pengaduk (HP)	5	30
Efisiensi pompa	20%	59%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 11.209	\$ 51.611

Tabel 3.46 Spesifikasi pompa P-13 dan P-12

Spesifikasi alat	P-12	P-13
Fungsi	Mengalirkan keluaran DC-01 menuju EV-02	Mengalirkan keluaran EV-02 menuju T-04
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	16,0	16,8
Suhu	40	71,3
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	1,61	1,61
Sch N	40	40
NPS (in)	1,5	1,5
Total head (m)	17,1	32,7

..... Lanjutan tabel 3.46

Motor pengaduk (HP)	40	60
Efisiensi pompa	40%	44%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 18.683	\$ 18.683

Tabel 3.47 Spesifikasi pompa P-15 dan P-14

Spesifikasi alat	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan keluaran DC-01 menuju EV-03	Mengalirkan keluaran EV-03 menuju R-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	267,0	268,9
Suhu	40	160
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,07	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	6,00
Total head (m)	15,8	17,8
Motor pengaduk (HP)	40	60
Efisiensi pompa	40%	44%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.611	\$ 51.611

Tabel 3.48 Spesifikasi pompa P-17 dan P-16

Spesifikasi alat	P-16	P-17
Fungsi	Mengalirkan keluaran M-01 menuju R-02	Mengalirkan keluaran T-03 menuju R-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>

..... Lanjutan tabel 3.48

Kapasitas (gpm)	87,3	8,8
Suhu	30	60
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	4,03	2,067
Sch N	40	40
NPS (in)	4,00	2,00
Total head (m)	13,0	10,4
Motor pengaduk (HP)	25	15
Efisiensi pompa	38%	20%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 38.299	\$ 23.120

Tabel 3.49 Spesifikasi pompa P-19 dan P -18

Spesifikasi alat	P-18	P-19
Fungsi	Mengalirkan keluaran R-02 menuju N-02	Mengalirkan keluaran T-02 menuju N-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	354,3	11,1
Suhu	60	30
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,07	1,38
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	1,25
Total head (m)	18,0	12,4
Motor pengaduk (HP)	60	30
Efisiensi pompa	60%	20%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.611	\$ 16.347

Tabel 3.50 Spesifikasi pompa P-21 dan P-20

Spesifikasi alat	P-20	P-21
Fungsi	Mengalirkan keluaran N-02 menuju WT-01	Mengalirkan keluaran WT-01 menuju DC-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	358,6	356,5
Suhu	60	40
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,07	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	6,00
Total head (m)	15,8	16,6
Motor pengaduk (HP)	40	40
Efisiensi pompa	59%	65%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.611	\$ 51.611

Tabel 3.51 Spesifikasi pompa P-22 dan P-23

Spesifikasi alat	P-22	P-23
Fungsi	Mengalirkan keluaran DC-02 menuju EV-04	Mengalirkan keluaran EV-04 menuju T-05
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	307,1	231,9
Suhu	40	204
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	6,07	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	6,00	6,00

..... Lanjutan tabel 3.51

Total head (m)	15,1	24,2
Motor pengaduk (HP)	30	60
Efisiensi pompa	59%	58%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 51.611	\$ 51.611

Tabel 3.52 Spesifikasi pompa P-25 dan P-24

Spesifikasi alat	P-24	P-25
Fungsi	Mengalirkan keluaran DC-02 menuju EV-05	Mengalirkan keluaran EV-05 menuju T-06
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	91,6	45,1
Suhu	40	94,47
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	4,03	2,469
Sch N	40	40
NPS (in)	4,00	2,50
Total head (m)	11,8	25,9
Motor pengaduk (HP)	30	60
Efisiensi pompa	40%	53%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 38.299	\$ 27.090

Tabel 3.52 Spesifikasi pompa P-1 dan P-26

Spesifikasi alat	P-26	P-1
Fungsi	Mengalirkan keluaran EV-05 menuju T-07	Mengalirkan keluaran SCP-01 menuju CF-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	55,2	273,5
Suhu	94	30
Tekanan (atm)	1	1
ID (in)	3,07	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	3,00	6,00
Total head (m)	20,8	8,6
Motor pengaduk (HP)	25	20
Efisiensi pompa	80%	58%
Jumlah (unit)	2	2
Harga	\$ 31.060	\$ 51.611

Tabel 3.53 Spesifikasi Screw Conveyor

Spesifikasi alat	SC-02
Fungsi	Mengangkut NaOH menuju Mixer 02
Jenis	<i>Screw Conveyor</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
Diameter <i>screw</i>	9 in
Kecepatan putaran	1 rpm
Daya	1 HP
Harga	\$ 45.072

Tabel 3.54 Spesifikasi *mixer* M-02

Spesifikasi Alat	M-02
Fungsi	Mencampur NaOH dan Metanol
Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	60°C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>head</i>	0,2500 in
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Diameter <i>mixer</i>	1,3621 m
Tinggi <i>mixer</i>	3,2966 m
Jumlah <i>baffle</i>	4 unit
Panjang <i>baffle</i>	1,6471 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter pengaduk	0,4540 m
Power pengaduk	0,1667 HP
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 588.850

Tabel 3.55 Spesifikasi Silo

Spesifikasi alat	SL-02
Fungsi	Menyimpan kebutuhan NaOH
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Kapasitas	45,2914 m ³ /7 hari
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm

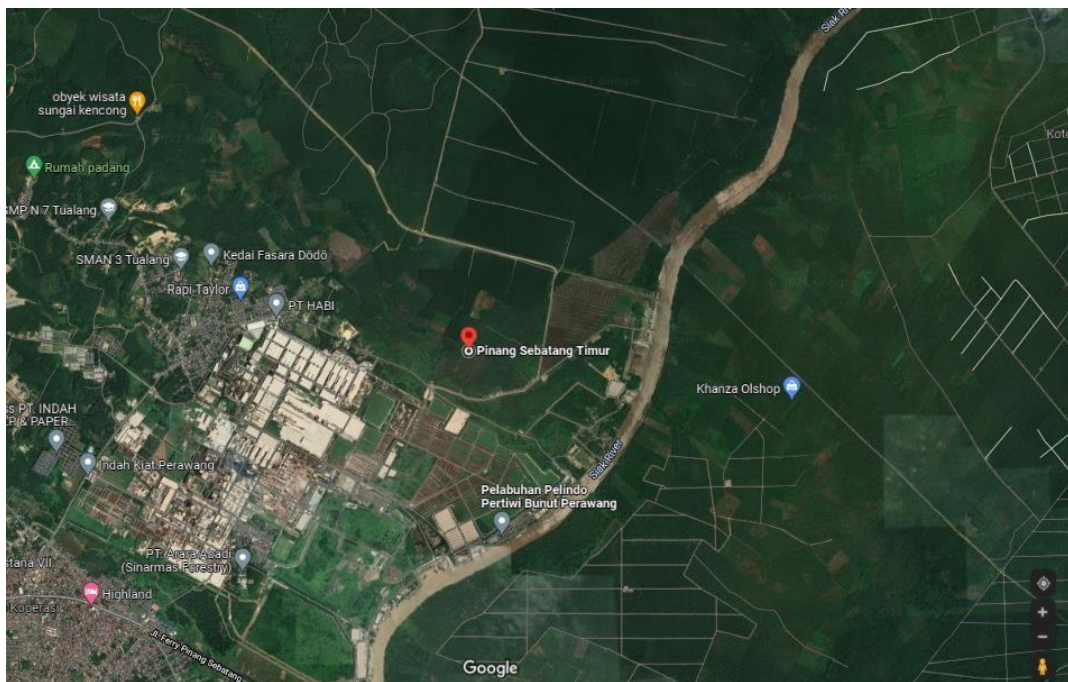
Diameter silo	4,8899 m
..... Lanjutan tabel	
Tinggi silo	11,6284 m
Tebal <i>shell</i>	0,2500 in
Tebal <i>head</i>	0,3125 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 17.235

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik dalam perencanaan pabrik akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri, karena hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat karena akan memberikan kontribusi yang sangat penting baik dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tertentu, pabrik biodiesel yang akan didirikan ini direncanakan berada di Kabupaten Siak, Provinsi Riau.



Gambar 4.1 Lokasi Kabupaten Siak, Provinsi Riau.

Adapun faktor-faktor yang berpengaruh dalam penentuan lokasi pabrik pada umumnya ada 2 yaitu :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

a. Ketersediaan Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar dan biaya transportasi dapat diminimalisir. Untuk ketersediaan bahan baku pembuatan produk relatif mudah karena bahan baku kopra didapat dari Kabupaten Siak, Provinsi Riau dan daerah sekitarnya yang merupakan salah satu penghasil kelapa terbesar di Indonesia. Sedangkan CH_3OH 97% dapat diperoleh di *Methanol Market Services Asia (MMSA)* di Singapura dan untuk H_3PO_4 didapat dari PT. Petrokimia Gresik, NaOH dari PT. Asahimas Chemical dan HCl diperoleh dari PT. Timuraya Tunggal.

b. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik tersebut didapat dari PLTGU dan tenaga listrik sendiri. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakaryadiperoleh dari Pertamina. Lokasi pabrik dekat dengan sungai siak, maka keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil *steam*, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

c. Letak Pasar

Produk pabrik ini merupakan bahan baku pembuatan biodiesel, sehingga dapat dipasarkan ke PT. Pertamina yang mana pemasaran mudah dijangkau karena tersedianya sarana transportasi yang memadahi baik jalur darat maupun jalur laut dan pemasarannya diharapkan tidak hanya di dalam negeri melainkan dapat juga untuk diekspor. Selain itu, produk lain seperti metanol akan dijual ke PT. Chandra asri, Gum dijual ke PT. Kutus-kutus Herbal di Bali, Gliserol dijual ke PT. Samiraschem Jakarta dan ampas akan dijual kepada dinas UKMPK (usaha kecil menengah perindustrian dan koperasi) Kabupaten Siak, Provinsi Riau.

d. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Pendirian pabrik di Kabupaten Siak, Provinsi Riau dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat dan laut yang mudah dijangkau karena Kabupaten Siak bisa dilalui dengan melewati Pelabuhan Pelindo Pertiwi Bunut Perawang. Sehingga transportasi dari sumber bahan baku dan pasar

tidak lagi menjadi masalah. Dengan ketersediaan sarana tersebut akan menjamin kelangsungan produksi pabrik.

e. Tenaga kerja

Tenaga kerja dapat dengan mudah diperoleh di Kabupaten Siak karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat. Begitu juga dengan tingkat sarjana Indonesia serta tenaga kerja lokal yang berkualitas. Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja.

f. Keadaan Geografis dan Iklim

Kabupaten Siak terletak di Provinsi Riau merupakan daerah dekat dengan Negara Singapura dan Malaysia selain itu merupakan salah satu tempat perindustrian yang ada di Pulau Sumatra. Bencana alam seperti gempa bumi dan tanah longsor jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Kelengkapan prasarana dan sarana yang tersedia serta kedekatan secara geografis dengan Kota Pekanbaru serta adanya wilayah perairan yang terlindung dari gelombang secara langsung telah memberikan nilai tersendiri bagi tumbuhnya berbagai kegiatan industri yang ada di wilayah ini. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Lingkungan Prasarana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti

penyediaan bengkel industri dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, dan sarana ibadah.

d. Masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

4.2 Tata Letak pabrik

Tata letak letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan dan tempat penyimpanan bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya. Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan keamanan dan kenyamanan. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

- a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Areal ini terdiri dari :
 1. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 2. Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
 3. Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, mess, kantin, aula dan masjid.
- b. Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.
Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.
- c. Daerah utilitas dan *power station*

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Gambar 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

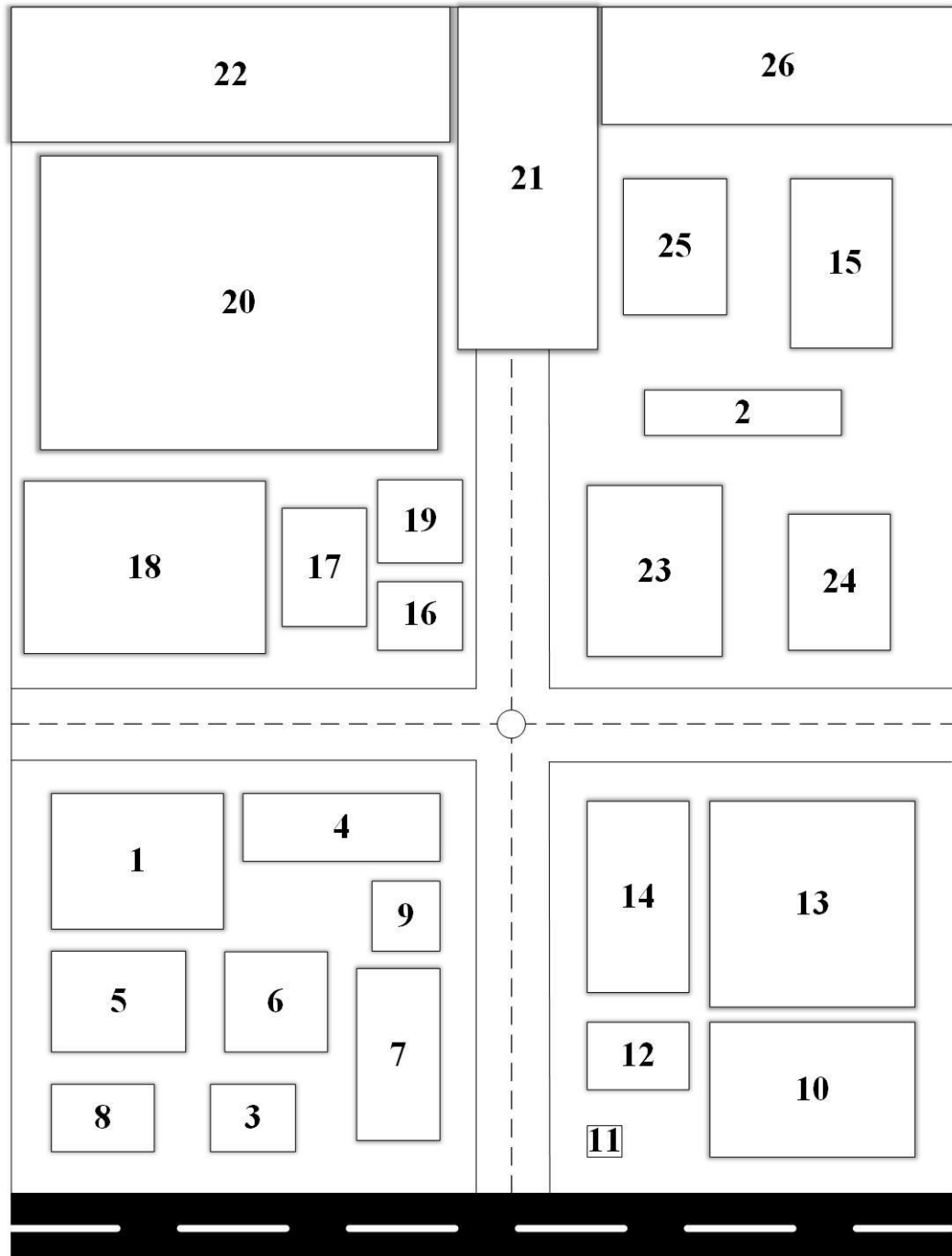
No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Alat Proses	150	100	15.000
2	Alat Utilitas	75	50	3.750
3	Perluasan Pabrik 1	128	45	5.760
4	Perluasan Pabrik 2	30	108	3.240
5	Perluasan Pabrik 3	78	36	2.808
6	Unit Pengolahan Limbah	35	35	1.225
7	Control Ruang Utilitas	25	20	500
8	Control Ruang Produksi	25	25	625
9	Gudang Alat	30	50	1.500
10	Unit Pemadam Kebakaran	40	30	1.200
11	Bengkel	40	30	1.200
12	Parkir Truk	50	40	2.000
13	Kantin	20	20	400
14	Laboratorium	30	20	600
15	Perpustakaan	25	25	625
16	Masjid	35	25	875
17	Parkir Utama	50	25	1.250
18	Kantor Teknis dan Produksi	40	30	1.200
19	Kantor Utama	50	40	2.000
20	Mesh Karyawan	60	50	3.000
21	Rumah Dinas	60	40	2.400
22	Poliklinik	25	30	750
23	Pos Keamanan	5	5	25
24	Taman 1	20	50	1.000

..... Lanjutan tabel 4.1

25	Taman 2	54	20	1.080
26	Taman 3	20	60	1.200
Luas Tanah				55.213
Luas Bangunan				3.6875
Total		1.200	1.009	92.088

Keterangan pada gambar 4.2 :

- | | | |
|-------------------------------|---------------------------|------------------------|
| 1. Kantor Utama | 11. Pos Keamanan | 21. Daerah Perluasan 1 |
| 2. Taman I | 12. Poliklinik | 22. Daerah perluasan 2 |
| 3. Perpustakaan | 13. Mesh Karyawan | 23. Parkir Truk |
| 4. Taman | 14. Taman 3 | 24. Bengkel |
| 5. Kantor Teknik dan produksi | 15. Gudang peralatam | 25. Unit pemadam |
| 6. Masjid | 16. Control room utilitas | 26. Daerah perluasan 3 |
| 7. Parkir Utama | 17. Upl | |
| 8. Laboratorium | 18. Alat utilitas | |
| 9. Kantin | 19. Control room produk | |
| 10. Rumah Dinas | 20. Alat Proses | |



Skala 1:2000

Gambar 4.3 Layout Pabrik Biodiesel

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

a. 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.

b. Aliran udara

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

c. Pencahayaan

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

d. Lalu lintas manusia dan kendaraan

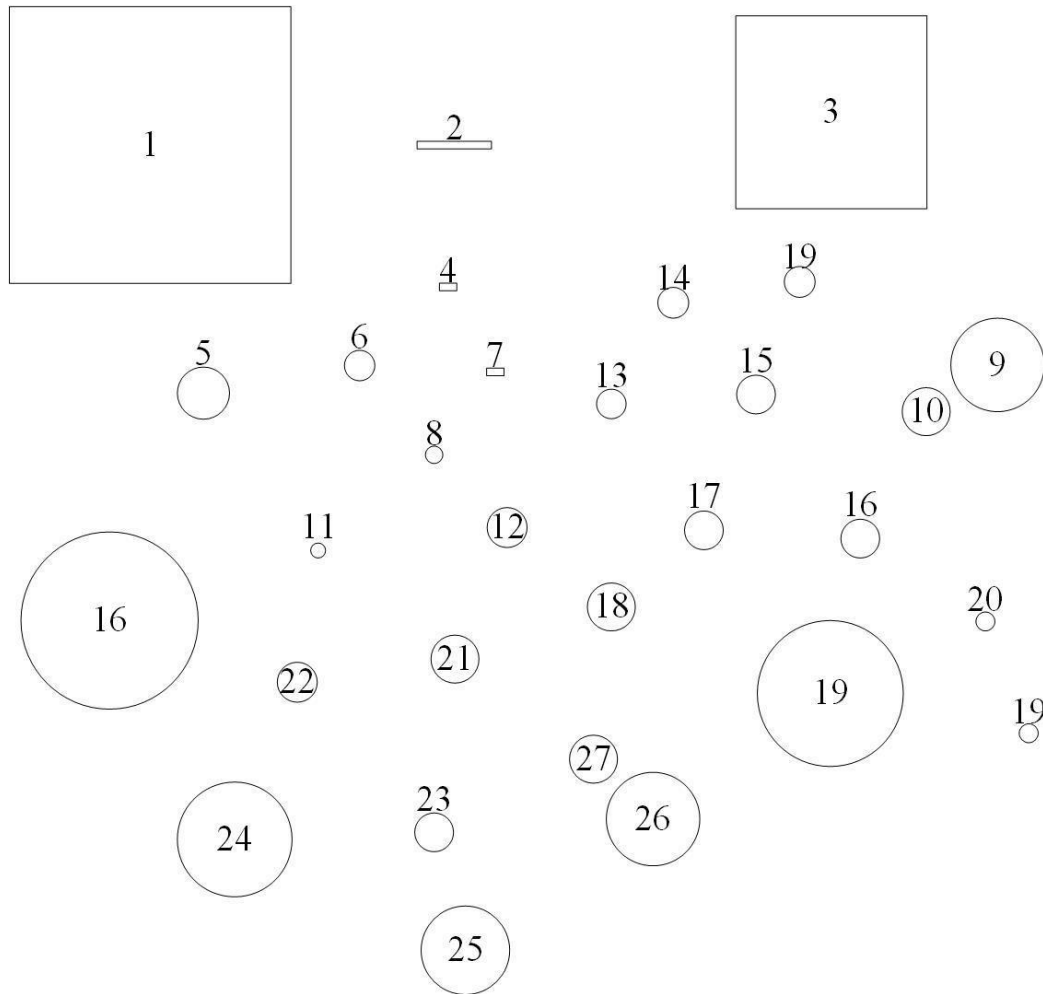
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan Ekonomi

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

f. 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.



