

**PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG
DENGAN KAPASITAS 62.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nanda Putri Islami Sudirman (17521045)

Istiqomah Nur Al Amsah (17521141)

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN TEKNIK KIMIA

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG
DENGAN KAPASITAS 62.000 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Nanda Putri Islami Sudirman

Nama : Istiqomah Nur Al Amsah

NIM : 17521045

NIM : 17521141

Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri.

Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya saya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apa pun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat di pergunakan sebagaimana mestinya.



Nanda Putri Islami Sudirman

NIM : 17521045



Istiqomah Nur Al Amsah

NIM : 17521141

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG DENGAN
KAPASITAS 62.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nanda Putri Islami Sudirman

Istiqomah Nur Al Amsah

NIM : 17521045

NIM : 17521141

Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Pembimbing 1 Tugas Akhir

Pembimbing 2 Tugas Akhir

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

NIP : 005220101

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

NIP : 185210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG
DENGAN KAPASITAS 62.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Nanda Putri Islami Sudirman Nama : Istioqmah Nur Al Amsah
NIM : 17521045 NIM : 17521141

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi
Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Tim Penguji,

Tim Penguji

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

Ketua

Dra. Kamariah Anwar, M.S.

Anggota I

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

Anggota II

Arif Hidayat 26/8/2021
(.....)
26/08/2021

Kamariah Anwar
(.....)

Nur Indah Fajar Mukti 26/8/21
(.....)

Mengetahui:

Ketua program studi teknik kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya tugas akhir ini khusus saya persembahkan kepada :

Orang tuaku tercinta, **kakakku** tersayang dan **adikku tersayang** , terima kasih atas segala doa dan dukungan yang tiada hentinya, serta kasih sayang yang tak terhingga.

Dosen pembimbing saya **Pak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.** dan **Ibu Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.** terima kasih telah dengan sabar membimbing saya dan partner saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini

Partner tugas akhir **Istiqomah Nur Al Amsah**, terima kasih telah sabar berjuang bersama dari kerja praktik hingga mengerjakan tugas akhir ini yang sudah berkorban waktu dan tenaga demi menyelesaikan semua rangkaian menuju lulus ini. Maaf atas segala kekurangan.

Sahabat-sahabatku **Vivin atm, Etta, Umi, Echa, Diyas, Ami, Sasa, Ima, Sekar, Keryn, Dedek kom, ayy, dedek Indah, Mba nis, mas putra, mas brian, mas arif, mba Zahra, mba des, mba sep, mba ayu, anak PPSPA K6**, terima kasih telah memberikan semangat, persahabatan dan ilmu yang kalian bagi selama ini dan setiap kebersamaan serta canda tawa yang tak akan terlupakan bagiku.

Untuk my bias in NCT. Jeamin, Jenso, Hachan, Mark, Renjun, Chenle, Jisung, Taeyong, Doyoung, Jungwoo, Jhony, Yuta, Jaehyun, Taecil, dan banyak lagi.

Anis, Nahda, iqbal, afri, rakhmat, wildan, tiara, andika, ega, mba jul, Irene, nisa, dan teman-teman seperjuangan Teknik Kimia UII 2017, terima kasih telah membagi ilmu dan terima kasih untuk setiap kebersamaannya.

Someone tercinta, terima kasih sudah memberikan dukungan dan motivasi yang tiada hentinya.

Yogyakarta, 04 Agustus 2021



Nanda Putri Islami Sudirman

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya tugas akhir ini khusus saya persembahkan kepada :

Orang tuaku tercinta, **kakaku** tersayang dan **adikku tersayang** , terima kasih atas segala doa dan dukungan yang tiada hentinya, serta kasih sayang yang tak terhingga.

Dosen pembimbing saya **Pak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.** dan **Ibu Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.** terima kasih telah dengan sabar membimbing saya dan partner saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini

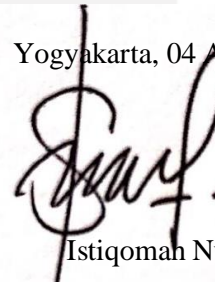
Partner tugas akhir **Nanda Putri Islami Sudirman**, terima kasih telah sabar berjuang bersama dari kerja praktik hingga mengerjakan tugas akhir ini yang sudah berkorban waktu dan tenaga demi menyelesaikan semua rangkaian meunju lulus ini. Maaf atas segala kekurangan.

Sahabat-sahabatku **Nure, Ega, Syifa, Dea, Ayu, Desy, Diana, Dina, Fira, Gladys, Dhea, Mba Tata, Mba Amel, Mba Ica, Mba Lola, Ayunda, Syafira, Gita, Intan**, terima kasih telah memberikan semangat, persahabatan dan ilmu yang kalian bagi selama ini dan setiap kebersamaan serta canda tawa yang tak akan terlupakan bagiku.

Sarah, Dewi, Yusrina, Adenadia, Fibri, Fafa, Aulia, Dappa, Abok, Karfat, Aje, Arda dan teman-teman seperjuangan Teknik Kimia UII 2017, terima kasih telah membagi ilmu dan terima kasih untuk setiap kebersamaannya.

Galih Sukamanaputra tercinta, terima kasih sudah memberikan dukungan dan motivasi yang tiada hentinya.

Yogyakarta, 04 Agustus 2021



Istiqomah Nur Al Amsah

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum 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 Nyamplung dengan Kapasitas 62.000 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 dikampus 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. 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.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T .selaku Dosen Pembimbing 1 atas semua ilmu dan kesabaran dalam menghadapi mahasiswa bimbingannya.
5. Ibu Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 2 atas semua ilmu dan kesabaran dalam menghadapi mahasiswa bimbingannya.
6. Teman-teman jurusan Teknik Kimia Angkatan 2017 Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang selalu memberikan semangat dan dukungan.