Gambar 4.4 Layout Alat Proses

(Skala 1 : 1000)

Keterangan:

- | | | |
|--|--------------------------|-----------------------------------|
| 1. Gudang Kopra | 10. <i>Mixer-01</i> | 19. Tangki CH ₃ OH 97% |
| 2. <i>Screw Press</i> | 11. Reaktor-01 | 20. Tangki HCl 36% |
| 3. Gudang Ampas | 12. <i>Netralizer-01</i> | 21. <i>Decanter-02</i> |
| 4. <i>Centrifuge-01</i> | 13. <i>Decanter-01</i> | 22. Evaporator-04 |
| 5. Tangki H ₃ PO ₄ 85% | 14. Evaporator-02 | 23. Evaporator-05 |
| 6. <i>Degummer</i> | 15. Evaporator-03 | 24. Tangki Gliserol |
| 7. <i>centrifuge-02</i> | 16. Reaktor-02 | 25. Tangki CH ₃ OH 80% |
| 8. Evaporator 1 | 17. <i>Netralizer-02</i> | 26. Silo-02 |
| 9. Silo-01 | 18. <i>Washing Tower</i> | 27. <i>Mixer-02</i> |

4.3 Alir Proses dan Material

4.3.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

No	Komponen	Neraca (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)		
			Produk Utama	Produk Samping	Limbah
1	Kopra	75.684,174			
2	Ampas	-		26.489,461	
3	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	-	841,380	0,573	818,755
4	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-	58,390	0,016	31,272
5	H ₂ O	3.803,589	-	3.952,641	2.740,490
6	H ₃ PO ₄	487,028	-	-	487,028
7	Gum	-	-	-	866,909
8	HCl	412,934	-	-	
9	CH ₃ OH	15.123,819	-	8.516,247	0,000
10	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	-	3.037,790	-	
11	NaOH	453,015	-	-	
12	NaCl	-	-	615,095	46,812
13	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	-	41.515,975	-	
14	C ₃ H ₈ O ₃	-	1,009	5.944,715	
Sub Total		95.964,56	45.454,55	45.518,75	4.991,27
Total		95.964,56	95.964,56		

4.3.2 Neraca Massa Alat

1. Screw Press 01 (SP-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Screw Press

Komponen	Input	Output	
	Arus 1	Arus 3	Arus 2
Kopra	75.684,1737	-	-
CNO	-	49.194,7129	-
Ampas	-	264,8946	26.224,5662
Total	75.684,1737	75.684,1737	

2. Centrifuge (CF-01)

Tabel 4.4 Neraca massa centrifuge (CF-01)

Komponen	Input	Output	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
CNO	49.194,7129	491,9471	48.702,7658
Ampas	264,8946	264,8946	-
Sub Total	49.459,6075	756,8417	48.702,7658
Total	49.459,6075	49.459,6075	

3. Degummer 01 (DG-01)

Tabel 4.5 Neraca massa Degummer 01 (DG-01)

Komponen	Input		Output
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
$C_{39}H_{74}O_6$	43.345,4615	-	42.478,5523
$C_{14}H_{28}O_2$	2.922,1659	-	2.922,1659
H_2O	2.435,1383	85,9461	2.521,0843
H_3PO_4	-	487,0277	487,0277
Gum	-	-	866,9092
Sub Total	48.702,7658	572,9737	
Total	49.275,7395		49.275,7395

4. Centrifuge 02 (CF-02)

Tabel 4.6 Neraca massa *centrifuge* 02 (CF-02)

Komponen	Input		Output	
	Arus 7	Arus 8	Arus 8	Arus 9
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	42.478,5523	378,0591	378,0591	42.100,4932
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	2.922,1659	1,7533	1,7533	2.920,4126
H ₂ O	2.521,0843	1,2605	1,2605	2.519,8238
H ₃ PO ₄	487,0277	487,0277	487,0277	-
Gum	866,9092	866,9092	866,9092	-
Sub Total	49.275,7395	1.735,0098	1.735,0098	47.540,7296
Total	49.275,7395	49.275,7395		

5. Evaporator (EV-01)

Tabel 4.7 Neraca massa Evaporator (EV-01)

Komponen	Input		Output	
	Arus 9	Arus 10	Arus 10	Arus 11
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	42.100,4932	-	-	42.100,4932
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	2.920,4126	-	-	2.920,4126
H ₂ O	2.519,8238	2.519,8238	2.519,8238	-
Sub Total	47.540,7296	2.519,8238	2.519,8238	45.020,9058
Total	47.540,7296		47.540,7296	

6. Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 4.8 Neraca massa Reaktor Esterifikasi 01 (R-01)

Komponen	Input			Output
	Arus 11	Arus 13	Arus 12	Arus 14
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	2.920,4126	-	-	58,4083
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	42.100,4932	-	-	42.100,4932
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	-	-	-	3.037,7903

..... Lanjutan tabel 4.8

CH ₃ OH	-	2.458,4680	-	2.056,9183
HCl	-	-	29,2041	29,2041
H ₂ O	-	-	51,9184	277,6823
Sub Total	45.020,9058	2.458,4680	81,1226	
Total	47.560,4965			47.560,4965

7. Mixer (M-01)

Tabel 4.9 Neraca massa mixer 01 (M-01)

Komponen	Input		Output
	Arus 16	Arus 15	Arus 17
NaOH	-	32,0388	32,0388
H ₂ O	59,5006	0,3236	59,8243
Sub Total	59,5006	32,3624	91,8631
Total	91,8631		91,8631

8. Netralizer (N-01)

Tabel 4.10 Neraca massa netralizer 01 (N-01)

Komponen	Input		Output
	Arus 14	Arus 17	Arus 18
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	58,4083	-	58,4083
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	42.100,4932	-	42.100,4932
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	3.037,7903	-	3.037,7903
CH ₃ OH	2.056,9183	-	2.056,9183
HCl	29,2041	-	-
H ₂ O	277,6823	59,8243	351,9371
NaOH	-	32,0388	-
NaCl	-	-	46,8124

Total	47.652,3595	47.652,3595
--------------	--------------------	--------------------

9. *Decanter* (DC-01)

Tabel 4.11 Neraca massa *decanter* (DC-01)

Komponen	Input	Output	
	Arus 18	Arus 19	Arus 22
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	58,4083	0,0016	58,4066
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	42.100,4932	2,8628	42.097,6304
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	3.037,7903	-	3.037,7903
CH ₃ OH	2.056,9183	2.056,9183	-
H ₂ O	351,9371	348,4178	3,5194
NaCl	46,8124	46,8124	-
Sub Total	47.652,3595	2.455,0129	45.197,3467
Total	47.652,3595	47.652,3595	

10. *Evaporator* (EV-02)

Tabel 4.12 Neraca massa *evaporator* (EV-02)

Komponen	Input	Output	
	Arus 19	Arus 21	Arus 20
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0016	-	0,0016
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	2,8628	-	2,8628
NaCl	46,8124	-	46,8124
CH ₃ OH	2.056,9183	2.056,9183	-
H ₂ O	348,4178	174,2089	174,2089
Sub Total	2.455,0129	2.231,1271	223,8857
Total	2.455,0129	2.455,0129	

11. Evaporator (EV-03)

Tabel 4.13 Neraca massa evaporator (EV-03)

Komponen	Input		Output	
	Arus 22	Arus 23	Arus 24	Arus 25
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	-	58,4066	-
$C_{39}H_{74}O_6$	42.097,6304	-	42.097,6304	-
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	-	3.037,7903	-
CH ₃ OH	-	-	-	-
H ₂ O	3,5194	3,5194	-	-
Sub Total	45.197,3467	3,5194	45.193,8273	-
Total	45.197,3467		45.193,8273	

12. Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 4.14 Neraca massa reaktor transesterifikasi (R-02)

Komponen	Input		Output
	Arus 24	Arus 27	Arus 28
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	-	58,4066
$C_{39}H_{74}O_6$	42.097,6304	-	841,9526
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	-	3.037,7903
$C_{13}H_{26}O_2$	-	-	41.515,9755
CH ₃ OH	-	12.665,3510	6.459,3290
NaOH	-	420,9763	420,9763
H ₂ O	-	-	-
$C_3H_8O_3$	-	-	5.945,7243
NaCl	-	-	-
Sub Total	45.193,8273	13.086,3273	58.280,1546
Total	58.280,1546		58.280,1546

13. Netralizer (N-02)

Tabel 4.15 Neraca massa netralizer (N-02)

Komponen	Input		Output
	Arus 28	Arus 29	Arus 30
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	-	58,4066
$C_{39}H_{74}O_6$	841,9526	-	841,9526
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	-	3.037,7903
$C_{13}H_{26}O_2$	41.515,9755	-	41.515,9755
CH ₃ OH	6.459,3290	-	6.459,3290
NaOH	420,9763	-	-
H ₂ O	-	682,1863	871,7978
$C_3H_8O_3$	5.945,7243	-	5.945,7243
HCl	-	383,7298	-
NaCl	-	-	615,0946
Sub Total	58.280,1546	1.065,9161	59.346,0706
Total	59.346,0706		59.346,0706

14. *Washing Tower* (WT-01)**Tabel 4.17** Neraca massa *washing tower* (WT-01)

Komponen	Input		Output
	Arus 30	Arus 31	Arus 32
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	-	58,4066
$C_{39}H_{74}O_6$	841,9526	-	841,9526
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	-	3.037,7903
$C_{13}H_{26}O_2$	41.515,9755	-	41.515,9755
CH ₃ OH	6.459,3290	-	6.459,3290
H ₂ O	871,7978	2.923,7136	3.795,5115
$C_3H_8O_3$	5.945,7243		5.945,7243

NaCl	615,0946	-	615,0946
Total	62.269,7843		62.269,7843

15. *Decanter* (DC-02)

Tabel 4.18 Neraca massa *decanter* (DC-02)

Komponen	Input	Output	
	Arus 32	Arus 33	Arus 36
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	0,0164	58,3903
$C_{39}H_{74}O_6$	841,9526	0,5725	841,3801
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	-	3.037,7903
$C_{13}H_{26}O_2$	41.515,9755	-	41.515,9755
CH ₃ OH	6.459,3290	6.459,3290	-
H ₂ O	3.795,5115	3.778,4317	17,0798
$C_3H_8O_3$	5.945,7243	5.944,7150	1,0093
NaCl	615,0946	615,0946	-
Sub Total	62.269,7843	16.798,1591	45.471,6252
Total	62.269,7843	62.269,7843	

16. *Evaporator* (EV-04)

Tabel 4.19 Neraca massa *evaporator* (EV-04)

Komponen	Input	Output	
	Arus 33	Arus 36	Arus 35
$C_{14}H_{28}O_2$	58,3903	58,3903	-
$C_{39}H_{74}O_6$	841,3801	841,3801	-
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	3.037,7903	-
$C_{13}H_{26}O_2$	41.515,9755	41.515,9755	-
CH ₃ OH	-	-	-
H ₂ O	17,0798	-	17,0798
$C_3H_8O_3$	1,0093	1,0093	-
NaCl	-	-	-

Sub Total	45.471,6252	45.454,5454	17,0798
Total	45.471,6252	45.471,6252	

17. Evaporator (EV-05)

Tabel 4.20 Neraca massa evaporator (EV-05)

Komponen	Input	Output	
	Arus 36	Arus 38	Arus 37
$C_{14}H_{28}O_2$	0,0164	0,0164	-
$C_{39}H_{74}O_6$	0,5725	0,5725	-
CH ₃ OH	6.459,3290	-	6.459,3290
H ₂ O	3.778,4317	2.267,0590	1.511,3727
C ₃ H ₈ O ₃	5.944,7150	5.944,7150	-
NaCl	615,0946	615,0946	-
Sub Total	16.798,1591	8.827,4574	7.970,7017
Total	16.798,1591	16.798,1591	

18. *Mixer* (M-02)

Tabel 4.21 Neraca massa *mixer* (M-02)

Komponen	Input	Output	
	Arus 26	Arus 25	Arus 27
Metanol	12.665,3510	-	12.665,3510
NaOH	-	420,9763	420,9763
Total	13.086,3273		13.086,3273

4.3.3 Neraca Panas Alat

1. Degummeer (DG-01)

Tabel 4.22 Neraca panas degummer (DG-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)		Keluar (kj/jam)
H1	5.197.311,4313	-	-
H2	-	57.343,8432	-

H3	-	-	5.254.655,2745
Total	5.254.655,2745		5.254.655,2745

2. Decanter (DC-01)

Tabel 4.23 Neraca panas decanter (DC-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar(kj/jam)	
H1	2.251.036,9255	-	-
H2	-	75.815,2266	-
H3	-	-	2.017.018,5160
Total	2.251.036,9255	2.092.833,7426	

3. Decanter (DC-02)

Tabel 4.24 Neraca panas decanter (DC-02)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)	
H1	2.248.830,3394	-	-
H2	-	1.475.818,4057	-
H3	-	-	773.011,9336
Total	2.248.830,3394	2.248.830,3394	

4. Mixer (M-01)

Tabel 4.25 Neraca panas mixer (M-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)		Keluar (kj/jam)
H1	35.188,1622	-	-
n.Hs	-	123.029,3504	-
H2	-	-	158.217,5125
Total	158.217,5125		158.217,5125

5. Mixer (M-02)

Tabel 4.26 Neraca panas mixer (M-02)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
-----------------	----------------	-----------------

H1	32.699,6899	-	-
H2	-	1.185.443,2988	-
H3	-	-	1.218.142,9887
Total	1.218.142,9887		1.218.142,9887

6. Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 4.27 Neraca panas Reaktor Esterifikasi (R-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
H1	4.719.509,2142	-
H2	230.106,0959	-
H4	-	4.952.969,9290
ΔHR	731.505,5133	
Q Pendinginan		728.150,8944
Total	5.681.120,8234	5.681.120,8234

7. Washing Tower (WT-01)

Tabel 4.28 Neraca panas Washing Tower (WT-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)		Keluar(kj/jam)
H1	2.065.269,4356	-	-
H2	-	183.560,9038	-
H3	-	-	2.248.830,3394
Total	2.248.830,3394		2.248.830,3394

8. Netralizer (N-01)

Tabel 4.29 Neraca massa netralizer (N-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
H1	4.952.969,9290	-
H2	11.188,9871	-

H3	-	4.963.183,2993
ΔHR	45.739,1619	
Q Pendinginan		46.714,7787
Total	5.009.898,0781	5.009.898,0781

9. Netralizer (N-02)

Tabel 4.30 Neraca panas netralizer (N-02)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
H1	4.847.215,1627	-
H2	59.110,5331	-
H3	-	4.974.347,9476
ΔHR	602.128,9449	-
Q Pendinginan	-	534.106,6932
Total	5.508.454,6407	5.508.454,6407

10. Evaporator (EV-01)

Tabel 4.31 Neraca panas evaporator (EV-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
H1	1.745.469,7716	-
H2	-	328.922,3504
H3	-	14.552.814,9759
H vap	-	5.525.310,1223
m x Hv	28.139.174,7971	-
m x HL	-	9.477.597,1202
Total	29.884.644,5688	29.884.644,5688

11. Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 4.32 Neraca panas reaktor transesterifikasi (R-02)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)

H1	4.714.682,3109	-
H2	1.218.142,9887	-
H3	-	-
H4	-	4.737.336,6093
..... Lanjutan tabel 4.32		
ΔHR	864.492,3093	
Q Pendinginan		2.059.980,9996
Total	6.797.317,6089	6.797.317,6089

12. Evaporator (EV-02)

Tabel 4.33 Neraca panas Evaporator (EV-02)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
H1	105.353,7427	-
H2	-	567.363,4806
H3		44.521,0160
H vap		10.459.463,5311
m x Hv	16.535.259,5238	-
m x HL	-	5.569.265,2387
Total	16.640.613,2665	16.640.613,2665

13. Evaporator (EV-03)

Tabel 4.34 Neraca panas Evaporator (EV-03)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	2.019.604,6492	-
H2		604,7280
H3		18.293.017,5168
H vap		9.384,0574
m x Hv	24.553.201,9499	-

m x HL	-	8.269.800,2969
Total	26.572.806,5991	26.572.806,5991

14. Evaporator (EV-04)

Tabel 4.35 Neraca panas Evaporator (EV-04)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	1.475.818,4057	-
H2		2.665,2032
H3		17.116.129,3881
H vap		41.358,1322
m x Hv	23.649.888,1597	-
m x HL	-	7.965.553,8420
Total	25.125.706,5655	25.125.706,5655

15. Evaporator (EV-05)

Tabel 4.36 Neraca panas Evaporator (EV-05)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	773.011,9336	-
H2		830.359,9570
H3		2.091.241,5792
H vap		9.459.809,0936
m x Hv	17.503.919,8551	-
m x HL	-	5.895.521,1589
Total	18.276.931,7888	18.276.931,7888

16. Heater (HE-01)

Tabel 4.37 Neraca panas heater (HE-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
------------------------	----------------------	-----------------------

H1	742.089,2872	-
H2	-	5.197.311,4313
m x Hv	6.717.881,8877	-
m x HL	-	2.262.659,7436
Total	7.459.971,1749	7.459.971,1749

17. Heater (HE-01)

Tabel 4.38 Neraca panas heater (HE-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	8.109,2697	-
H2	-	57.343,8432
m x Hv	74.239,1824	-
m x Hl	-	25.004,6089
Total	82.348,4521	82.348,4521

18. Heater (HE-03)

Tabel 4.39 Neraca panas Heater (HE-03)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	32.333,9305	-
H2	-	230.106,0959
m x Hv	298.214,0967	-
m x HL	-	100.441,9314
Total	330.548,0273	330.548,0273

19. Heater (HE-04)

Tabel 4.40 Neraca panas heater (HE-04)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	1.486,9683	-

H2	-	10.632,9287
m x Hv	13.790,8907	-
m x HL	-	4.644,9303
Total	15.277,8590	15.277,8590

20. Heater (HE-05)

Tabel 4.41 Neraca panas heater (HE-05)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	166.575,5144	-
H2	-	1.185.443,2988
m x Hv	1.536.316,9812	-
m x HL	-	517.449,1968
Total	1.702.892,4956	1.702.892,4956

21. Heater (HE-06)

Tabel 4.42 Neraca panas heater (HE-06)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	19.539,4590	-
H2	-	139.721,6574
m x Hv	181.218,7559	-
m x Hl	-	61.036,5575
Total	200.758,2149	200.758,2149

22. Condensor (CD-01)

Tabel 4.43 Neraca panas condensor (CD-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
------------------------	----------------------	-----------------------

H1	156.642,9897	-
Δ HR Laten	2.703.709,7110	-
H3	-	263.773,5515
Q Pendinginan	-	2.596.579,1491
Total	2.860.352,7006	2.860.352,7006

23. Condensor (CD-01)

Tabel 4.44 Neraca panas condensor (CD-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	861.844,9162	-
Δ HR Laten	9.992.394,7036	-
H3	-	1.128.660,3434
Q Pendinginan	-	9.725.579,2763
Total	10.854.239,6197	10.854.239,6197

24. Cooler (CL-01)

Tabel 4.45 Neraca panas cooler (CL-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	5.254.655,2745	-
H2	-	4.788.536,3304
Q Pendinginan	-	466.118,9441
Total	5.254.655,2745	5.254.655,2745

25. Cooler (CL-02)

Tabel 4.46 Neraca panas cooler (CL-02)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	14.552.814,9759	-
H2	-	4.588.334,8442

Q Pendinginan		9.964.480,1317
Total	14.552.814,9759	14.552.814,9759

26. Cooler (CL-03)

Tabel 4.47 Neraca panas cooler (CL-03)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	3.493.736,7274	-
H2	-	488.043,7516
Q Pendinginan		3.005.692,9759
Total	3.493.736,7274	3.493.736,7274

27. Cooler (CL-04)

Tabel 4.48 Neraca panas cooler (CL-04)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	285.078,2333	-
H2	-	60.454,4361
Q Pendinginan		224.623,7972
Total	285.078,2333	285.078,2333

28. Cooler (CL-05)

Tabel 4.49 Neraca panas cooler (CL-05)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	18.293.017,5168	-
H2	-	4.714.682,3109
Q Pendinginan		13.578.335,2060

Total	18.293.017,5168	18.293.017,5168
--------------	------------------------	------------------------

29. Cooler (CL-06)

Tabel 4.50 Neraca panas cooler (CL-06)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	4.978.567,0414	-
H2	-	2.114.357,6843
..... Lanjutan tabel 4.50		
Q Pendinginan		2.864.209,3571
Total	4.978.567,0414	4.978.567,0414

30. Cooler (CL-07)

Tabel 4.51 Neraca panas kondensor (CL-07)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	18.207.793,3838	-
H2	-	980.503,6177
Q Pendinginan		17.227.289,7661
Total	18.207.793,3838	18.207.793,3838

31. Cooler (CL-08)

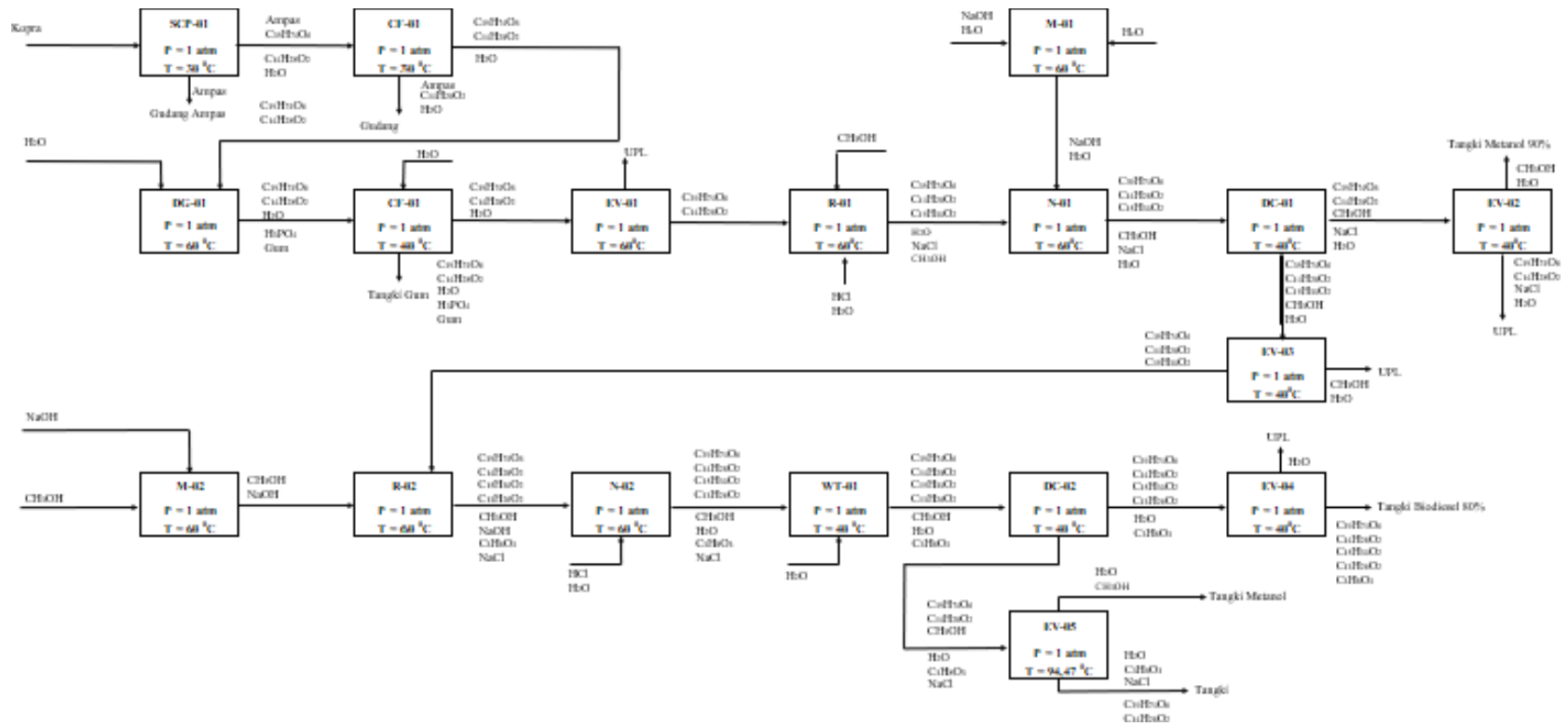
Tabel 4.52 Neraca panas cooler (CL-08)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	1.614.149,7760	-
H2	-	226.263,1717
Q Pendinginan		1.387.886,6042
Total	1.614.149,7760	1.614.149,7760

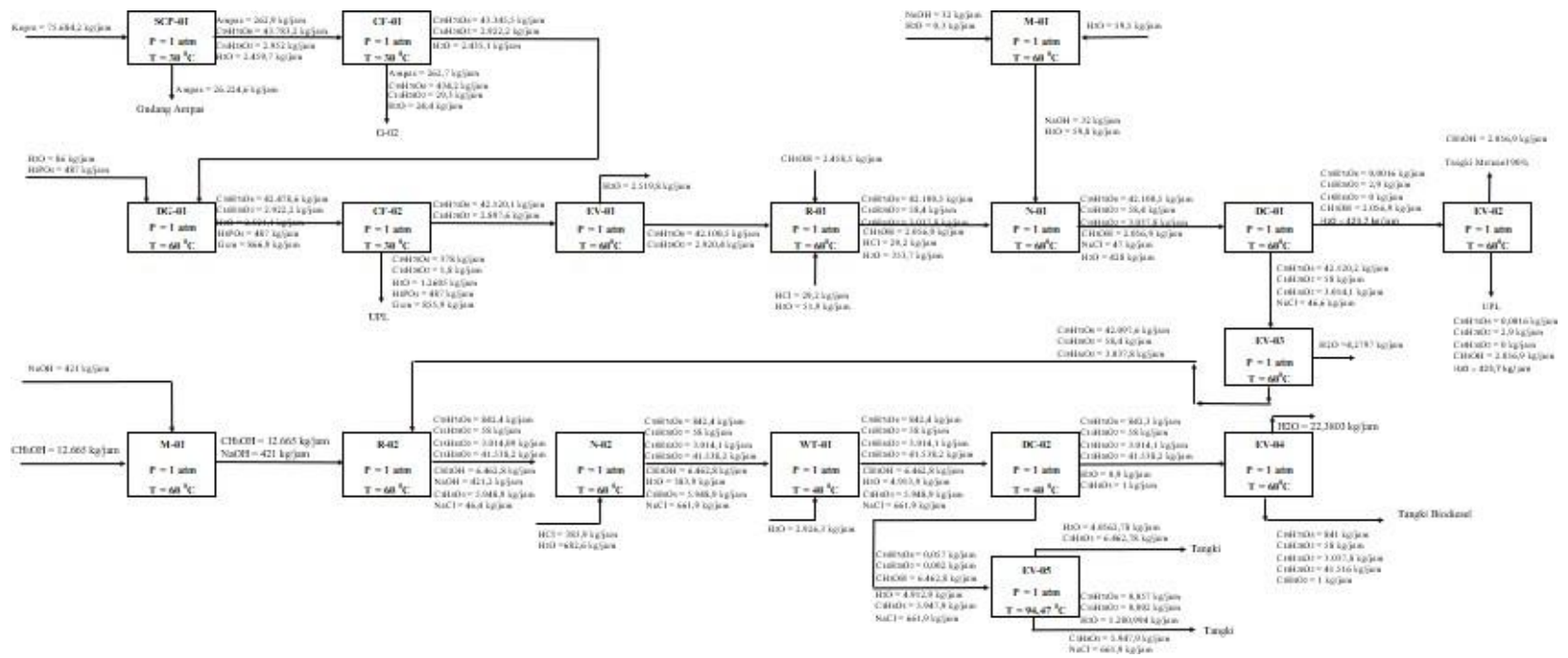
32. Cooler (CL-09)

Tabel 4.53 Neraca panas *cooler* (CL-09)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	2.247.032,0819	-
H2	-	321.077,3007
Q Pendinginan		1.925.954,7811
Total	2.247.032,0819	2.247.032,0819



Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif

4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi 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.

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Unit utilitas ini meliputi :

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

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

1. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik biodiesel ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai Sungai Wain yang tidak jauh dari lokasi pabrik. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- 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.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

o Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak terdekomposisi.
- 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:

- Syarat Fisika, meliputi :
 - a. Suhu : Dibawah suhu udara
 - b. Warna : Jernih
 - c. Rasa : Tidak berasa
 - d. Bau : Tidak berbau
- Syarat Kimia, meliputi :
 - a. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - b. Tidak beracun
 - c. Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm.
- Syarat Bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.
- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

 - Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

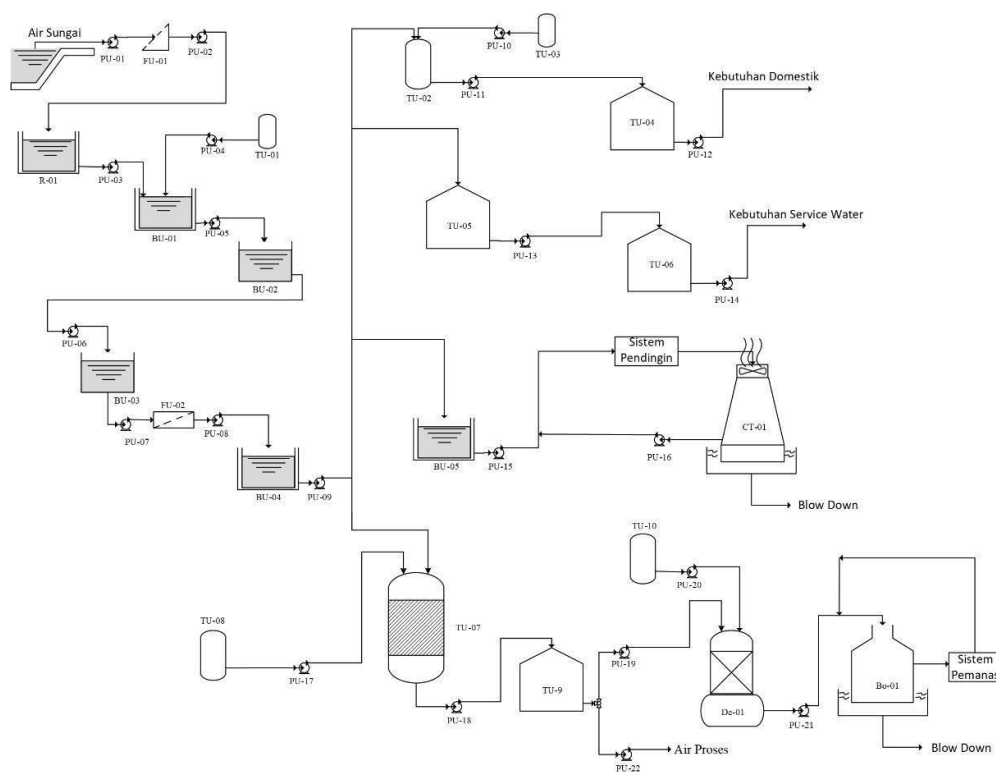
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

2. Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Dan pada pabrik biodiesel ini sumber air didapatkan dari sungai terdekat di sekitar daerah pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :



Gambar 4.7 Unit Utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N₂H₄
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler

a. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk proses penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan ditampung di dalam *reservoir*.

b. Penyaringan (*Screening*)

Sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka pada proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap *screening* partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ke tahap pengolahan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya, sehingga pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas agar meminimalisir alat *screen* menjadi kotor.

c. Penampungan (*Reservoir*)

Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

d. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan pada proses Flokulasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

e. Bak Pengendap 1 dan Bak Pengendap 2

Tujuan dari adanya bak pengendap 1 dan 2 ini adalah mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi). Endapan serta flok yang berasal dari proses koagulasi akan diendapkan pada bak pengendap 1 dan bak pengendap 2.

f. Penyaringan (Sand Filter)

Pada tahap ini terjadi proses filtrasi dimana air yang keluar dari bak pengendap 2 masih terdapat kandungan padatan tersuspensi, sehingga harus di proses ke alat filter untuk difiltrasi.

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

g. Bak Penampung Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi sudah bias disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Dalam hal ini air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai air layanan umum (*service water*) serta untuk air pendingin. Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk *domestic water* dan *boiler feed water*, namun air harus di desinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ dimana tujuan penghilangan mineral-mineral tersebut untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi.

h. Demineralisasi

Pada proses demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk *boiler feed water* dan air ini harus murni serta bebas dari kadar mineral-mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi ini dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*).

Demineralisasi diperlukan karena air umpan boiler memerlukan syarat-syarat :

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*. Jika steam digunakan sebagai pemanas yang biasanya

berupa garam-garam karbonat dan silica, hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.

- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.
- Bebas dari zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi. Pengolahan air di unit demineralisasi, yaitu :

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antaresin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

- Anion (*Anion Exchanger*)

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RCl. Sehingga anion-anion seperti NO₃⁻, Cl⁻, dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut:



Ion NO₃⁻ dapat menggantikan ion Cl⁻ yang ada dalam resin karena selektivitas NO₃⁻ lebih besar dari selektivitas OH⁻. Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan regenerasi yang digunakan adalah NaCl.

Reaksi Regenerasi :

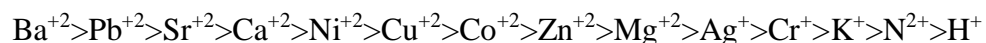


- Kation (*Cation Exchanger*)

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin padat yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini kita menggunakan ion Na^+ sehingga air akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion Na^+ . Reaksi penukar kation :



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion Na^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas Na^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl .

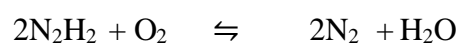
Reaksi Regenerasi :



- Deaerator

Unit Deaerator ini bertujuan untuk menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam *feed water*. Air yang sudah mengalami demineralisasi biasanya masih ada kandungan gas-gas terlarut terutama CO_2 dan O_2 . Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Dalam unit deaerator diinjeksikan zat-zat kimia sebagai berikut :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Berdasarkan reaksi tersebut maka hidrazin berfungsi untuk menghilangkan

sisa-sisa gas yang terlarut terutama O₂ sehingga tidak terjadinya korosi. Unit Deaerator memiliki fungsi untuk memanaskan air yang keluar dari proses pertukaran ion yang terjadi di alat penukar ion (*ion exchanger*) dan sisa kondensat yang belum dikirim sebagai umpan ketel, pada unit deaerator air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air yaitu O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Hal ini disebabkan gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang dapat menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan pada akhirnya akan menutupi permukaan pipa-pipa, hal itulah penyebab terjadinya korosi pada pipa-pipa ketel. Dalam hal ini perlu adanya pemanasan yaitu pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas yang ada di dalam deaerator.

3. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Tabel 4.54 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam* / pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	2.398,1301
Heater 02	HE-02	26,5017
Heater 03	HE-03	106,4556
Heater 04	HE-04	4,9230
Heater 05	HE-05	548,4300
Heater 06	HE-06	64,6909
Heater Evap 01	HE Evap-01	10.045,0415
Heater Evap 02	HE Evap-02	5.902,7093
Heater Evap 03	HE Evap-03	8.764,9313
Heater Evap 04	HE Evap-04	8.446,7702
Heater Evap 05	HE Evap-05	6.609,6773
Total		42.918,2610

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

$$P = 14,69 \text{ psia} = 1 \text{ atm}$$

$$T = 220 \text{ }^{\circ}\text{C} = 493 \text{ K}$$

Faktor keamanan = 20 %

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 42.918,2610 \text{ kg/jam} \\ &= 51.501,9132 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 51.501,9132 \text{ kg/jam} \\ &= 7.725,2870 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam Trap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 51.501,9132 \text{ kg/jam} \\ &= 2.575,0957 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Steam Trap} \\ &= 7.725,29 \text{ kg/jam} + 2.575,1 \text{ kg/jam} \\ &= 10.300,3826 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air Pendingin

Tabel 4.55 Kebutuhan Air Proses Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler 01	CO-01	7.389,037
Cooler 02	CO-02	157.959,500
Cooler 03	CO-03	47.647,017
Cooler 04	CO-04	3.560,794
Cooler 05	CO-05	215.247,259
Cooler 06	CO-06	45.404,183
Cooler 07	CO-07	273.091,424
Cooler 08	CO-08	22.001,135
Cooler 09	CO-09	30.530,730

..... Lanjutan tabel 4.55

Reaktor 01	R-01	11.542,835
Netralizer 01	N-01	740,535
Reaktor 02	R-02	32.655,348
Netralizer 02	N-02	8.466,797
Condensor 01	CD-01	41.161,640
Condensor 02	CD-02	154.172,3818
Total		1.051.570,616

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 20\% \times 1.051.570,616 \text{ kg/jam} \\ &= 1.261.884,7386 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Jumlah air yang menguap (W_e)

$$\begin{aligned} &= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) && (\text{Perry, Pers. 12-14c}) \\ &= 0,00085 \times 1.261.884,7386 \times 15 \\ &= 16.089,0304 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Drift Loss* (W_d)

$$\begin{aligned} &= 0,0002 \times W_c && (\text{Perry, Pers. 12-14c}) \\ &= 0,0002 \times 1.261.884,7386 \\ &= 252,3769 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Blowdown* (W_b) (cycle yang dipilih 4 kali)

$$\begin{aligned} &= \frac{W_e - (W_e - 1)W_d}{W_e - 1} && (\text{Perry, Pers. 12-14c}) \\ &= 15.836,6535 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah *Make Up* air adalah :

- $W_e = 16.089,0304 \text{ kg/jam}$
- $W_d = 252,3769 \text{ kg/jam}$
- $W_b = 15.836,6535 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan *Make Up Water* (W_m)

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 16.089,0304 \text{ kg/jam} + 252,3769 \text{ kg/jam} + 15.836,6535 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 32.178,0608 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk tempat tinggal area mess dan kebutuhan air karyawan.

- Kebutuhan Air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari

$$\begin{aligned} \text{Diambil kebutuhan air tiap orang} &= 100 \text{ liter/hari} \\ &= 4,2626 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 190 \text{ orang}$$

$$\text{Kebutuhan air untuk semua karyawan} = 809,8921 \text{ kg/jam}$$

- Kebutuhan Air area mess

$$\text{Jumlah mess} = 40 \text{ rumah}$$

$$\text{Penghuni mess} = 3 \text{ orang}$$

$$\text{Kebutuhan air untuk mess} = 1000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total kebutuhan air domestik} = (810+1000) \text{ kg/jam}$$

$$= 1.809,8921 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan air *service water* diperkirakan sekitar 700 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel dan lain-lain.

e. Kebutuhan Air Proses

Kebutuhan air proses atau disebut juga *demin water* adalah air yang digunakan untuk menjalankan proses pada suatu pabrik, adapun kebutuhan air proses atau *demin water* total adalah sebesar 3.765,0827 kg/jam dimana hal tersebut dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 4.56 Kebutuhan Air Proses (Demin Water)

Alat	Fungsi	air proses (kg/jam)
Mixer 01	Air Proses menuju M-01	59,5006
Washing tower 01	Air Proses menuju WT-01	2.923,7157
Total		2.983,7157

sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 508.825,2799 kg/jam dapat dilihat dari tabel dibawah ini.

Tabel 4.57 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	1.809,8921
2	<i>Service Water</i>	700,0000
3	<i>Cooling Water</i>	1.261.884,7386
4	<i>Steam Water</i>	51.501,9132
5	<i>Demin Water</i>	2.983,7157
Total		1.318.441,1846

4. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

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

Kapasitas : 160.882.988,65 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengamanan pengamanan yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment*

plant yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 220°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

5. Unit pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Pabrik biodiesel kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu :

Kapasitas = 2.500 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan Listrik untuk alat proses.

Tabel 4.58 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Belt Conveyor (SCP 1)	BC-01	1,5000	1118,5500
Belt Conveyor (SCP 2)	BC-02	1,5000	1118,5500
Belt Conveyor (SCP 3)	BC-03	1,5000	1118,5500
Bucket Elevator (SCP Out)	BE-01	5,0000	3728,5000
Screw Conveyor-01	SC-01	1,0000	745,7000

..... Lanjutan tabel 4.58

Screw Press-01	SCP-01	30,0000	22371,0000
Degummer-01	DG-01	5,0000	3728,5000
Reaktor-01	R-01	40,0000	29828,0000
Netralizer-01	N-01	15,0000	11185,5000
Reaktor-02	R-02	70,0000	52199,0000
Netralizer-02	N-02	15,0000	11185,5000
Mixer-01	M-01	0,0500	37,2850
Mixer-02	M-02	0,1667	124,2833
Centrifuges-01	CF-01	40,0000	29828,0000
Centrifuges-02	CF-02	60,0000	44742,0000
Pompa-01	P-01	20,0000	14914,0000
Pompa-02	P-02	30,0000	22371,0000
Pompa-03	P-03	40,0000	29828,0000
Pompa-04	P-04	25,0000	18642,5000
Pompa-05	P-05	30,0000	22371,0000
Pompa-06	P-06	30,0000	22371,0000
Pompa-07	P-07	15,0000	11185,5000
Pompa-08	P-08	75,0000	55927,5000
Pompa-09	P-09	20,0000	14914,0000
Pompa-10	P-10	5,0000	3728,5000
Pompa-11	P-11	30,0000	22371,0000
Pompa-12	P-12	40,0000	29828,0000
Pompa-13	P-13	60,0000	44742,0000
Pompa-14	P-14	40,0000	29828,0000
Pompa-15	P-15	60,0000	44742,0000
Pompa-16	P-16	25,0000	18642,5000
Pompa-17	P-17	15,0000	11185,5000
Pompa-18	P-18	60,0000	44742,0000
Pompa-19	P-19	30,0000	22371,0000
Pompa-20	P-20	40,0000	29828,0000

..... Lanjutan tabel 4.58

Pompa-21	P-21	40,0000	29828,0000
Pompa-22	P-22	30,0000	22371,0000
Pompa-23	P-23	60,0000	44742,0000
Pompa-24	P-24	30,0000	22371,0000
Pompa-25	P-25	60,0000	44742,0000
Pompa-26	P-26	25,0000	18642,5000
Total		1.051,7167	784.265,1183

Power yang dibutuhkan = 784.265,1183 Watt

= 784,265 kW

b) Kebutuhan Listrik untuk utilitas

Tabel 4.59 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	60,0000	44742,0000
Kompresor Udara	CP-01	7,5000	5592,7500
Pompa-01	PU-01	100,0000	74570,0000
Pompa-02	PU-02	100,0000	74570,0000
Pompa-03	PU-03	100,0000	74570,0000
Pompa-04	PU-04	7,5000	5592,7500
Pompa-05	PU-05	100,0000	74570,0000
Pompa-06	PU-06	100,0000	74570,0000
Pompa-07	PU-07	60,0000	44742,0000
Pompa-08	PU-08	60,0000	44742,0000
Pompa-09	PU-09	40,0000	29828,0000
Pompa-10	PU-10	0,0500	37,2850
Pompa-11	PU-11	0,7500	559,2750
Pompa-12	PU-12	0,7500	559,2750

..... Lanjutan tabel 4.59

Pompa-13	PU-13	0,5000	372,8500
Pompa-14	PU-14	0,3333	248,5667
Pompa-15	PU-15	25,0000	18642,5000
Pompa-16	PU-16	25,0000	18642,5000
Pompa-17	PU-17	0,3333	248,5667
Pompa-18	PU-18	7,5000	5592,7500
Pompa-19	PU-19	5,0000	3728,5000
Pompa-20	PU-20	0,1250	93,2125
Pompa-21	PU-21	7,5000	5592,7500
Pompa-22	PU-22	1,0000	745,7000
Total		810,8417	604.644,6308

Power yang dibutuhkan = 604.644,6308 Watt

= 604,6446 kW

c) Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

- Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 20 kW

- Listrik yang digunakan untuk penerangan sekitar 150 kW

d) Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan laboratorium

- Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 100 kW

e) Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi

- Listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik Biodiesel

Tabel 4.60 Rincian Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	784,265
	b. Utilitas	604,6446

..... Lanjutan tabel 4.60

2	a. Listrik Ac	20
	b. Listrik Penerangan	150
3	Laboratorium dan Bengkel	100
4	Instrumentasi	30
Total		1.684,3113

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 1.684,3113 kW. Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 2105,3891 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

6. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 84,1104 m³/jam.

7. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 196,6509 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada boiler sebanyak 836,6329 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina.

8. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik biodiesel dikalsifikasikan adalah cairan dan padatan Limbah cair berasal dari :

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain- lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik biodiesel ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

4.5 Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Biodiesel ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan 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 ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Dan bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa factor yang mendukung antara lain :

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, dikarenakan jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.
2. Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan

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

4.5.2 Struktur Organisasi

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

- a. Pemegang saham
- b. Direktur Utama
- c. Direktur
- d. Staff Ahli
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

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

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan ujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggungjawab.

5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

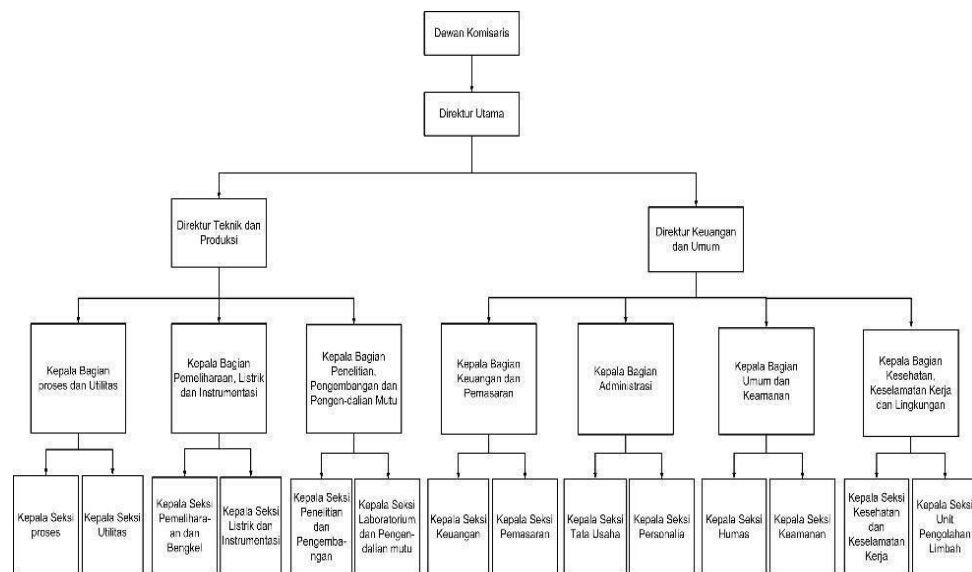
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh

masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

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

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Biodiesel kapasitas 360.000 ton/tahun.



Gambar 4.8 struktur organisasi pabrik

Berdasarkan gambar struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah.

A. 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 bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan 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 :

1. Direktur Teknik dan Produksi

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

2. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab

terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

3. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur 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 staf ahli meliputi:

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4. 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:

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.
- Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
- Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
- Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- Kepala Bagian Administrasi
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan

tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

- Kepala Bagian Umum dan Keamanan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
- Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

5. 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.

1. Kepala Seksi Proses
Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.
2. Kepala Seksi Utilitas
Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel
Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.
4. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap perumusan kebijakan teknis penelitian dan pengembangan.
5. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu
Tugas: Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.
6. Kepala Seksi Keuangan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

7. Kepala Seksi Pemasaran
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
8. Kepala Seksi Personalia
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
9. Kepala Seksi Humas
Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.
10. Kepala Seksi Keamanan
Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
11. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja
Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
12. Kepala Seksi Tata Usaha
Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang umum dan kepegawaian, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan dan asset, serta keuangan di perusahaan.
13. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah
Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang pengolahan limbah di perusahaan.
14. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi
Tugas: Mengurus kebijakan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.5.3 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi

menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

1) Karyawan Tetap

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 yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3) Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik biodiesel akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

Shift I	: Pukul 07.00 – 15.00
Shift II	: Pukul 15.00 – 23.00
Shift III	: Pukul 23.00 – 07.00

Pengaturan jam kerja mengikuti sesuai peraturan yang berlaku di Indonesia dalam pasal 85 Undang-Undang No. 13 Tahun 2003 yaitu Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam dalam 1 hari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur.

Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel 4.61 Jadwal Kegiatan Karyawan Shift

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
REGU	HARI														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan : 1,2,3, dst : Hari ke-
 A, B, C, dst : Kelompok kerja *shift*
 ■ : Libur



4.5.5 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

a) Jumlah Pekerja

Tabel 4.62 Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
5	Ka. Bag. Litbang dan Pengendalian Mutu	1
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
7	Ka. Bag. Administrasi	1

..... Lanjutan tabel 4.62

8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
9	Ka. Bag. K3	1
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
11	Ka. Sek. UPL	1
12	Ka. Sek. Proses	1
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
14	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
15	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
16	Ka. Sek. Laboratorium	1
17	Ka. Sek. Keuangan	1
18	Ka. Sek. Pemasaran	1
19	Ka. Sek. Personalia	1
20	Ka. Sek. Humas	1
21	Ka. Sek. Keamanan	1
22	Ka. Sek. K3	1
23	Ka. Sek. Tata Usaha	1
24	Ka. Sek. Utilitas	1
25	Karyawan Personalia	4
26	Karyawan Humas	4
27	Karyawan Litbang	4
28	Karyawan Pengadaan	4
29	Karyawan Pemasaran	4
30	Karyawan Administrasi	4
31	Karyawan Kas/Anggaran	4
32	Karyawan Proses	43
33	Karyawan Pengendalian	6
34	Karyawan Laboratorium	6
35	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	6
36	Karyawan Utilitas	22

..... Lanjutan tabel 4.62

37	Karyawan K3	6
38	Karyawan Keamanan	8
39	Karyawan UPL	6
40	Sekretaris	5
41	Dokter	3
42	Perawat	5
43	Supir	10
44	Cleaning Service	12
Total		190

b) Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4.63 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Satpam	SLTA

c) Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

Tabel 4.64 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp36.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp29.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp29.000.000
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp21.000.000
5	Ka. Bag. Litbang dan Pengendalian Mutu	1	Rp21.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp21.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp21.000.000
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp21.000.000
9	Ka. Bag. K3	1	Rp21.000.000
10	Ka. Bag. Pem. Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp21.000.000
11	Ka. Sek. UPL	1	Rp13.000.000
12	Ka. Sek. Proses	1	Rp13.000.000
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp13.000.000
14	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp13.000.000
15	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp13.000.000
16	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp13.000.000
17	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp13.000.000
18	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp13.000.000

..... Lanjutan tabel 4.64

19	Ka. Sek. Personalia	1	Rp13.000.000
20	Ka. Sek. Humas	1	Rp13.000.000
21	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp13.000.000
22	Ka. Sek. K3	1	Rp13.000.000
23	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp13.000.000
24	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp13.000.000
25	Karyawan Personalia	4	Rp9.000.000
26	Karyawan Humas	4	Rp9.000.000
27	Karyawan Litbang	4	Rp9.000.000
28	Karyawan Pengadaan	4	Rp9.000.000
29	Karyawan Pemasaran	4	Rp9.000.000
30	Karyawan Administrasi	4	Rp9.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp9.000.000
32	Karyawan Proses	43	Rp9.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp9.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp9.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	6	Rp9.000.000
36	Karyawan Utilitas	22	Rp9.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp8.000.000
38	Karyawan Keamanan	8	Rp5.000.000
39	Karyawan UPL	6	Rp8.000.000
40	Sekretaris	5	Rp8.000.000
41	Dokter	3	Rp11.000.000
42	Perawat	5	Rp6.500.000
43	Supir	10	Rp4.500.000
44	Cleaning Service	12	Rp4.500.000
Total		190	Rp586.500.000

4.5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain

berupa:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)

BPJSTK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety*

helmet, safety shoes dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti *masker, ear plug*, sarung tangan tahan api.

- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.6 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu 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 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 Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) Meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*) Meliputi :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)

- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.6.1 Harga Alat

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

Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.65 Indeks Harga Alat

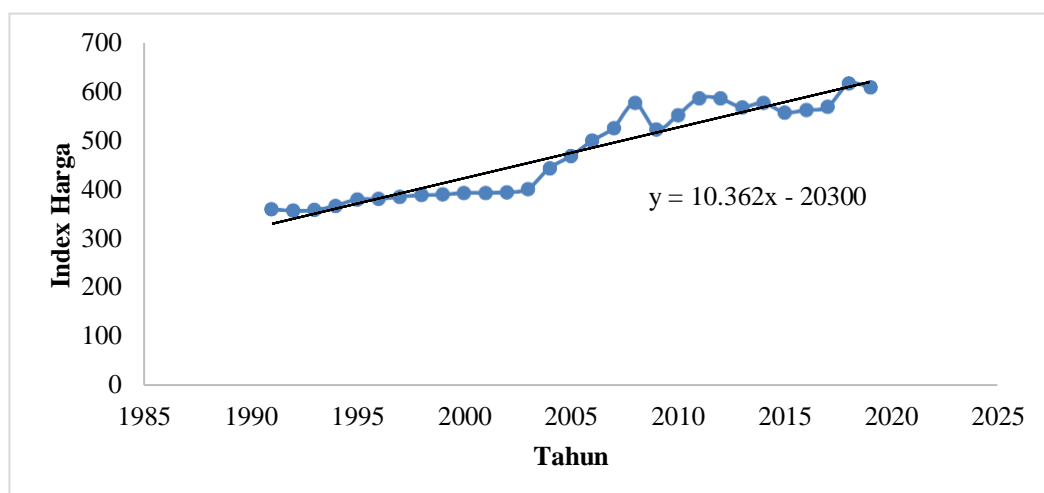
No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2

..... Lanjutan tabel 4.65

16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8
26	2016	561,7
27	2017	567,5
28	2018	614,6
29	2019	607,5

(www.chemengonline.com/pci)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 10,362x - 20300$. Pabrik Biodiesel dengan Kapasitas 360.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2024, berikut adalah grafik hasil *plotting* data :



Gambar 4.9 Grafik inex harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh

adalah $y = 10,362x - 20300$. Pabrik Biodiesel dengan kapasitas 360.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2024, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 672,688.

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

$$E_x = E_y * (N_x/N_y)$$

Dimana :

E_x : Harga pembelian pada tahun x

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

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y (1955, 1990 dan 2014)

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut :

Tabel 4.66 Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Total
1	Gudang 01 Kopra	1	\$898.563,34
2	Gudang 02 Ampas	1	\$228.182,64
3	Bucket Elevator	1	\$18.098,71
4	Screw Conveyor	1	\$45.071,61
5	Screw Conveyor	1	\$45.072,78
6	Belt Conveyor	3	\$68.308,02
7	Tangki 01 H3PO4	1	\$105.322,79
8	Tangki 02 HCL	1	\$123.304,73
9	Tangki 03 CH3OH	1	\$74.963,67
10	Tangki 04 CH3OH 90%	1	\$61.885,89
11	Tangki 05 Biodiesel	1	\$82.670,21

..... Lanjutan tabel 4.66

12	Tangki 06 CH ₃ OH 80%	1	\$68.658,31
13	Tangki 07 Gliserol	1	\$67.023,59
14	Silo 01 NaOH	1	\$7.473,01
15	Silo 02 NaOH	1	\$17.234,64
16	Centrifuge 01	1	\$88.508,51
17	Centrifuge 02	1	\$114.897,59
18	Degummer 01	1	\$298.920,55
19	Decanter 01	1	\$73.550,80
20	Decanter 02	1	\$89.002,43
21	Mixer 01	1	\$50.442,84
22	Mixer 02	1	\$588.850,13
23	Reaktor 01	1	\$532.335,46
24	Reaktor 02	1	\$1.060.350,59
25	Netralizer 01	1	\$303.124,12
26	Netralizer 02	1	\$336.285,62
27	Evaporator 01	1	\$534.670,78
28	Evaporator 02	1	\$279.770,95
29	Evaporator 03	1	\$293.082,26
30	Evaporator 04	1	\$524.512,15
31	Evaporator 05	1	\$313.399,51
32	Condensor 01	1	\$10.041,86
33	Condensor 02	1	\$235.750,23
34	Washing Tower 02	1	\$181.775,22
35	Heater 01	1	\$55.580,54
36	Heater 02	1	\$1.167,66
37	Heater 03	1	\$2.101,79
38	Heater 04	1	\$817,36

..... Lanjutan tabel 4.66

39	Heater 05	1	\$3.736,51
40	Heater 06	1	\$2.452,08
41	Cooler 01	1	\$318.186,91
42	Cooler 02	1	\$270.079,39
43	Cooler 03	1	\$270.079,39
44	Cooler 04	1	\$40.751,28
45	Cooler 05	1	\$270.079,39
46	Cooler 06	1	\$259.336,93
47	Cooler 07	1	\$332.082,05
48	Cooler 08	1	\$76.481,62
49	Cooler 09	1	\$223.606,58
50	Pompa 01	2	\$51.610,50
51	Pompa 02	2	\$51.610,50
52	Pompa 03	2	\$11.209,52
53	Pompa 04	2	\$51.610,50
54	Pompa 05	2	\$51.610,50
55	Pompa 06	2	\$51.610,50
56	Pompa 07	2	\$6.772,42
57	Pompa 08	2	\$18.682,53
58	Pompa 09	2	\$51.610,50
59	Pompa 10	2	\$11.209,52
60	Pompa 11	2	\$51.610,50
61	Pompa 12	2	\$18.682,53
62	Pompa 13	2	\$18.682,53
63	Pompa 14	2	\$51.610,50
64	Pompa 15	2	\$51.610,50
65	Pompa 16	2	\$38.299,20

..... Lanjutan tabel 4.66

66	Pompa 17	2	\$23.119,64
67	Pompa 18	2	\$51.610,50
68	Pompa 19	2	\$16.347,22
69	Pompa 20	2	\$51.610,50
70	Pompa 21	2	\$51.610,50
71	Pompa 22	2	\$51.610,50
72	Pompa 23	2	\$51.610,50
73	Pompa 24	2	\$38.299,20
74	Pompa 25	2	\$27.089,67
75	Pompa 26	2	\$31.059,71
76	Screw Press	3	\$233.298,15
Total			\$11.162.943,84

Tabel 4.67 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Total
1	Screening	1	\$ 24.404
2	Reservoir	1	\$ 4.627
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	1	\$ 4.627
4	Bak Pengendap I	1	\$ 4.627
5	Bak Pengendap II	1	\$ 4.627
6	Sand Filter	1	\$ 18.555
7	Bak Air Penampung Sementara	1	\$ 4.177
8	Bak Air Pendingin	1	\$ 19.252
9	<i>Cooling Tower</i>	1	\$ 19.252
10	<i>Blower Cooling Tower</i>	2	\$ 53.857
11	Daerator	1	\$ 3.386

..... Lanjutan tabel 4.67

12	Boiler	1	\$	131.595
13	Tangki Alum	1	\$	6.072
14	Tangki Klorinasi	1	\$	1.635
15	Tangki Kaporit	1	\$	1.635
16	Tangki Air Bersih	1	\$	18.099
17	Tangki Service water	1	\$	9.926
18	Tangki Air Bertekanan	1	\$	9.926
19	Mixed Bed	2	\$	1.616.983
20	Tangki NaCl	1	\$	122.487
21	Tangki Air Denim	1	\$	160.226
22	Tangki Hydrazine	1	\$	53.210
23	Pompa Utilitas-01	2	\$	143.155
24	Pompa Utilitas-02	2	\$	143.155
25	Pompa Utilitas-03	2	\$	143.155
26	Pompa Utilitas-04	2	\$	4.904
27	Pompa Utilitas-05	2	\$	143.155
28	Pompa Utilitas-06	2	\$	143.155
29	Pompa Utilitas-07	2	\$	143.155
30	Pompa Utilitas-08	2	\$	143.155
31	Pompa Utilitas-09	2	\$	143.155
32	Pompa Utilitas-10	2	\$	3.036
33	Pompa Utilitas-11	2	\$	16.347
34	Pompa Utilitas-12	2	\$	16.347
35	Pompa Utilitas-13	2	\$	13.778
36	Pompa Utilitas-14	2	\$	13.778
37	Pompa Utilitas-15	2	\$	143.155
38	Pompa Utilitas-16	2	\$	143.155

..... Lanjutan tabel 4.67

39	Pompa Utilitas-17	2	\$	13.778
40	Pompa Utilitas-18	2	\$	51.611
41	Pompa Utilitas-19	2	\$	51.611
42	Pompa Utilitas-20	2	\$	4.904
43	Pompa Utilitas-21	2	\$	51.611
44	Pompa Utilitas-22	1	\$	11.560
45	Tangki Bahan Bakar	1	\$	117.933
46	Kompresor	2	\$	24.988
				\$4.120.923

4.6.2 Analisa Kelayakan

Pabrik biodiesel dari *coconut oil* dan metanol dengan kapasitas 360.000 ton/tahun dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah, hal ini dapat dilihat dari kondisi operasi dan bahan baku yang digunakan. Dimana kondisi operasi berjalan pada suhu 60° C dan tekanan 1 atm serta bahan baku utama yang digunakan merupakan senyawa organik yang tidak membahayakan bagi pekerja walaupun terdapat beberapa bahan baku pendukung yang sifatnya beracun dan mudah terbakar. Akan tetapi, apabila dilaksanakan sesuai dengan standar operasional pengoperasian maka tidak akan terjadi kendala.

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

1. Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 360.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2024
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.504

- Upah pekerja asing : \$ 20/manhour
- Upah pekerja Indonesia : Rp. 15.000/manhour
- 1 manhour asing : 2 manhour Indonesia
- % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

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

1. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

2. *Working Capital Investment*

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 and Newton, 1955 *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*

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan

dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

d. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{Return on Investment}}{\text{Investment}} \times 100\%$$

e. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaa yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{Annual Profit} - \text{Annual Depreciation}} \times 100\%$$

f. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost} + \text{Variable Cost}}{\text{Sales Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

Keterangan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

g. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) merupakan:

1. 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*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

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

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

1. 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.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR.

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

Keterangan :

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

o Hasil Perhitungan

Tabel 4.68 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 221.685.615.941	\$ 15.283.867
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 55.421.403.985	\$ 3.820.967
3	Instalasi cost	Rp 34.901.831.050	\$ 2.406.268
4	Pemipaan	Rp 120.785.554.685	\$ 8.327.425
5	Instrumentasi	Rp 55.176.375.319	\$ 3.804.074
6	Insulasi	Rp 8.293.758.056	\$ 571.804
7	Listrik	Rp 33.252.842.391	\$ 2.292.580
8	Bangunan	Rp 92.187.500.000	\$ 6.355.764
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 1.197.144.000.000	\$ 82.535.756
Physical Plant Cost (PPC)		Rp 1.818.848.881.426	\$ 125.398.505

Tabel 4.69 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 363.769.776.285	\$ 25.079.701
Total (DPC + PPC)		Rp 2.182.618.657.712	\$ 150.478.206

Tabel 4.70 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 2.182.618.657.712	\$ 150.478.206
2	Kontraktor	Rp 87.304.746.308	\$ 6.019.128
3	Biaya tak terduga	Rp 218.261.865.771	\$ 15.047.821
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 2.488.185.269.791	\$ 171.545.154

1. Penentuan Total *Production Cost* (TPC)**Tabel 4.71** Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 5.644.099.775.682	\$ 389.126.155
2	<i>Labor</i>	Rp 21.150.000.000	\$ 1.458.163
3	<i>Supervision</i>	Rp 5.287.500.000	\$ 364.541
4	<i>Maintenance</i>	Rp 49.198.161.113	\$ 3.391.912
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 7.379.724.167	\$ 508.787
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 248.839.330.301	\$ 17.155.950
7	<i>Utilities</i>	Rp 75.419.679.193	\$ 5.199.726
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 6.051.374.170.456	\$ 417.205.234

Tabel 4.72 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 4.230.000.000	\$ 291.633
2	<i>Laboratory</i>	Rp 4.230.000.000	\$ 291.633
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 11.632.500.000	\$ 801.990
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 414.732.217.169	\$ 28.593.250
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 434.824.717.169	\$ 29.978.504

Tabel 4.73 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 245.990.805.565	\$ 16.959.561
2	<i>Property taxes</i>	Rp 49.198.161.113	\$ 3.391.912
3	<i>Insurance</i>	Rp 24.599.080.557	\$ 1.695.956
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 319.788.047.235	\$ 22.047.430

Tabel 4.74 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 6.051.374.170.456	\$ 417.205.234
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 434.824.717.169	\$ 29.978.504
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 319.788.047.235	\$ 22.047.430
Manufacturing Cost (MC)		Rp 6.805.986.934.860	\$ 469.231.168

Tabel 4.75 Working Capital (WC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 119.723.328.575	\$ 8.254.191
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 10.318.656.589	\$ 711.408
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 144.461.192.244	\$ 9.959.716
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 175.947.001.223	\$ 12.130.469
5	<i>Available Cash</i>	Rp 619.119.395.329	\$ 42.684.495
Working Capital (WC)		Rp 1.069.569.573.960	\$ 73.740.280

Tabel 4.76 General Expense (GE)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 204.179.608.046	\$ 14.076.935
2	<i>Sales expense</i>	Rp 340.299.346.743	\$ 23.461.558
3	<i>Research</i>	Rp 238.209.542.720	\$ 16.423.091
4	<i>Finance</i>	Rp 70.579.719.834	\$ 4.866.040
General Expense (GE)		Rp 853.268.217.343	\$ 58.827.624

Tabel 4.77 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 6.805.986.934.860	\$ 469.231.168
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 853.268.217.343	\$ 58.827.624
Total Production Cost (TPC)		Rp 7.659.255.152.202	\$ 528.058.792

Tabel 4.78 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 248.818.526.979	\$ 17.154.515
2	<i>Property taxes</i>	Rp 49.763.705.396	\$ 3.430.903
3	<i>Insurance</i>	Rp 24.881.852.698	\$ 1.715.452
Fixed Cost (Fa)		Rp 323.464.085.073	\$ 22.300.870

Tabel 4.79 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 5.644.099.775.682	\$ 389.126.155
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 414.732.217.169	\$ 28.593.250
3	<i>Utilities</i>	Rp 75.419.679.193	\$ 5.199.726
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 248.839.330.301	\$ 17.155.950
Variable Cost (Va)		Rp 6.383.091.002.345	\$ 440.075.080

Tabel 4.80 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 21.150.000.000	\$ 1.458.163
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 11.632.500.000	\$ 801.990
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 4.230.000.000	\$ 291.633
4	<i>Supervision</i>	Rp 5.287.500.000	\$ 364.541
5	<i>Laboratory</i>	Rp 4.230.000.000	\$ 291.633
6	<i>Administration</i>	Rp 204.309.400.459	\$ 14.085.883
7	<i>Finance</i>	Rp 71.155.096.875	\$ 4.905.709
8	<i>Sales expense</i>	Rp 340.515.667.431	\$ 23.476.472

..... Lanjutan tabel 4.80

9	<i>Research</i>	Rp	238.360.967.202	\$	16.433.531
10	<i>Maintenance</i>	Rp	49.763.705.396	\$	3.430.903
11	<i>Plant supplies</i>	Rp	7.464.555.809	\$	514.635
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp	958.099.393.172	\$	66.055.093

Sa (sales) = Rp. 8.294.644.343.382 atau \$ 571.864.990

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

1) *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Net Income}}{\text{Investment}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 25,32 %

ROI setelah pajak = 18,99 %

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

2) *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Initial Investment}}{\text{Net Cash Flow}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 2,8 tahun

POT setelah pajak = 3,4 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun. (Aries and Newton, 1955).