7. Dan pihak-pihak lainnya yang telah terlibat dalam proses penyusunan dan penyelesaian Laporan Tugas Akhir ini.

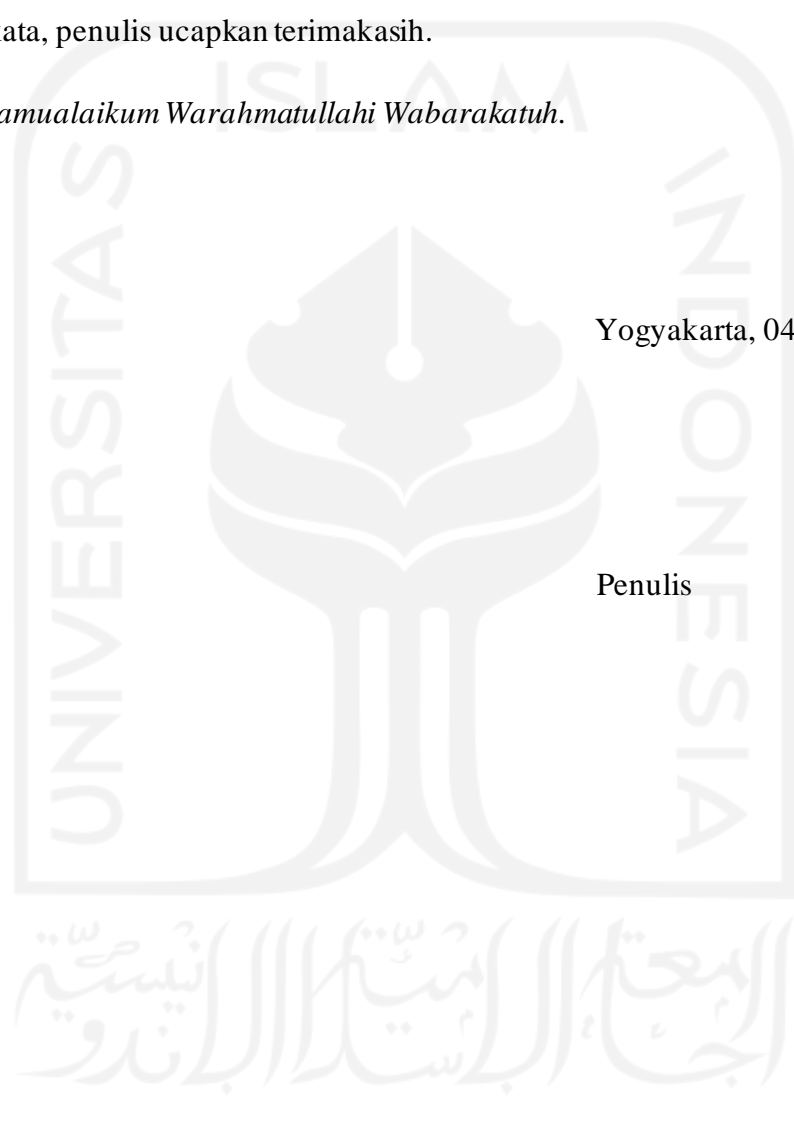
Penulis menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini terdapat kesalahan dan kekurangan, maka penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk menyempurnakan Laporan Tugas Akhir ini. Dan semoga Laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Akhir kata, penulis ucapkan terimakasih.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Penulis



DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	v
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK.....	xvi
ABSTRACT.....	xvii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik	3
1.2.1 Produksi.....	3
1.2.2 Konsumsi.....	5
1.2.3 Jumlah ketersediaan bahan baku.....	7
1.3 Tinjauan Pustaka.....	7
1.3.1 Nyamplung	7
1.3.2 Biodiesel	11
1.3.3 Proses Produksi.....	12
1.3.5 Kegunaan Produk	25
BAB II.....	26
PERANCANGAN PRODUK	26
2.1 Spesifikasi Produk.....	26
2.1.1 Methyl Ester (Biodiesel).....	26
2.1.2 Gliserol	27
2.1.3 Methanol.....	28
2.1.4 Biji Nyamplung	28
2.1.5 Gum	29
2.2 Spesifikasi Bahan.....	29
2.2.1 Minyak Nyamplung	29

2.2.2 Metanol (CH ₃ OH).....	30
2.2.3 Asam Klorida (HCl) 36%	31
2.2.4 Natrium Hidroksida (NaOH).....	31
2.2.5 Asam Fosfat (H ₃ PO ₄)	32
2.3 Pengendalian Kualitas	33
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	33
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	33
2.3.3 Pengendalian Waktu	35
2.3.4 Pengendalian Bahan Proses	35
BAB III	36
PERANCANGAN PROSES	36
3.1 Uraian Proses.....	36
3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku	36
3.1.2 Proses Reaksi Pembuatan Biodiesel.....	37
3.2 Spesifikasi Alat	39
BAB IV	73
PERANCANGAN PABRIK	73
4.1 Lokasi Pabrik.....	73
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	73
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	75
4.2 Tata Letak pabrik.....	76
4.3 Alir Proses dan Material	82
4.3.1 Neraca Massa Alat.....	82
4.3.2 Neraca Energi Alat.....	88
4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)	98
4.4.1 <i>Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)</i>	98
4.5 Organisasi Perusahaan	116
4.5.1 Bentuk Perusahaan.....	116
4.5.2 Struktur Organisasi	117
4.5.3 Status Karyawan	123
4.5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan	124
4.6 Evaluasi Ekonomi.....	131
4.6.1 Harga Alat	132
4.6.2 Analisa Kelayakan	138

4.6.3 Analisis keuntungan.....	147
BAB V	149
PENUTUP.....	149
5.1 Kesimpulan.....	149
5.2 Saran.....	150
DAFTAR PUSTAKA	151
LAMPIRAN.....	195



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Produksi Biodiesel	3
Tabel 1. 3 Kapasitas Pabrik Biodiesel yang ada	4
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Biodiesel	5
Tabel 1. 5 Asam lemak penyusun minyak nyamplung	9
Tabel 1. 6 kondisi lingkungan untuk pertumbuhan nyamplung	9
Tabel 1. 7 Seleksi Proses.....	21
Tabel 1. 8 Persyaratan Biodiesel yang Ditetapkan oleh SNI.....	24
Tabel 2. 1 Spesifikasi Methyl Ester (SNI-7182-2006).....	26
Tabel 2. 3 Kandungan biji nyamplung	28
Tabel 2. 4 Komposisi gum	29
Tabel 2. 5 Sifat fisik dan kimia minyak nyamplung	29
Tabel 2. 6 Komposisi asam lemak minyak nyamplung.....	30
Tabel 3. 1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Biji Nyamplung	39
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam fosfat 85% (H_3PO_4).....	39
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam klorida 36% (HCl).....	40
Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol 97% (CH_3OH).....	41
Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gum.....	41
Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Biodiesel	42
Tabel 3. 7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol Produk	43
Tabel 3. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol Teknis	43
Tabel 3. 9 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Ampas	44
Tabel 3. 10 Spesifikasi silo	44
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	45
Tabel 3. 12 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i>	45
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	46
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Screw Press</i>	46
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Washing Tower 01</i>	47
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>Washing Tower 02</i>	48
Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>degummer</i>	48

Tabel 3. 18 Spesifikasi <i>mixer</i>	49
Tabel 3. 19 Spesifikasi <i>decanter</i> 1	50
Tabel 3. 20 Spesifikasi <i>Decanter</i> 2	51
Tabel 3. 21 Spesifikasi reaktor esterifikasi	51
Tabel 3. 22 Spesifikasi reaktor transesterifikasi	52
Tabel 3. 23 Spesifikasi Netralizer-01	53
Tabel 3. 24 Spesifikasi Netralizer-02	54
Tabel 3. 26 Spesifikasi centrifuge	55
Tabel 3. 27 Spesifikasi Evaporator	55
Tabel 3. 28 Spesifikasi <i>Condensor</i>	56
Tabel 3. 29 Spesifikasi <i>heater</i> 1	57
Tabel 3. 30 Spesifikasi <i>heater</i> 2 dan 3	58
Tabel 3. 31 Spesifikasi <i>heater</i> 4 dan 5	59
Tabel 3. 32 Spesifikasi <i>Heater</i> 6 dan <i>Heater</i> 7	59
Tabel 3. 33 Spesifikasi <i>heater</i> 8	60
Tabel 3. 34 Spesifikasi <i>cooler</i> 1	61
Tabel 3. 35 Spesifikasi <i>cooler</i> 2	62
Tabel 3. 36 Spesifikasi <i>cooler</i> 3	62
Tabel 3. 37 Spesifikasi <i>cooler</i> 4	63
Tabel 3. 38 Spesifikasi <i>cooler</i> 5	64
Tabel 3. 39 Spesifikasi <i>cooler</i> 6	64
Tabel 3. 40 Spesifikasi pompa P-01 dan P -02	65
Tabel 3. 41 Spesifikasi pompa P-03 dan P -04	66
Tabel 3. 42 Spesifikasi pompa P-05 dan P -06	66
Tabel 3. 43 Spesifikasi pompa P-07 dan P -08	67
Tabel 3. 44 Spesifikasi pompa P-11 dan P -12	68
Tabel 3. 45 Spesifikasi pompa P-13 dan P -14	69
Tabel 3. 46 Spesifikasi pompa P-15 dan P -16	70
Tabel 3. 47 Spesifikasi pompa P-17 dan P -18	70

Tabel 3. 48 Spesifikasi pompa P-19.....	71
Tabel 3. 49 Kebutuhan Bahan Baku	72
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	77
Tabel 4. 2 Neraca Massa <i>Screw Press</i>	82
Tabel 4. 3 Neraca massa centrifuge (CF-01).....	82
Tabel 4. 4 Neraca massa degummer (DG-01).....	82
Tabel 4. 5 Neraca massa <i>washing tower</i> 01 (WT-01)	83
Tabel 4. 6 Neraca massa dekanter 01 (DC-01)	83
Tabel 4. 7 Neraca massa Reaktor Esterifikasi (R-01)	84
Tabel 4. 8 Neraca massa Mixer (M-01)	84
Tabel 4. 9 Neraca massa Netralizer 01 (N-01).....	84
Tabel 4. 10 Neraca massa Reaktor Transesterifikasi 02 (R-02)	85
Tabel 4. 11 Neraca massa Netralizer 02 (N-02).....	85
Tabel 4. 12 Neraca massa <i>washing tower</i> 02 (WT-02).....	86
Tabel 4. 13 Neraca massa dekanter 02 (DC-02)	87
Tabel 4. 14 Neraca massa evaporator 01 (EV-01)	87
Tabel 4. 15 Neraca panas heater (HE-01)	88
Tabel 4. 16 Neraca panas heater (HE-02)	88
Tabel 4. 17 Neraca panas de gummer (DG-01)	88
Tabel 4. 18 Neraca panas <i>washing tower</i> (WT-01)	89
Tabel 4. 19 Neraca panas decanter (DC-01)	89
Tabel 4. 20 Neraca panas reaktor esterifikasi 01 (R-01)	89
Tabel 4. 21 Neraca panas netralizer 01 (N-01)	90
Tabel 4. 22 Neraca panas reaktor transesterifikasi 02 (R-02)	90
Tabel 4. 23 Neraca panas netralizer 02 (N-02)	90
Tabel 4. 24 Neraca panas <i>washing tower</i> (WT-02).....	91
Tabel 4. 25 Neraca panas decanter (DC-02)	91
Tabel 4. 26 Neraca panas evaporator (EV-01)	92
Tabel 4. 27 Neraca panas <i>condensor</i> (CDT-01).....	92
Tabel 4. 28 Neraca panas heater 03 (HE-03)	92
Tabel 4. 29 Neraca panas heater 04 (HE-04)	93