3) *Break Even Point (BEP)*

$$BEP = \frac{\text{Fixed Cost} + \text{Variable Cost}}{\text{Sales} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

BEP = 49,23%

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40% –60%

4) Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3}{0,7} \times 100\%$$

$$SDP = 23,16\%$$

SDP pabrik kimia umumnya adalah 20% - 30%

5) Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 2.488.185.269.791

Working Capital = Rp 1.069.569.573.960

Salvage Value (SV) = Rp 248.818.526.979

Cash flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*
= Rp 543.664.648.485

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,1369

DCFR : 13,69%

Minimum nilai DCFR : 1,5 x suku bunga acuan bank : 5,25 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat

Suku bunga pinjaman tahun 2021 adalah 3,5 % (Bank Indonesia, 2021)

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

(Didasarkan pada suku bunga acuan di bank saat ini adalah 3,5 %)

4.6.3 Analisis keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 8.294.644.343.382

Total biaya produksi : Rp 7.664.654.480.590

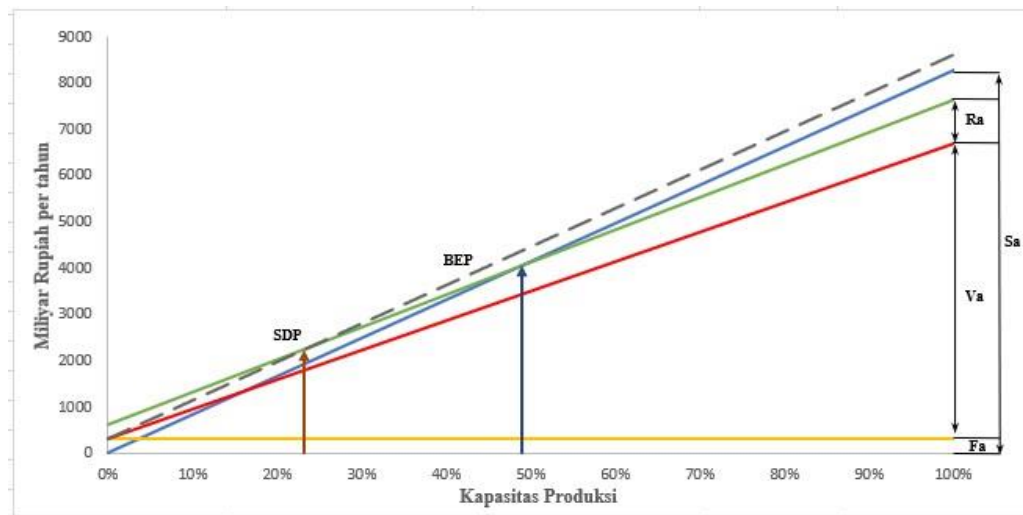
Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
 : Rp. 629.989.862.792

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 25 % x Rp. 629.989.862.792
 : Rp. 157.497.465.698

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
 : Rp. 472.492.397.094

Gambar 4.10 Grafik Analisis Kelayakan



- Fa = Annual Fixed Cost
- Va = Annual Variable Cost
- Ra = Annual Regulated Cost
- Sa = Annual Sales Cost

BAB V

PENUTUP

3.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis pada BAB III dan IV, maka kesimpulan pada prarancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 360.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :

1. Ditinjau dari sifat bahan baku yang tidak berbahaya dan kondisi operasi yang berada pada suhu dan tekanan yang rendah maka pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 360.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - a. Keuntungan yang diperoleh : Parameter kelayakan dengan kapasitas 360.000 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp 8.294.644.343.382 ton/tahun dan keuntungan bersih sebesar Rp. 629.989.862.792 ton/tahun.
 - b. Return on Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 25,32%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%. (Aries & Newton, 1955)
 - c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 2,8 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah 5 tahun. (Aries & Newton, 1955)
 - d. Break Even Point (BEP) pada 49,23%, dan Shut Down Point (SDP) pada 23,16%.
 - e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 13,69%. Suku bunga simpanan Bank Indonesia 2021 adalah 3,5%. Minimum nilai DCFR adalah 1,5 x bunga simpanan bank ($1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$). (Aries & Newton, 1955) Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 360.000 ton/tahun ini layak dan menarik 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.
3. Produk Biodiesel dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya pembangunan saat ini.
4. Pemenuhan bahan baku didapatkan dari produk pabrik lain sehingga pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik tersebut jadi diperlukan adanya kontrak pembelian bahan baku pada kurun waktu tertentu agar kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi selama pabrik berjalan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alamsyah, Andi Nur., (2005), *Virgin Coconut Oil Minyak Penakluk Aneka Penyakit*, Penerbit Agro Media Pustaka, Jakarta.
- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Asis, C., T. R. Baroy, S. Bendijo, S. L. Hansen , V. Nacion dan J. Tolimao. 2006. *Supercritical fluid extracting to determine the oil in copra and extracted meal*. JAOCS, Vol 83 No 1:11-15.
- Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia. 2020. Konsumsi dan produksi biodiesel <https://www.aprobi.or.id/id/data-facts/>
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York Brownell, L.E. and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.
- Darnoko, D. and Cheryan, M. 2000. *Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor*. Journal of the American Oil Chemists' Society. 77: 1263-1267.
- Howard F. Rase. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants, Volume I*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.
- Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2019. Konsumsi dan Produksi Solar. [http://www.esdm.go.id/.](http://www.esdm.go.id/)

- Knothe, G., Gerpen, J.V. and Krahl, J., 2005, *The Biodiesel Handbook*, 9-10, Champaign, Illinois USA, AOCS Press.
- Kuncahyo, P., A. Z. M. Fathallah, dan Semin. 2013. Analisa Prediksi Potensi Bahan Baku Biodiesel Sebagai Suplemen Bahan Bakar Motor Diesel di Indonesia. *Jurnal Teknik Pomits*. Vol. 2(1): 2301 – 9271.
- Le Tu Thanh, Kenji Okitsu, Luu Van Boi, and Yasuaki Maeda. 2012. *Catalytic Technologies for Biodiesel Fuel Production and Utilization of Glycerol: A Review*. Vietnam National University. Vietnam
- Matche. 2019. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>.
- Nicholas P. Cheremisinoff. 2000. *Handbook of Hazardous Chemical Properties*. Butterworth-Heinemann
- Ozgul S, Turkyay S., 2002. *Vegetables Affecting the Yields of Methyl ester Derived from in situ Esterification of Rice Bran oil*. *J Am Oil Chem*. 79:611-614.
- Perry, R. H., and Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 6th ed*. McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Perry, R. H., and Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 8th ed*. McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Peters, M., Timmerhause, K., dan West, R. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical engineers*. McGraw Hill. New York.
- Novita. 2012. Penggunaan Ampas Kelapa (*Cocos nucifera* L) Fermentasi Sebagai Pakan Ayam Pedaging Terhadap Berat Badan dan Penurunan Kadar Kolesterol Darah.

- Nur Abdillah Siddiq. 2015. *Kupas Tuntas Biodiesel*. Warung Sains Teknologi.
- S. K. Shukla. 2018. *Alternate Fuels For IC Engine*, international Publishing AG, Departement, Indian Institute of Technology. Indian.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3rd editon, McGraw Hill International Book Co., Tokyo.
- SNI.2006.SM 07 182-2006. Biodiesel. Badan Standardisasi Nasional
- Swern, Daniel, 1982, *Bailey's Industrial Oil and Fat Products*, Interscience Publisher a Division of John Wiley and Sons, New York.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, inc., New York.
- Wallas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company. Tokyo. Welch, Holme and Clark. 1938. *Technical Data*. WHC.
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. New York.
- Zuhdi. 2002. Preparasi, modifikasi dan karakterisasi katalis alam. *Jurnal Teknoin*. 10(4): 269-283.

LAMPIRAN A

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

Kode : R-02

Fase : Cair – Cair

Bentuk : Tangki Silinder Tegak Dengan Tutup *Torispherical Dishead Head*

Fungsi : Mereaksikan senyawa C₃₉H₇₄O₆ (trigliserida) dan CH₃OH (metanol) dengan bantuan katalis NaOH (*sodium hidroxide*)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : Suhu : 60 °C

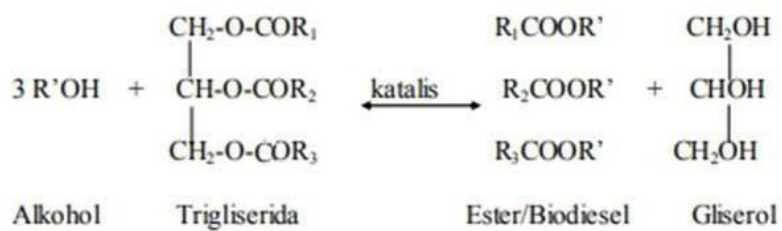
Waktu Reaksi : 60 menit (1 jam)

Tekanan : 1 atm

Konversi : 98%

1. Neraca Massa Reaktor

Reaksi di Reaktor adalah sebagai berikut :



Tabel Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	-	58,4066
$C_{39}H_{74}O_6$	42.097,6304	-	841,9526
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	-	3.037,7903
$C_{13}H_{26}O_2$	-	-	41.515,9755
CH ₃ OH	-	12.665,3510	6.459,3290
NaOH	-	421,0049	421,0049
H ₂ O	-	395,9645	1.177,8308
$C_3H_8O_3$	-	-	5.945,7243
Sub Total	45.193,8273	13.482,3204	
Total	58.676,1477		58.676,1477

2. Menentukan Kecepatan Volumetrik (F_v , L/jam)

a. Menentukan Kecepatan Volumetrik Arus Masuk (F_v , L/jam)

- Menentukan Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	xi Massa	xi . ρ (kg/L)
$C_{39}H_{74}O_6$	42.097,6304	0,8960	0,708022814	0,6344
$C_{14}H_{28}O_2$	58,4066	0,8561	0,000982317	0,0008
$C_{15}H_{30}O_2$	3.037,7903	0,8575	0,051091352	0,0438
$C_{13}H_{26}O_2$	-	0,8461	-	-
CH ₃ OH	12.665,3510	0,7541	0,213013354	0,1606

NaOH	421,0049	1,8962	0,00708071	0,0134
H ₂ O	395,9645	0,9950	0,019809453	0,0197
C ₃ H ₈ O ₃	-	1,2357	-	-
Total	59.458,0140		1,0000	0,8728

- Menentukan Laju Alir Volumetri (Fv, L/jam)

$$Fv = \frac{0,00708071 \cdot 59.458,0140}{0,0134}$$

$$= 67.352,6193 \text{ L/jam}$$

Sehingga didapatkan kecepatan volumetrik sebesar 67.352,6193 L/jam

3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

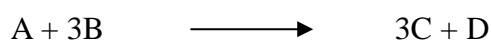
- Menghitung Konsentrasi Mol Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi transesterifikasi ini adalah C₃₉H₇₄O₆, maka C₃₉H₇₄O₆ adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$\frac{0,00708071}{59.458,0140} = 0,000978127 \text{ mol/l}$$

- Konstanta Kecepatan Reaksi

Reaksi dapat ditulis sebagai berikut :



Dimana : A : C₃₉H₇₄O₆

C : C₁₃H₂₆O₂



Karena konsentrasi umpan C (CH₃OH) sangat besar sehingga konsentrasi metanol dianggap tidak berubah selama reaksi berjalan.

Maka :

$$-r_A = \frac{0,2256}{0,22} = 1,0254$$

Sehingga didapatkan harga k = 0,2256/menit (Muhfid, 2017)

4. Optimasi Reaktor

a. Menentukan rumus volume reaktor Rumus volume reaktor :

$$\text{Input} - \text{output} + \text{generation} - \text{konsumsi} = \text{Accumulation}$$

$$\text{Input} - \text{output} - \text{konsumsi} = 0$$

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

Dimana :

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

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

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

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

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

$$V = \frac{0,2256 . 0,22}{-1,0254}$$

$$V = \frac{0,2256 . 0,22}{1,0254(1-0,22)}$$

$$V = \frac{0,2256 . 0,22}{1,0254(1-0,22)}$$

Keterangan :

V = Volume reaktor

F_v = Laju alir volumetrik

K = Konstanta reaksi

b. Menentukan Volume Reaktor

- Jumlah 1 buah reaktor

$$F_{v0} = 1.122,5437 \text{ L/menit}$$

$$n = 1$$

$$x = 0,98$$

$$k = 0,2256/\text{menit}$$

$$\tau = \frac{1.122,5437}{0,2256} \cdot 0,98 \cdot \frac{1}{(1 - 0,98)}$$

$$V = 292.547,37 \text{ L}$$

$$= 77.282,82 \text{ gal}$$

- Jumlah 2 buah reaktor

$$F_{v0} = 1.122,5437 \text{ L/menit}$$

$$n = 2$$

$$x = 0,98$$

$$k = 0,2256/\text{menit}$$

$$\tau = \frac{1.122,5437}{0,2256} \cdot 0,98 \cdot \frac{1}{(1 - 0,98)}$$

$$V = 146.273,68 \text{ L}$$

$$= 38.641,41 \text{ gal}$$

- Jumlah 3 buah reaktor

$$F_{v0} = 1.122,5437 \text{ L/menit}$$

$$n = 3$$

$$x = 0,98$$

$$k = 0,2256/\text{menit}$$

$$\tau = \frac{\frac{1.122,5437}{3} \tau^{0,98}}{0,2256 (1 - 0,98)}$$

$$V = 97.515,92 \text{ L}$$

$$= 25.760,94 \text{ gal}$$

- Jumlah 4 buah reaktor

$$Fv_0 = 1.122,5437 \text{ L/menit}$$

$$n = 4$$

$$x = 0,98$$

$$k = 0,2256/\text{menit}$$

$$\tau = \frac{\frac{1.122,5437}{4} \tau^{0,98}}{0,2256 (1 - 0,98)}$$

$$V = 73.136,19 \text{ L}$$

$$= 19.320,71 \text{ gal}$$

- Jumlah 5 buah reaktor

$$Fv_0 = 1.122,5437 \text{ L/menit}$$

$$n = 5$$

$$x = 0,98$$

$$k = 0,2256/\text{menit}$$

$$\tau = \frac{\frac{1.122,5437}{5} \tau^{0,98}}{0,2256 (1 - 0,98)}$$

$$V = 58.509,47 \text{ L}$$

$$= 15.456,56 \text{ gal}$$

- Jumlah 6 buah reaktor

$$F_{v0} = 1.122,5437 \text{ L/menit}$$

$$n = 6$$

$$x = 0,98$$

$$k = 0,2256/\text{menit}$$

$$V = \frac{\frac{1.122,5437}{6} \cdot 0,98}{0,2256 (1 - 0,98)}$$

$$V = 48.757,89 \text{ L}$$

$$= 12.880,47 \text{ gal}$$

b. Menentukan Harga Reaktor

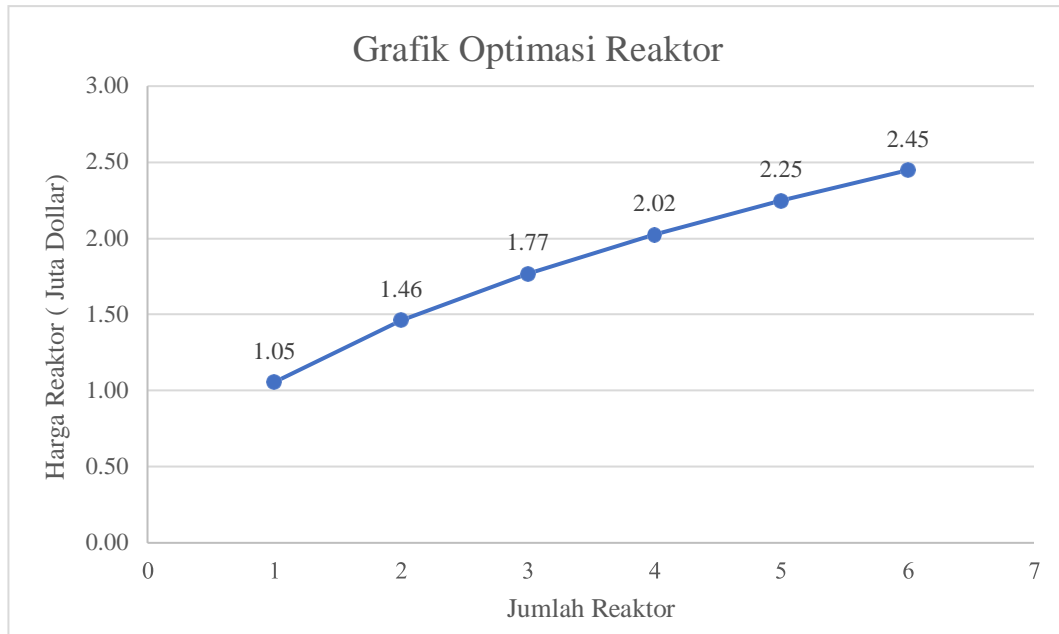
Bahan konstruksi reaktor dipilih *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

n	V Reaktor (gal)	Biaya (USD)	Biaya Total (USD)
1	78.166,58	1.053.928,47	1.053.928,47
2	39.083,29	729.903,26	1.459.806,52
3	26.055,53	588.733,36	1.766.200,08
4	19.541,64	505.479,32	2.021.917,27
5	15.633,32	449.081,42	2.245.407,09
6	13.027,76	407.746,31	2.446.477,86

(www.matches.com)

c. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Grafik hubungan jumlah reaktor dengan biaya total



Sehingga dapat ditarik kesimpulan :

- Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$
- Pertimbangan harga reaktor : $R_1 < R_2 < R_3 < R_4 < R_5$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak 1 buah untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

5. Dimensi Reaktor

a. Menentukan diameter reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum $D:H < 2$, dipilih perbandingan $D : H = 1:1$. *(Brownell & Young, P.43)*

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume Silinder} + 2 \text{ Volume Head}$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 H + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

Karena D : H = 1:1,5 maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1,5D + (2 \times 0,000049 \times D^3) \\ \text{Volume reaktor} &= \frac{1,5 \cdot \pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 \times D^3) \\ \text{Volume reaktor} &= \frac{1,5 \cdot \pi}{4} D^3 + (0,000098 \times D^3) \\ \text{Volume reaktor} &= D^3 \left(\frac{1,5 \cdot \pi}{4} + 0,000098 \right) \\ 295,8927 \text{ m}^3 &= D^3 (1,1776) \\ D^3 &= 313,36 \\ D &= \sqrt[3]{313,36} \\ D &= 6,3102 \text{ m} = 20,7029 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka nilai H

$$\begin{aligned} H &= 9,4652 \text{ m} \\ &= 31,0543 \text{ ft} \end{aligned}$$

a. Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi (Pops)} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,69 \text{ psi} \\ \text{Densitas campuran} &= 872,81 \text{ kg/m}^3 \\ &= 54,49 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Tinggi cairan} &= 7,1502 \text{ ft} \\ &= 2,1808 \\ \text{Tekanan Hidrostatik} &= \frac{54,49 \times 7,1502}{144} \\ &= 2,71 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka,

Tekanan absolut = tekanan operasi + tekanan hidrostatis

Tekanan absolut = (14,6959 + 2,7056) psi

Tekanan absolut = 18,272 psi

Tekanan desain 5-10 % diatas tekanan kerja absolut (*Coulson, 1988:637*)

Tekanan desain yang dipilih 5%

P desain = (100+5)% x 17,403 psi

P desain = 1,05 x 17,403 psi

P desain = 18,272 psi

b. Menentukan tebal dinding reaktor

Material penyusun reaktor yang digunakan adalah *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*, dikarenakan terdapat bahan yang bersifat korosif. Pemilihan bahan material untuk reaktor cukup kuat dan tahan terhadap korosi serta mudah difabrikasi.