Tabel 4. 30 Neraca panas heater 05 (HE-05)	93
Tabel 4. 31 Neraca panas heater 06 (HE-06)	93
Tabel 4. 32 Neraca panas heater 07 (HE-07)	94
Tabel 4. 33 Neraca panas cooler 01 (CO-01).....	94
Tabel 4. 34 Neraca panas cooler 02 (CO-02).....	94
Tabel 4. 35 Neraca panas cooler 03 (CO-03).....	95
Tabel 4. 36 Neraca panas cooler 04 (CO-04).....	95
Tabel 4. 37 Neraca panas cooler 05 (CO-05).....	95
Tabel 4. 38 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> / pemanas	106
Tabel 4. 40 Kebutuhan Air Proses Pendingin	107
Tabel 4. 41 Kebutuhan Air Proses (<i>Demin Water</i>)	109
Tabel 4. 42 Total Kebutuhan Air	110
Tabel 4. 43 Kebutuhan Listrik Proses	111
Tabel 4. 44 Kebutuhan Listrik Utilitas	113
Tabel 4. 45 Rincian Kebutuhan Listrik	114
Tabel 4. 46 Jadwal Kegiatan Karyawan <i>Shift</i>	125
Tabel 4. 47 Jadwal Kegiatan Karyawan <i>Shift</i>	125
Tabel 4. 48 Penggolongan Jabatan.....	127
Tabel 4. 49 Rincian Gaji Sesuai Jabatan	128
Tabel 4. 50 Indeks Harga Alat	132
Tabel 4. 51 Harga Alat Proses	135
Tabel 4. 52 Harga Alat Utilitas	136
Tabel 4. 53 <i>Physcal Plant Cost</i> (PPC)	142
Tabel 4. 54 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	142
Tabel 4. 55 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	142
Tabel 4. 56 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	143
Tabel 4. 57 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	143
Tabel 4. 58 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	143
Tabel 4. 59 <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	143
Tabel 4. 60 <i>Working Capital</i> (WC).....	144

Tabel 4. 61 <i>General Expense (GE)</i>	144
Tabel 4. 62 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	144
Tabel 4. 63 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	144
Tabel 4. 64 <i>Variable Cost (Va)</i>	145
Tabel 4. 65 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	145



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Data Produksi Biodiesel.....	4
Gambar 1.2	Data Konsumsi Biodiesel.....	6
Gambar 1.4	Reaksi Saponifikasi.....	13
Gambar 1.5	Reaksi Esterifikasi.....	13
Gambar 1.6	Reaksi Transesterifikasi	14
Gambar 3.2	Reaksi Esterifikasi.....	37
Gambar 3.3	Reaksi Transesterifikasi.....	38
Gambar 4.1	Lokasi didirikan pabrik biodiesel	73
Gambar 4.2	Layout Pabrik Biodiesel.....	78
Gambar 4.3	Layout Alat Proses.....	81
Gambar 4.4	Diagram Alir Kualitatif	96
Gambar 4.5	Diagram Alir Kuantitatif	97
Gambar 4.6	Unit Utilitas.....	100
Gambar 4.7	Struktur Organisasi Pabrik	119
Gambar 4.8	Grafik index harga	134
Gambar 4.9	Grafik Analisis Kelayakan.....	148

ABSTRAK

Biodiesel merupakan bahan bakar yang berasal dari minyak nabati, dimana proses pembuatannya melalui dua proses yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Pabrik biodiesel direncanakan dibangun dengan kapasitas 62.000 ton/tahun beroperasi 24 jam/hari selama 330 hari dalam setahun. Bahan baku utama dalam pendirian pabrik ini adalah minyak nyamplung dan metanol. Pabrik direncanakan akan dibangun di Kabupaten Cilacap, Provinsi Jawa Tengah dengan persediaan bahan baku yang dekat dengan lokasi pabrik dan mobilitas yang lebih mudah. Proses esterifikasi dan transesterifikasi dilakukan pada kondisi operasi suhu 60 °C dan tekanan 1 atm dengan menggunakan reaktor alir berpengaduk (RATB) dan konversi reaksi mencapai 98%.

Berdasarkan evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pembangunan pabrik membutuhkan total modal produksi sebesar Rp. 519.889.042.964. Percent Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 18,18% dan sesudah pajak sebesar 14,00%. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 3,55 tahun dan setelah pajak 4,16 tahun. Break Even Point (BEP) yaitu 56,38% dan Shut Down Point (SDP) yaitu 25,20%. Dishcounted Cash Flow Rate (DCFR) yaitu 20,93% nilai DCFR harus lebih dari 1,5 kali bunga bank sekarang (5,25%). Dari data analisis ekonomi disimpulkan bahwa pabrik biodiesel dari minyak nyamplung layak untuk didirikan.

Kata kunci: biodiesel, esterifikasi, transesterifikasi, Cilacap

ABSTRACT

Biodiesel is a fuel derived from vegetable oil, where the manufacturing process goes through two processes, namely esterification and transesterification. The biodiesel plant is planned to be built with a capacity of 62,000 tons/year operating 24 hours/day for 330 days a year. The main raw materials for the establishment of this factory are nyamplung oil and methanol. The factory is planned to be built in Cilacap Regency, Central Java Province with raw material supplies close to the factory location and easier mobility. The esterification and transesterification processes were carried out at an operating temperature of 60 °C and a pressure of 1 atm using a stirred flow reactor (RATB) and the reaction conversion reached 98%.

Based on the economic evaluation, it can be concluded that the construction of the factory requires a total production capital of Rp. 519,889,042,964. Percent Return On Investment (ROI) before tax is 18.18% and after tax is 14.00%. Pay Out Time (POT) before tax 3.55 years and after tax 4.16 years. Break Even Point (BEP) is 56.38% and Shut Down Point (SDP) is 25.20%. Dishcounted Cash Flow Rate (DCFR) which is 20.93% DCFR value must be more than 1.5 times current bank interest (5.25%). From the economic analysis data, it is concluded that the biodiesel plant from nyamplung oil is feasible to be established.

Keywords: biodiesel, esterification, transesterification, Cilacap

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Ketergantungan Indonesia terhadap bahan bakar fosil sangat besar, hal ini terlihat dari kegiatan masyarakat Indonesia sehari-hari yang tidak terlepas dari pemakaian bahan bakar seperti untuk penerangan, memasak, transportasi dan angkutan. Berdasarkan data ESDM (2006) minyak bumi mendominasi 52,5% pemakaian energi di Indonesia, sedangkan penggunaan gas bumi sebesar 19%, batu bara 21,5%, air 3,7%, panas bumi 3% dan energi terbarukan hanya sekitar 2% dari total penggunaan energi. Sedangkan menurut data ESDM cadangan minyak bumi Indonesia hanya sekitar 500 juta barel per tahun. Artinya ketika terus menerus dikonsumsi dan tidak ditemukan cadangan minyak baru atau tidak ditemukan teknologi terbaru, dapat diperkirakan bahwa cadangan minyak bumi di Indonesia akan habis dalam waktu dua puluh tiga tahun mendatang.

Salah satu bentuk energi alternatif yang saat ini mulai dikembangkan adalah biodisel. Biodisel merupakan salah satu bahan bakar alternatif pengganti solar yang ramah lingkungan. Penggunaan biodisel sebagai bahan bakar mesin disel dapat menurunkan emisi bila dibandingkan dengan minyak solar. Biodisel terbuat dari minyak nabati yang berasal dari sumber daya alam yang dapat diperbaharui.

Minyak nabati menjadi alternatif diesel fuel karena dapat diperbarui di alam dan dapat dihasilkan secara lokal serta ramah lingkungan. Salah satu minyak nabati yang banyak digunakan sebagai bahan baku biodisel adalah minyak kelapa sawit. Hasil penelitian menunjukkan bahwa biodisel dari minyak kelapa sawit memenuhi syarat sebagai bahan bakar mesin disel atau biodisel (Herizal, 2006; Kansedo *et al.*, 2008). Minyak kelapa sawit sebagai minyak tanaman pangan ketika digunakan sebagai sumber energi alternatif maka akan berkompetisi dengan kebutuhan pangan manusia.

Bahan baku untuk pembuatan biodiesel yang tidak bersaing dengan kebutuhan pangan bila digunakan sebagai bahan baku biodiesel diantaranya adalah biji jarak pagar, biji karet, dan juga biji nyamplung yang merupakan sumber minyak nabati yang tidak bersaing dengan kebutuhan pangan. Penggunaan bahan baku untuk pembuatan biodiesel dari biji jarak mengalami kendala karena produktifitas biji jarak hanya 5 ton/ha (Bustomi dkk.,2008) begitupula pada penggunaan biji karet untuk pembuatan biodiesel mengalami kendala karena produktifitas biji karet hanya 2 ton/ha/tahun (Supriadi dan Balittri, 2012). Sedangkan produktivitas biji nyamplung tinggi sebesar 20 ton/ha, minyak biji nyamplung merupakan salah satu tanaman yang bisa di dimanfaatkan karenan memiliki kandungan minyak dari biji nyamplung tergolong tinggi sebesar 40-73% di sedangkan minyak dari biji jarak pagar sebesar 40-60% dan minyak dari biji karet sebesar 40-50% (Soerawidjaja, 2006).

Tanaman nyamplung dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku biodiesel karena mudah dibudidayakan dan tumbuh baik pada ketinggian 0-800 meter dpl seperti di pengunungan, hutan dan juga rawa-rawa, memiliki curah hujan antara 1000-5000 mm per tahun, pH tanah sebesar 4,0-7,4 dan juga tahan hidup pada tanah yang tandus, daerah pantai yang kering dan berpasir atau di genangi air laut. Tetapi, tanaman ini baru berbuah setelah berumur tujuh atau delapan tahun (Friday dan Okana, 2006).

Biodiesel bersifat ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas buang yang jauh lebih baik jika dibandingkan dengan minyak diesel atau solar yaitu bilangan asap rendah, bebas sulfur, terbakar sempurna, tidak beracun ,dapat diperbaharui (*renewable*) dan dapat terurai (*biodegradable*).

Pemanfaatan minyak nabati sebagai bahan bakar di harapkan memberikan keuntungan nilai ekonomi di bidang pertanian, yaitu :

- a. Meningkatkan penghasilan para petani
- b. Meningkatkan nilai tambah produk pada bidang pertanian
- c. Menciptakan peluang kerja baru di bidang pertanian
- d. Mencegah terjadinya eksese produk pertanian

1.2. Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

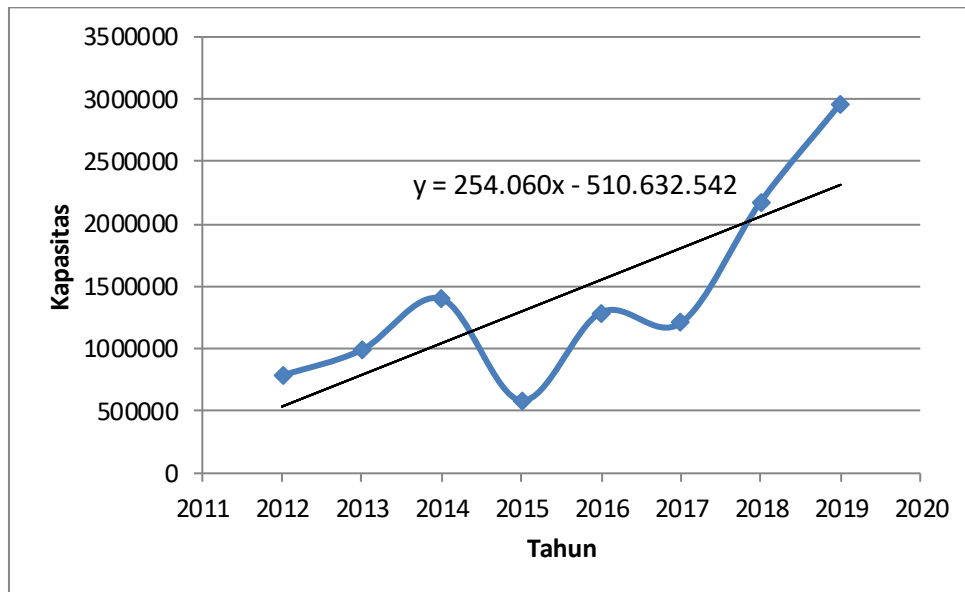
Biodiesel merupakan salah satu energi terbarukan ramah lingkungan yang sedang dikembangkan pemerintahan di Indonesia untuk mengurangi penggunaan bahan bakar fosil. Berdasarkan statistik Ditjen EBTKE 2017 (Energi Baru Terbarukan dan Konversi Energi) Peningkatan kebutuhan biodiesel di Indonesia dapat dilihat dari grafik yang cenderung fluktuatif dengan kapasitas biodiesel yang digunakan juga mengalami kenaikan sehubungan permintaan biodiesel nasional. Untuk mendirikan suatu pabrik perhitungan jumlah kapasitas merupakan faktor yang penting karena dapat mempengaruhi proses perancangan dari teknis maupun ekonomi. 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 di jadikan 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 (Ton)
2012	784338
2013	990576
2014	1398842
2015	583681
2016	1291230
2017	1206496
2018	2178151
2019	2966143