Ketebalan dinding shell :

Persamaan 14.34 *Brownell & Young, 1959:275* didapatkan rumus tebal shell:

$$T_s = \frac{r_i \cdot P}{2 \cdot f - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

T_s = tebal *shell* , in

r_i = jari-jari *shell* = $D/2 = 124,2173$ in

f = *allowable stress*

= 18.750 psi (*Tabel 13.1 Brownell&Young, P.251*)

E = *joint efisiensi tipe double-butt weld*

= 0,80 (*tabel 13.2 Brownell & Young P.254*)

C = *corrosion allowance*

$$= 0,125/10 \text{ tahun} \quad (\text{tabel 6, Timmerhaus, P.542})$$

$$P = \text{tekanan desain} = 18,272 \text{ psi}$$

Maka :

$$t_s = \frac{18,27292 \cdot 124,1770}{18750 \cdot 0,80 - 0,6 \cdot 18,27292} + 0,125$$

$$t_s = 0,27642 \text{ in}$$

diambil t_s standar

$$t_s = 5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.6, Brownell \& Young, P.88})$$

$$\text{ID shell} = 238,3540 \text{ in}$$

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

$$\text{OD shell} = 238,3540 + (2 \times 0,25) \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = 238,9790 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (*Brownell & Young P.88*) untuk OD standar sebesar :

$$\text{OD shell} = 240 \text{ in}$$

$$= 20 \text{ ft}$$

$$= 6,096 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh nilai diameter dalam dan tinggi reaktor sesungguhnya

sebesar :

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

$$= 239,375 \text{ in}$$

$$= 6,0801 \text{ m}$$

$$= 19,9480 \text{ ft}$$

$$\text{H shell} = 359,0625 \text{ in}$$

$$= 9,1202 \text{ m}$$

$$= 29,9219 \text{ ft}$$

Serta didapatkan nilai i_c dan r_c sebagai berikut :

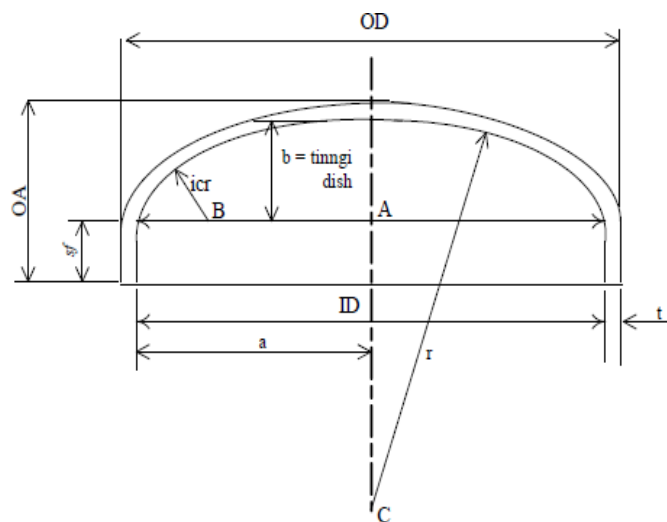
$$i_c = 14,4375 \text{ in}$$

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

c. Perancangan *head* dan *bottom* tangki

Bentuk : *torispherical dishead head*

Dasar pemilihan : digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm) dan harga lebih ekonomis.



- Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{persamaan 7.77, Brownell \& Young P.138})$$

keterangan:

t_h = tebal head, m

w = faktor intensifikasi stress

f = allowable stress = 18.750 psi

E = joint efficienci = 0,80

C = corrosion allowance= 0,125

P = Tekanan desain = 18,27159 psi

Dari standarisasi OD shell didapatkan nilai sebesar :

$$\text{OD} = 240 \text{ in}$$

Maka inside corner radius,

$$\text{Icr} = 14 + (7/16) \text{ in} = 14,4375 \text{ in}$$

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

$$w = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{180}{14,4375}} \right)$$

$$= 1,6327 \text{ in}$$

$$\text{th} = \frac{22,151 \times 144 \times 1,4068}{(2 \times 18,750 \times 0,80 - 0,2 \times 22,151)} + 0,125$$

$$= 0,3040 \text{ in}$$

$$\text{th standar} = 5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in (tabel 5.6, Brownell \& Young P.88)}$$

$$\text{tebal bottom} = \text{tebal head} = 5/16 \text{ in}$$

$$\text{untuk th} = 5/16 \text{ in} , \text{ maka sf} = 1,5-3 \text{ (tabel 5.6, Brownell \& Young)}$$

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

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

$$= (137,25/2) - 14,4375 \text{ in}$$

$$= 105,25 \text{ in}$$

$$\text{BC} = \text{rc} - \text{icr}$$

$$= 180 - 14,4375 \text{ in}$$

$$= 165,5625 \text{ in}$$

- Menentukan depth of dish

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc \right)^2}$$

(Brownell & Young P.87)

$$h = 132 - \sqrt{165,5625^2 - 105,25^2}$$

$$h = 132 - \sqrt{(165,5625)^2 - (105,25)^2}$$

$$h = 52,199 \text{ in}$$

- Menentukan tinggi dan volume *dish head*

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell \& Young P.87})$$

$$OA = 0,3125 + 52,199 + 2$$

$$OA = 54,5104 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tinggi dished head, Hd} = 54,5104 \text{ in} = 1,3846 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= H_s + 2.H_d \\ &= 359,0625 + (2 \times 54,5104) \text{ in} \\ &= 11,8893 \text{ m} = 468,0833 \text{ in} \end{aligned}$$

Volume pada sf

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

$$V_{sf} = 89.961,6133 \text{ in}^3$$

$$V_{head} = (V_{dish} + V_{sf})$$

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

$$V_{dish} = 672,0978 \text{ in}^3$$

Maka V_{head} ,

$$\begin{aligned} V_{head} &= V_h + V_{sf} \\ &= 90.633,7111 \\ &= 52,4769 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

1. Desain Sistem Pengaduk

$$V = 68,0565 \text{ m}^3$$

$$= 17.979 \text{ gallon}$$

$$\rho = 887,4492 \text{ kg/m}^3$$

$$= 55,4017 \text{ lb/ft}^3$$

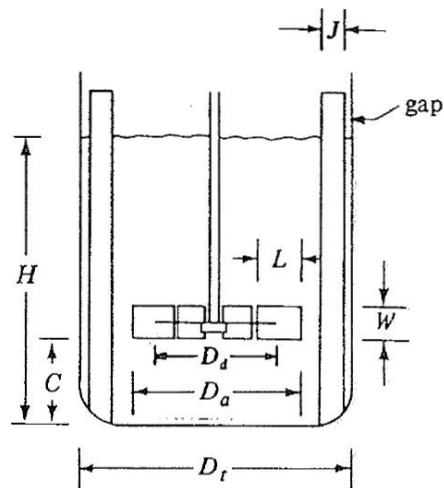
$$\pi = 18,4283 \text{ cP}$$

$$= 0,0124 \text{ lb/ft-s}$$

a. Dimensi pengaduk

Digunakan jenis *six pitched blade turbine*. Karena dapat digunakan untuk campuran berviskositas $<10.000 \text{ cp}$ (Geankoplis 1993 hal 143).

Dalam perancangan untuk pengaduk dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model yang sesuai dengan referensi dibuku. Dimana untuk referensi buku yang digunakan berjumlah 2 buku yaitu (*Brown fig. 477 p. 507*) dan (*Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144*). Berikut penjabaran rumus geometrinya:



Keterangan :

Di = Diameter Pengaduk

Zi/C = Jarak Pengaduk Dari Dasar Tangki

L = Panjang Blade

- J = Lebar Baffle
W = Lebar Impeller
Dd = Diameter Batang Penyangga Impeller
Offset 1 = Jarak Baffle Dari Dasar Tangki
Offset 2 = Jarak Baffle Dari Permukaan Cairan

Dimensi :

$$D_i = D_t/3 \quad (\text{Brown fig. 477 p. 507})$$

$$= \frac{239,375 \text{ mm}}{3}$$

$$= 79,7917 \text{ in}$$

$$= 2,0267 \text{ m}$$

$$= 6,6493 \text{ ft}$$

$$Z_i/C = 1,3 \times D_i \quad (\text{Brown fig. 477 p. 507})$$

$$= 1,3 \times 79,7917 \text{ in}$$

$$= 103,7292 \text{ in}$$

$$= 2,6347 \text{ m}$$

$$= 8,6441 \text{ ft}$$

$$L = 0,25 \times D_i \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144})$$

$$= 0,25 \times 79,7917 \text{ in}$$

$$= 19,9479 \text{ in}$$

$$= 0,5067 \text{ m}$$

$$= 1,6623 \text{ ft}$$

$$J = 0,17 \times D_i \quad (\text{Brown fig. 477 p. 507})$$

$$= 0,17 \times 79,7917 \text{ in}$$

$$= 13,5646 \text{ in}$$

$$= 0,3445 \text{ m}$$

$$= 1,1304 \text{ ft}$$

$$W = 0,2 \times D_i \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144})$$

$$= 0,2 \times 79,7917 \text{ in}$$

$$= 15,9583 \text{ in}$$

$$= 0,4053 \text{ m}$$

$$= 1,3299 \text{ ft}$$

$$D_d = \frac{2}{3} \times D_i \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144})$$

$$= \frac{2}{3} \times 79,7917 \text{ in}$$

$$= 53,1944 \text{ in}$$

$$= 1,3511 \text{ m}$$

$$= 4,4329 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} \times D_i \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144})$$

$$= \frac{1}{2} \times 79,7917 \text{ in}$$

$$= 39,8958 \text{ in}$$

$$= 1,0134 \text{ m}$$

$$= 3,3247 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} \times J \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144})$$

$$= \frac{1}{6} \times 13,5646 \text{ in}$$

$$= 2,2608 \text{ in}$$

$$= 0,0574 \text{ m}$$

$$= 0,1884 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Baffle} = H_{ls} - (\text{Offset 1} + \text{Offset 2})$$

$$= 2,2955 \text{ m} - (39,8958 \text{ in} + 2,2608 \text{ in})$$

$$= 48,2165 \text{ in}$$

$$= 1,2247 \text{ m}$$

$$= 4,0180 \text{ ft}$$

b. Menentukan tinggi cairan

Mencari volume cairan dalam silinder (Vls)

$$V_{ls} = V_{\text{cairan}} - V_{\text{head}}$$

$$V_{ls} = 2.403,3938 \text{ ft}^3 - 25,4769 \text{ ft}^3$$

$$= 2.350,9168 \text{ ft}^3$$

Sehingga didapatkan tinggi cairan dalam shell,

$$V_{ls} = \frac{\pi D^2 H_{\text{cairan}}}{4}$$

$$H_{\text{cairan}} = \frac{4 V_{ls}}{\pi D^2}$$

$$H_{\text{cairan}} = 90,3740 \text{ in}$$

$$= 2,2955 \text{ m}$$

$$= 7,5261 \text{ ft}$$

c. Menentukan jumlah pengaduk

$$\text{Ratio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki} = \frac{H_{\text{cairan}}}{D}$$

$$= 0,3775$$

Berdasarkan Referensi (*Wallas, p. 288*) jumlah pengaduk yang dipakai = 1

buah.

d. Menentukan power pengadukan

- Trial nilai N (rps)

Pada reaksi dengan transfer panas, nilai V (*tip speed*) berkisar 10 ft/sec s/d

15 ft/sec.

$$\begin{aligned} \text{Diambil } V &= 12 \text{ ft/sec} \\ N &= \frac{V}{\pi D} \\ &= \frac{12 \text{ ft/sec}}{3,14 \times 6,6493 \text{ ft}} \\ &= 0,5747 \text{ rps} \end{aligned}$$

- Menentukan reynolds number

$$\begin{aligned} Re &= \frac{V D \rho}{\mu} \\ Re &= 113,588 \end{aligned}$$

- Menentukan power

$$P = \frac{V^3 D^5 \rho^3}{\mu}$$

$$\text{Power diperoleh} = 54,0393 \text{ Hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power pengadukan} = 67,4956 \text{ Hp}$$

Standarisai menurut NEMA,

$$\text{Power pengadukan} = 70 \text{ Hp}$$

2. Perancangan Pendingin

a. Neraca panas pada reaktor

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

$$T_{\text{in}} = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

- Neraca panas masuk arus 1

$$Q = \dot{m} \Delta H = \dot{m} \int C_p \cdot dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	$\Delta H1$
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	42.097,6304	65,8794	67.861,5000	4.470.674,6986
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	58,4066	0,2557	18.603,4305	4.757,8180
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	3.037,7903	12,5321	19.090,9941	239.249,7943
Total	45.193,8273	78,6672		4.714.682,3109

- Neraca panas masuk arus 2

$$Q = \dot{m} \Delta H = \dot{m} \int C_p \cdot dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	$\Delta H2$
CH ₃ OH	12.665,3510	395,2764	2.854,1169	1.128.165,0102
H ₂ O	391,7119	21,7438	2.634,2359	57.278,2886
Total	13.057,0628	417,0202		1.185.443,2988

- Neraca panas masuk arus 3

$$Q = \dot{m} \Delta H = \dot{m} \int C_p \cdot dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_3
NaOH	421,0049	10,5260	3.047,4907	32.077,8547
H ₂ O	786,1189	43,6372	2.634,2359	114.950,6707
Total	1.207,1238	54,1632		147.028,5254

Sehingga, didapatkan Total ΔH in $= \Delta H 1 + \Delta H 2 + \Delta H 3$
 $= 6.041.495,2298 \text{ kJ/jam}$

- Neraca panas keluar arus 4

$$Q = \sum m \cdot \int Cp.dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_4
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	841,9526	1,3176	67.861,5000	89.461,2304
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	58,4066	0,2557	18.603,4305	4.757,8180
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	3.037,7903	12,5321	19.090,9941	239.249,7943
CH ₃ OH	6.459,3290	201,5910	2.854,1169	575.364,1552
H ₂ O	1.177,8308	65,3810	2.634,2359	172.228,9593
C ₁₃ H ₂₆ O ₂	41.515,9755	193,6854	16.226,1417	3.142.767,1837
NaOH	421,0049	10,5260	3.047,4907	32.077,8547
NaCl	-	-	2.991,8004	-
C ₃ H ₈ O ₃	5.945,7243	64,5618	9.228,4618	595.806,1856
Total	59.458,0140	549,8506		4.851.665,4448

Sehingga, didapatkan Total $\Delta H_{out} = 4.907.451,7409 \text{ kJ/jam}$

Tabel Entalpi Pembentukan

Komponen	ΔH_f at 298 K (kJ/mol)	ΔH_f at 298 K (J/mol)
$C_{39}H_{74}O_6$	-1821,00	- 1.821.000
CH_3OH	-202,47	- 202.474
$C_{13}H_{26}O_2$	-618,89	- 618.889
$C_3H_8O_3$	-585,15	- 585.145

- $\Delta H_{reaktan}$

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
$C_{39}H_{74}O_6$	64,56180905	- 1.821.000	- 117.567.054,2738
CH_3OH	193,6854271	- 202.474	- 39.216.179,0767

- ΔH_{produk}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Produk (kJ/jam)
$C_{13}H_{26}O_2$	193,6854271	- 618.889	- 119.869.688,6458
$C_3H_8O_3$	64,56180905	- 585.145	- 37.778.037,0141

Sehingga didapatkan nilai ΔH_R :

$$\Delta H_R = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

ΔH_R

ΔH_R

$$\Delta H_R = (- 157.647.725,6599) - (- 156.783.233,3505)$$

$$\Delta H_R = -864.492,3093$$

ΔH_R (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi eksotermis, dimana suhu reaktor harus dipertahankan pada suhu 60 °C. Sehingga

diperlukan media pendingin untuk mengambil panas reaksi yang terbentuk.

- Menghitung Beban Pendinginan (Q pendingin)

$$Q_{\text{ref}} + Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}} + Q_{\text{pendingin}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_{\text{ref}} - Q_{\text{out}} + Q_{\text{in}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 2.059.980,9996 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

- Menghitung Massa Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah *cooling water* dengan

suhu masuk (Tin : 30 °C) dan suhu keluar (Tout : 45 °C).

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

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 45 \text{ °C} = 318 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air pada suhu } 30 \text{ °C} = 4,1915 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ air pada suhu } 45 \text{ °C} = 4,2020 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

Sehingga diperoleh :

$$\Delta H = \Delta H (45 \text{ °C}) - \Delta H (30 \text{ °C})$$

$$= (4,2020 \times (318 - 298)) - (4,1915 \times (303 - 298))$$

$$= 63,0825 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan *cooling water* diperoleh :

$$Q = M_{\text{cw}} \times C_p \times \Delta T$$

$$Q = M_{\text{cw}} \times \Delta H$$

$$M_{\text{cw}} = \frac{Q_{\text{pendingin}}}{\Delta H}$$

$$M_{\text{cw}} = 32.655,3481 \text{ kg/jam}$$

$$= 75.107,3007 \text{ lb/jam}$$

b. Menghitung ΔT LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333	140
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333	140
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113

	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	Delta T, F
1	140	113	27
2	140	86	54

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{54 - 27}{\ln \frac{54}{27}}$$

$$= 38,9527661 \text{ F}$$

c. Menentukan jenis pendingin

- Luas perpindahan panas yang tersedia (luas selimut)

Diketahui :

$$D_o = 240 \text{ in}$$

$$= 19,992 \text{ ft}$$

$$H_s = 359,0625 \text{ in}$$

$$= 29,9099 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$A = \text{luas shell reaktor} + \text{luas penampang tutup bawah reaktor}$$

$$A = \pi \cdot D \cdot H + \pi/4 \cdot D^2$$

$$= 2191,339626 \text{ ft}^2$$

- Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Nilai UD untuk *Heavy Organics* (hot) dan *Water* (cold) sebesar 5-75 Btu/ft².F.jam.

$$\text{Dipilih UD} = 70 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Diketahui :

$$Q = 2.059.980,9996 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.952.485,0111 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 38,9528 \text{ F}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$= 716,0632 \text{ ft}^2$$

Sehingga dapat disimpulkan bahwa pendingin yang digunakan adalah “JAKET” karena luas perpindahan panas yang tersedia (luas selimut) lebih besar daripada luas transfer panas yang dibutuhkan.

$$A \text{ Selimut Reaktor} > A \text{ Transfer Panas}$$

$$2191,3396 > 716,0632$$

d. Perancangan jaket

$$Q \text{ yang diserap} = 2.059.980,9996 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.952.485,0111 \text{ Btu/jam}$$

$$\rho \text{ air} = 1.023,013 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,8646 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Massa air} = 32.672,8081 \text{ kg/jam}$$

$$Q_v = 31,9378 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menentukan volume jaket

Waktu tinggal air pendingin didalam jaket diasumsikan 2 – 4 menit.

$$\begin{aligned}\Theta &= 4 \text{ menit} \\ &= 0,0667 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ air} &= Q_v \times \Theta \\ &= 31,9378 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0667 \text{ jam} \\ &= 2,1281 \text{ m}^3 \\ &= 2128,050 \text{ L} \\ &= 75,151 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Diketahui,

$$\begin{aligned}OD_t &= 6,09356 \text{ m} \\ &= 13,992 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= 26,9297 \text{ ft} \\ &= 8,2082\end{aligned}$$