Gambar 1.1 Data Produksi Biodiesel

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

..... Lanjutan Tabel 1.2

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

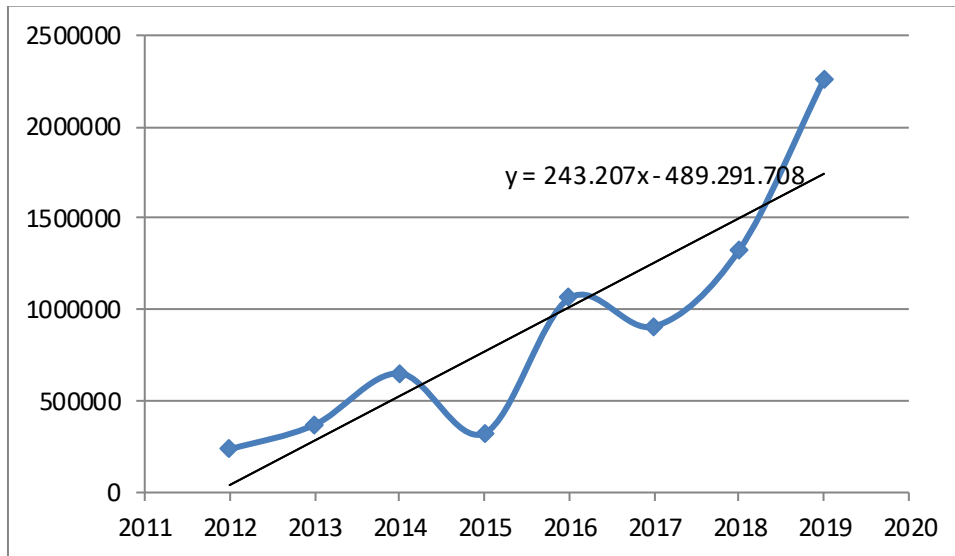
Konsumsi biodiesel dan solar yang semakin meningkat menjadi acuan untuk mengetahui seberapa banyak kapasitas yang akan digunakan untuk berdirinya suatu pabrik biodiesel di Indonesia. Tabel berikut menunjukkan peningkatan jumlah konsumsi biodiesel di Indonesia beberapa tahun belakang.

Tabel 1.3 Data Konsumsi Biodiesel

Tahun	Konsumsi Domestik (ton)
2012	236255
2013	370097
2014	651436
2015	323291
2016	1062431
2017	908137
2018	1324323

.... Lanjutan Tabel 1.3

2019	2257541
------	---------



Gambar 1.2 Data Konsumsi Biodiesel

Dengan nilai :

a : 243.207

b : 489.291.708

x : 2025

Dari data proyeksi konsumsi biodiesel diatas maka diperoleh nilai 3.202.467 ton/tahun jumlah konsumsi pada tahun 2025. Jumlah konsumsi yang didapatkan pada tahun 2025 sebagai acuan untuk jumlah kapasitas yang akan digunakan karena semakin tinggi jumlah kebutuhan konsumsi semakin tinggi jumlah produksi.

Pada tabel 1.2 dapat dilihat kapasitas pabrik biodiesel yang telah berdiri di Indonesia, tinggi nya jumlah produksi biodiesel belum sepenuhnya digunakan untuk memenuhi kebutuhan biodiesel di Indonesia. Kapasitas produksi pabrik terbesar di Indonesia mencapai 1.062.793 ton/tahun

sedangkan jumlah terkecil kapasitas produksi pabrik mencapai 20.244 ton/tahun. Jadi jumlah kapasitas yang akan digunakan dalam pabrik ini hanya sekitar 20% dari jumlah kapasitas yang telah ada di Indonesia.

1.2.3 Jumlah ketersediaan bahan baku

Jumlah bahan baku biji nyamplung di Indonesia sangat melimpah, dalam satu tahun jumlah yang dihasilkan sekitar 500.000 Ton/Tahun. Yield minyak nyamplung dan yield biodiesel akan digunakan untuk mencari berapa ton minyak dan biodiesel yang akan diperoleh dengan menggunakan jumlah kapasitas bahan baku tersebut. Yield minyak nyamplung mencapai 73% dari biji nyamplung yang telah di proses sedangkan untuk yield biodiesel mencapai 85% dari proses minyak nyamplung. Jumlah minyak nyamplung yang dihasilkan dari yield tersebut adalah 365.000 Ton/Tahun sedangkan untuk biodiesel yang dihasilkan yaitu 310.250 Ton/Tahun. Kapasitas yang akan digunakan hanya 20% dari jumlah yang didapatkan dari bahan baku tersebut. Baku mutu biodiesel yang digunakan dalam pabrik ini yaitu baku mutu B30 yang sedang dikembangkan pemerintahan Indonesia. Kapasitas yang didapatkan yaitu 62.050 ton/tahun dibulatkan menjadi 62.000 ton/tahun.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1 Nyamplung

Tanaman nyamplung adalah tanaman penghasil minyak yang dapat berpotensi untuk dikembangkan menjadi biodiesel (Hambali *et al.*, 2006). Tanaman nyamplung dapat ditemukan di Madagaskar, Afrika Timur, Asia Selatan dan Tenggara, Kepulauan Pasifik, Hindia Barat, dan Amerika Selatan. Tanaman Nyamplung ini memiliki nama yang berbeda beda di setiap daerah, seperti bintangor di Malaysia, hitaullo di Maluku, nyamplung di Jawa, bintangur di Sumatera, poon di India dan Alexandrian laurel, tamanu, pannay tree, serta sweet scented calophyllum di Inggris (Dweek dan Meadows, 2002).

Biji dari buah pohon nyamplung (*Calophyllum inophyllum L.*) masih belum dimanfaatkan secara maksimal. Biji dari tanaman nyamplung memiliki banyak kandungan senyawa kimia, antara lain yaitu: senyawa lakton yaitu kolofiloida dan asam kalofilat, tacamahin, asam tacawahol, bummi, resin minyak atsiri, senyawa pahit, calanolide A, sitosterol, lendir, gliserin, minyak lemak, tannin, takaferol, dan karatenoid (Sudrajat, 2008).

Taksonomi Nyamplung (*Calophyllum inophyllum L.*) adalah sebagai berikut:

Dunia	: Plantae (tumbuhan)
Super Divisi	: Spermatophyta (menghasilkan biji)
Divisi	: <i>Magnoliophyta</i> (berbunga)
Kelas	: <i>Magnoliopsida</i> (berkeping dua)
Sub kelas	: <i>Dilleniidae</i>
Ordo	: <i>Theales</i>
Famili	: <i>Clusiaceae</i>
Genus	: <i>Calophyllum</i>
Spesies	: <i>Calophyllum inophyllum L.</i>

Daerah penyebaran tanaman nyamplung diantaranya yaitu Sumatera Barat, Riau, Jambi, Sumatera Selatan, Lampung, Jawa, Kalimantan Barat, Kalimantan Tengah, Sulawesi, Maluku dan NTT. Ciri-ciri dari pohon nyamplung adalah batangnya berkayu, warna coklat, bulat, daunnya tunggal, bersilang berhadapan, buahnya bulat memanjang, ujung daun tumpul, tepinya rata dan pangkalnya membulat. Sedangkan ciri-ciri dari minyak nyamplung adalah berwarna coklat kehijauan, kental, beraroma menyengat. Minyak nyamplung memiliki kandungan asam lemak tidak jenuh yang cukup tinggi seperti asam oleat dan komponen-komponen tak tersabunkan diantaranya alkohol lemak, sterol, xanton, kalofilat, turunan kuomarin, isokalofilat, isoptalat, kapelierat, asam pseudobrasilat dan penyusun triterpenoat sebanyak 0,5-2% yang bisa dimanfaatkan sebagai obat.

Tanaman nyamplung dapat menghasilkan 100 kg buah kering/pohon/tahun atau setara dengan 58 kg biji kering/pohon/tahun (Octarina, 2010). Biji nyamplung mengandung minyak sebesar 40-73%; air 25-35%; dan abu 1.1-1.3%. Minyak kasar mengandung asam resin 9.7-15%. Resin ini menyebabkan minyak berwarna hijau, rasanya pahit, dan beracun (Andyna,2009). Menurut Debaut *et al.*, (2005) asam lemak pada nyamplung sebesar 29,53% berikut asam lemak penyusun minyak nyamplung dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Asam lemak penyusun minyak nyamplung

Asam Lemak	Komposisi (%)
Asam Palmitoleat (C16:1)	0.5-1
Asam Palmitat (C16)	15-17
Asam Oleat (18:1)	30-50
Asam Linoleat (C18:1)	25-40
Asam stearat (C18:0)	8-16
Asam Arichidat (C20)	0.5-1
Asam Gadoleat (C19:1)	0.5-1

Tabel. 1.5 kondisi lingkungan untuk pertumbuhan nyamplung

No.	Parameter	Kondisi lingkungan yang sesuai
1.	Iklim	Suhu sedang (moderat) sampai basah dan tidak cocok pada kondisi sangat dingin
	• Ketinggian	0-800 m dari permukaan laut
	• Curah hujan	1000-5000 mm (40-200 inci)
	• Lama musim kering dengan curah hujan < 40 m	5 bulan

.... Lanjutan dari table 1.5

	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu rata-rata tahunan 	33°C (91°F)
	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu maksimum rata-rata pada bulan paling panas 	37°C (99°F)
	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu minimum rata-rata pada bulan paling dingin 	12°C (54°F)
2	Tanah ...Lanjutan	Tumbuh baik pada tanah berpasir dengan hujan yang cukup di pantai tetapi toleran pada tanah lempung (clay) dan tanah berbatu (<i>rocky soils</i>), tanah yang dangkal (<i>shallow</i>) dan tanah asin (<i>saline soils</i>)
	<ul style="list-style-type: none"> • Tekstur tanah 	Toleran pada tanah <i>sand, sandy loams, loams</i> dan <i>sandy clay loams</i>
	<ul style="list-style-type: none"> • Drainase tanah 	Toleran pada drainase jelek
	<ul style="list-style-type: none"> • Keasamaan 	pH 7,4-4,0
3	Tolernasi kondisi ekstrim	Merupakan pohon keras yang tumbuh pada daerah pantai, toleran terhadap angin, air laut, dan kekeringan
	<ul style="list-style-type: none"> • Kekeringan 	Toleran pada kemarau selama 5 bulan
	<ul style="list-style-type: none"> • Sinar matahari 	Lebih cocok pada sinar matahari penuh dan dapat tumbuh baik pada tempat yang teduh
	<ul style="list-style-type: none"> • Pembekuan 	Tidak toleran pada kondisi beku