- Menentukan diameter jaket

$$V \text{ air} = \text{volume jaket} - \text{volume reaktor}$$

$$43,078 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \cdot D_j^2 \cdot (0,9 \cdot 26,9297)}{4} - \frac{\pi \cdot OD_t^2 \cdot (0,9 \cdot 26,9297)}{4}$$

$$43,078 \text{ ft}^3 = \frac{314 \cdot D_j^2 \cdot (0,9 \cdot 26,9297)}{4} - \frac{\pi \cdot 13,992^2 \cdot (0,9 \cdot 26,9297)}{4}$$

$$D_j^2 = \frac{8524,31015}{21,1398}$$

$$\begin{aligned}D_j &= 20,0807 \text{ ft} \\ &= 240,969 \text{ in} \\ &= 6,1206 \text{ m}\end{aligned}$$

Sehingga selisih diameter luar tangki dan diameter dalam jaket dapat

ditentukan,

$$\begin{aligned} ID_j - OD_t &= 0,0887 \text{ ft} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan tebal jaket

$$\begin{aligned} H_{\text{jaket}} &= 26,9297 \text{ ft} \\ &= 8,2082 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_{\text{head}} = \frac{H - 1}{144}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{head}} &= \frac{26,9297 \text{ ft} - 1}{144} \times 63,8646 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 11,4999 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= P_{\text{desain reaktor}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 28,9027 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$t_{\text{jaket}} = \frac{P}{2F - 1,2C} + D$$

Dimana :

$$F = \text{allowable stress} = 12.750 \text{ psi}$$

$$E = \text{welded joint} = 0,80$$

$$C = \text{corrosion allowance} = 0,125/10 \text{ tahun}$$

$$D = \text{diameter} = 240,9691 \text{ in}$$

$$t_{\text{jaket}} = \frac{29,0103 \times 60}{2 \times 12.750 \times 0,8 - 1,2 \times 29,0103} + 0,125$$

$$t_{\text{jaket}} = 0,4670 \text{ in}$$

Dipilih t jaket standar,

$$t_{\text{jaket}} = 1/2 \quad (\text{tabel 5.6, Brownell \& Young P.88})$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,5 \text{ in} \\
 \text{OD jaket} &= \text{IDj} + 2 \times \text{tebal jaket} \\
 &= 240,9691 \text{ in} + 2 \times 0,5 \text{ in} \\
 &= 241,969 \text{ in} \\
 &= 6,1460 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Desain koefisien transfer panas

- *Annulus (Cold Fluid – Cooling Water)*

$$\text{IDj} = 20,0808 \text{ ft}$$

$$\text{ODt} = 19,9999 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi}{4} (\text{IDj}^2 - \text{ODt}^2)$$

$$A_a = 2,5435 \text{ ft}^2$$

Diameter equivalen,

$$D_e = \frac{(\text{IDj}^2 - \text{ODt}^2)}{D_1}$$

$$D_e = 0,1620 \text{ ft}$$

Mass velocity,

$$W = 75.147,3993 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = \frac{W}{A_a}$$

$$G_a = 29.544,8278 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Reynolds number,

$$\mu = 1,6912 \text{ lb/ft-h}$$

$$Re_a = \frac{G_a \cdot D_e}{\mu}$$

$$jH_a = 2.830,158$$

Sehingga didapatkan jH,

$$jH = 74 \quad (\text{Kern, P.718})$$

Koefisien transfer panas jaket ke reaktor

$$C_p = 0,9993 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,3597 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$h_c = \frac{jH}{C_p} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14} \cdot \left(\frac{\mu_0}{\mu} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 346,7058 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{oi} = \frac{h_o}{C_p} \cdot h_c$$

$$h_{oi} = 347,6111 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

o *Inner Pipe (Hot Fluid – Organics)*

$$L = 6,64931 \text{ ft (diameter pengaduk)}$$

$$N = 2.069 \text{ rph (kecepatan putar pengaduk)}$$

$$D_i = 13,9479 \text{ ft (diameter dalam reaktor)}$$

$$\rho = 55,4017 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 44,5965 \text{ lb/ft-h}$$

$$C_p = 0,5653 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,0987 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

Reynolds number,

$$Re = \frac{\rho \cdot L \cdot N}{\mu}$$

$$Re = 113.646$$

Sehingga didapatkan j_H ,

$$j_H = 910 \quad (\text{Kern, P.718})$$

Koefisien transfer panas reaktor ke jaket

$$h_c = 0.023 \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{D \cdot \mu}{\mu_s} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu} \right)^{0.14}$$

$$h_i = 121,5261 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

Koefisien transfer panas ketika bersih

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$$

$$U_c = \frac{h_i \cdot h_o}{h_i + h_o}$$

$$U_c = 90,0458 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

Koefisien transfer panas ketika kotor (aktual)

Nilai R_d untuk senyawa *Organics* sebesar 0,001 (*table.12, Kern P.845*)

$$h_o = \frac{1}{R_d}$$

$$U_d = \frac{h_i \cdot h_o}{h_i + h_o}$$

$$U_d = 72,6073 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

3. Perancangan Pipa Nozzle

- Pipa pemasukan dari Netralizer 01

$$D_{opt} = 260 \cdot \mu^{0.52} \cdot \rho^{-0.37} \quad (\text{persm.5-15 Coulson P.221})$$

Keterangan :

D_{opt} = diameter optimum, mm

G = laju alir, kg/s

ρ = densitas, kg/m³

dimana,

$G = 47.279,5420$ kg/jam

$= 13,1332$ kg/s

$\rho = 889,3766$ kg/m³

sehingga diperoleh nilai D_i opt :

$$D_i = 260 \cdot G^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$$

D_i opt = 82,955223 mm

$= 3,2501$ in

Berdasarkan (tabel 11, Kern) didapatkan nilai D_i Opt sebesar :

Nominal Pipe Size = 4

OD = 4,5 in

Schedule Number = 40

ID = 4,026 in

$= 0,1023$ m

Flow area / pipe (A) = 12,7 in²

$G = 13,1332$ kg/s

$\mu = 5,385 \cdot 10^{-3}$ kg/m.s

Cek reynolds,

$$Re = \frac{4 \cdot G}{D_i \cdot \mu}$$

$= 27.754,6064$ (Re > 4.000 ; turbulent)

- Pipa pemasukan dari tangki CH₃OH

$$D_i = 260 \cdot G^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$$

(persm.5-15 Coulson P.221)

Keterangan :

Di opt = diameter optimum, mm

G = laju alir, kg/s

ρ = densitas, kg/m³

dimana,

G = 10.960,0467 kg/jam

= 3,0445 kg/s

ρ = 761,3025 kg/m³

sehingga diperoleh nilai Di opt :

$$Di_{opt} = 260 \cdot 10.960,0467^{0,52} \cdot 761,3025^{-0,37}$$

Di opt = 44,1931 mm

= 1,7399 in

Berdasarkan (tabel 11, Kern) didapatkan nilai Di Opt sebesar :

Nominal Pipe Size = 2

OD = 2,38 in

Schedule Number = 40

ID = 2,067 in

= 0,0525 m

Flow area / pipe (A) = 3,35 in²

G = 3,0445 kg/s

μ = 3,611, E⁻⁰⁴ kg/m.s

Cek reynolds,

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \mu \cdot Di}$$

= 243.720,42 (Re > 4.000 ; turbulent)

- Pipa pemasukan dari mixer NaOH

$$D_{i,opt} = 260 \cdot G^{0,52} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{persm.5-15 Coulson P.221})$$

Keterangan :

$D_{i,opt}$ = diameter optimum, mm

G = laju alir, kg/s

ρ = densitas, kg/m³

dimana,

$G = 1.207,6861$ kg/jam

$= 0,3355$ kg/s

$\rho = 1.309,2983$ kg/m³

sehingga diperoleh nilai $D_{i,opt}$:

$$D_{i,opt} = 260 \cdot 1.207,6861^{0,52} \cdot 1.309,2983^{-0,37}$$

$D_{i,opt} = 10,2392$ mm

$= 0,4031$ in

Berdasarkan (*tabel 11, Kern*) didapatkan nilai $D_{i,Opt}$ sebesar :

Nominal Pipe Size = 1/2

OD = 0,840 in

Schedule Number = 40

ID = 0,622 in

= 0,0158 m

Flow area / pipe (A) = 0,304 in²

$G = 0,3355$ kg/s

$\mu = 2,351 \cdot 10^{-1}$ kg/m.s

Cek reynolds,

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m}}{\mu \cdot D} = 115,07 \quad (Re < 4.000 ; \text{laminar})$$

- Pipa pengeluaran Reaktor 01

$$D_{opt} = 260 \cdot \dot{m}^{0,52} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{persm.5-15 Coulson P.221})$$

Keterangan :

D_{opt} = diameter optimum, mm

G = laju alir, kg/s

ρ = densitas, kg/m³

dimana,

$G = 59.871,8236 \text{ kg/jam}$

$= 16,6311 \text{ kg/s}$

$\rho = 888,2117 \text{ kg/m}^3$

sehingga diperoleh nilai D_{opt} :

$$D_{opt} = 260 \cdot 16,6311^{0,52} \cdot 888,2117^{-0,37}$$

$D_{opt} = 93,5642 \text{ mm}$

$= 3,6836 \text{ in}$

Berdasarkan (*tabel 11, Kern*) didapatkan nilai D_{Opt} sebesar :

Nominal Pipe Size = 4

OD = 4,5 in

Schedule Number = 40

ID = 4,026 in

= 0,1023 m

Flow area / pipe (A) = 12,7 in²

G = 16,6311 kg/s

$$\mu = 1,830 \cdot 10^{-2} \text{ kg/m.s}$$

Cek reynolds,

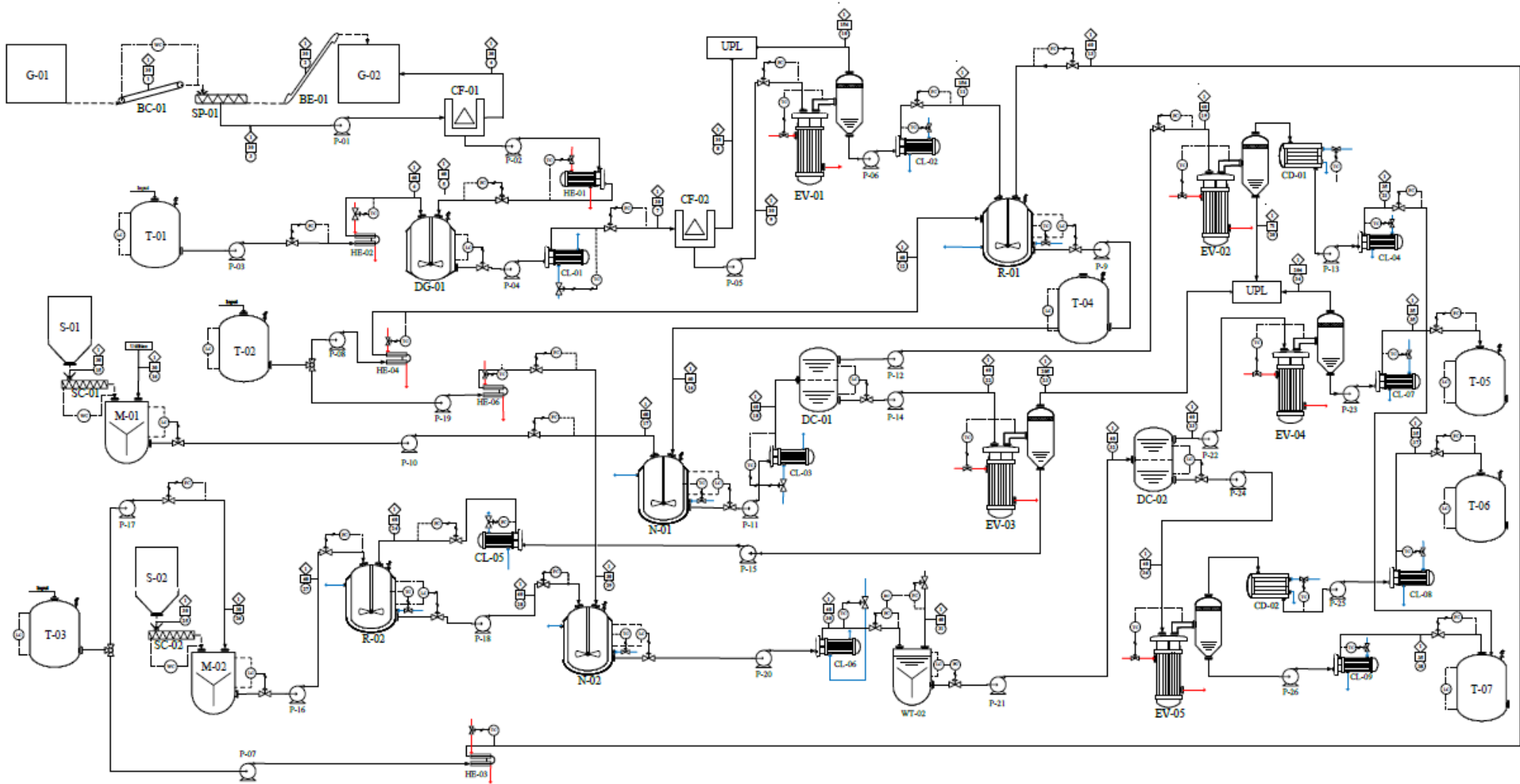
$$\text{Re} = \frac{4 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot \mu \cdot D}$$

$$= 11.320,61 \quad (\text{Re} > 4.000 ; \text{turbulent})$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA BIODIESEL DARI COCONUT OIL DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 360.000 TON/TAHUN



Arus (kg/jam)

Komponen	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	31	32	33	34	35	36	37	38	
Kopras	71,942																																						
Ampas		24724,6	364,9	364,9																																			
C ₁₈ H ₃₆ O ₂		41,780,3	4778,3	41,343,3			43,476,6	178,1	41,165,3		41,165,3							41,165,3	2,9	2,9		41,291,6	41,291,6																
C ₁₈ H ₃₄ O ₂		2,811,7	30,3	2,842,0			2,902,3	1,9	2,840,4		2,840,4							36,4	0,002	0,002		36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	36,4	
H ₂ O		3,480	36,8	3,443,2	83,0	3,360,2	1,3	3,358,9	2,118,8	2,118,8	71,9							211,7	0,0	70,7	70,8	311,9	388,4	174,2	174,2	5,7	4,3												
H ₂ PO ₄								487	487																														
Gam							866,9	866,9																															
HCl								2,416,3	28,2																														
CH ₃ OH								2,118,8	2,056,9																														
C ₁₇ H ₃₄ O ₂								3,012,8	3,012,8																														
NaOH								10,8	10																														
NaCl																																							
C ₁₈ H ₃₆ O ₂																																							
C ₁₈ H ₃₄ O ₂																																							
Total	71,942	24,724,6	41,478,6	71,94	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8	41,702,8		

Keterangan Alat	Keterangan Simbol	<p style="text-align: center;">INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER FAKULTAS TEKNIK DAN INFORMATIKA UNIVERSITAS BELAJAR INDONESIA YOGYAKARTA</p>
S1 Silo T Tangki C Chilling DC Belt Conveyor SC Screw Conveyor SP Screw Press BE Bucket Elevator R Reaktor N Natrium DG Distiller EV Evaporator CD Condenser HE Heater CL Cooler WT Washing Tank P Pompa	[Symbol] Tabung, mm [Symbol] Silo, °C [Symbol] Water Arm [Symbol] Control Valve [Symbol] Signal Receiver [Symbol] Sensor Level	
Keterangan Instrumen		DOKUMEN OLEH : 1. Rizqi Almadin Zahri (17521136) 2. Aulia Herawati (17521152) DOSEN PEMBIMBING : Dr. Anit Hidayat S.T., MT. Fadila Nur Rahma S.T., M.Sc.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rizqi Alimudin Zuhri
 No. MHS : 17521136
2. Nama Pembimbing : Arif Hidayat
 No. MHS : 17521152
- Judul Prarancangan : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DAR COCONUT OIL DAN METANOL DENGAN CAPACTTAS 360.000 LON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2021

Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Pembimbing
1	27/4/2021	Bimbingan Perdana	<i>[Signature]</i>
2	28/4/2021	Data dan MSDS dari produk dan bahan baku	<i>[Signature]</i>
3	2/6/2021	Penentuan Kapasitas Pabrik	<i>[Signature]</i>
			<i>[Signature]</i>
5	2/9/2021	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
6	22/10/2021	Konsep proses	<i>[Signature]</i>
7	5/11/2021	Reaksi Esterifikasi dan Transesterifikasi	<i>[Signature]</i>

DiBetujui Draft PenuT iBa n:

Yogyakarta, 20 November 2021

Pembimbing,

[Signature: Arif Hidayat]

Arif Hidayat, Dr., C.T., M.T.

*) Judul Prarancangan Ditu TiB deny n Huruf Bylok

Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 Kartu Konsultasi Bimbingan dapat dfotooopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCAMGAN









1. Nama Mahasiswa Rizqi AlimudinZuhri
No. MH5 17521130

2. Nama Mahaslswa : Arda Herman
No. MHS 175211 2

Judul Prarancangan“) PRA RANCANGA I PABRIK BIODIESEL DAR
COCOMDT OIL DAMMETANOL DENGAN
KAPASITAS 360.000 TON/TAHUN

MuBi Masa 8imbingan 1Z Oktober 2021

Betas Akhir Blmbngan 10 April 2022

No	Ta g9a	Mua4 BPuungan	Daen
1	15/4/2021	diinbiitgait l'cidaiu	
2	1 R/4/2021	Bimhin n JuJul Taps AkHir	
3	12/07/2021	diinbiitgait Kapasitas	
4	18/09/2021	Proyre report	
5	18/10/2021	Pmyre report	
6	29/10/2021	Progress report	
7	18/11/2021	PEFD dan ekonomi	
8	19/11/2021	Fiksasi PEFD	

Dlaetujul oen i•snullsan:

Yogyakarta, 20 Navsmbar 2021

Pembimbing,



Fadilla Moor Rahma, S.T., M.Sc.

“) Judul PraRancar>gan DltulB dengan Huruf Balok

Kartu Konsultaai Bimbingan dibmpirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultzisl Blmbngan dapat d&tocopy