.... Lanjutan dari table 1.5

	<ul style="list-style-type: none">• <i>Waterlogging</i>	Toleran pada kondisi dikelilingi air (<i>waterlogging</i>) pada area pantai
--	---	---

Sumber: Friday dan Okano 2005

1.3.2 Biodiesel

Biodiesel merupakan bahan bakar dari minyak nabati baik minyak baru maupun bekas penggorengan yang melalui proses transesterifikasi, esterifikasi, atau proses esterifikasi-transesterifikasi yang memiliki sifat menyerupai minyak diesel/solar. Biodiesel dapat langsung diaplikasikan langsung 100% (B100) yang menunjukkan bahwa biodiesel tersebut murni 100% monoalkil ester ataupun biodiesel campuran yang di tandai dengan “BXX” yang dimana “XX” tersebut menyatakan bahwa persentase komposisi biodiesel yang terdapat dalam campuran. Seperti B30 yang berarti 30% biodiesel dan 70% minyak solar. Biodiesel memiliki banyak kelebihan jika dibandingkan dengan solar yaitu :

- a. Biodiesel merupakan bahan bakar yang ramah lingkungan karena menghasilkan emisi yang jauh lebih baik (*free sulphur, smoke number* rendah)
- b. Merupakan *renewable energy* karena terbuat dari bahan alam yang dapat diperbaharui
- c. *Cetane number* lebih tinggi sebesar (>57) sehingga efisiensi pembakaran lebih baik dibandingkan dengan minyak kasar
- d. Biodiesel dapat terurai (*biodegradable*) dan memiliki sifat pelumasan terhadap piston mesin
- e. Meningkatkan independensi suplai bahan bakar karena dapat diproduksi secara lokal

Bahan bakar diesel/solar relatif mudah terbakar sendiri (tanpa ada yang memicu dengan letikan api busi) jika disemprotkan ke dalam udara yang panas bertekanan. Tolok ukur dari sifat ini yaitu bilangan setana, yang didefinisikan sebagai % volume n-setana didalam bahan bakar yang

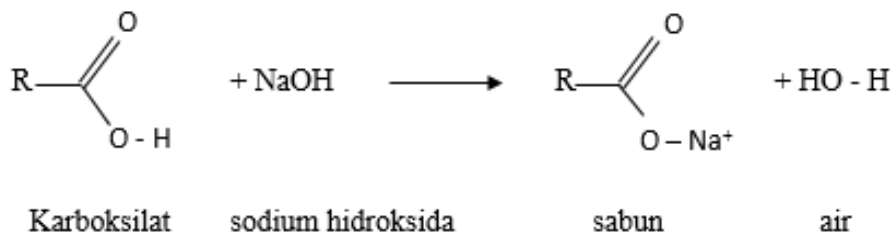
berupa campuran n-setana ($n\text{-C}_{16}\text{H}_{34}$) dan α -metil naftalena ($\alpha\text{-CH}_3\text{-C}_{10}\text{H}_7$) serta kualitas pada pembakaran dalam mesin diesel standar. Pada α -metil naftalena (suatu hidrokarbon aromatik bercincin ganda) sangat sukar terbakar dan diberi nilai bilangan setana nol. Sedangkan pada n-setana (suatu hidrokarbon berantai lurus) sangat mudah terbakar sendiri dan diberi nilai bilangan setana 100.

1.3.3 Proses Produksi

Reaksi esterifikasi atau transesterifikasi yang mereaksikan antara trigliserida dengan metanol merupakan reaksi heterogen dikarenakan adanya perbedaan fase, dalam hal ini trigliserida termasuk dalam fase minyak dan metanol masuk dalam fase air. Reaksi diawali dengan pendispersian fase organik ke dalam fase air yang selanjutnya akan membentuk butiran mikroskopis molekul fase organik yang terdispersi ke dalam fase air, sehingga akan terjadi kontak muka antara trigliserida dan metanol. Sedangkan di dalam molekul fase organik tidak ada konsentrasi fase air sehingga perbedaan konsentrasi tersebut akan memberikan gaya pendorong difusi dari konsentrasi tinggi ke konsentrasi rendah, dalam hal ini metanol mengalami transfer massa dimana difusi dari fase air ke fase organik dan akan terjadi reaksi di fase organik (minyak). Dengan adanya perlakuan khusus seperti pemberian salah satu mol reaktan yang dibuat berlebih serta pengadukan yang sangat cepat maka akan memberikan pengaruh terhadap proses transfer mass, sehingga konstanta transfer massa menjadi lebih besar dan waktu transfer massa jauh lebih cepat, maka dapat diasumsikan waktu transfer massa dapat diabaikan karena waktu prosesnya sangat cepat, sehingga proses reaksi yang akan lebih menentukan lamanya waktu proses berjalan.

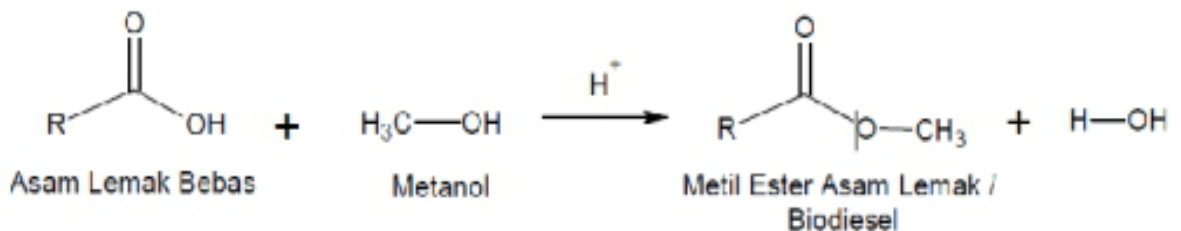
Proses pembuatan biodiesel yakni dengan cara esterifikasi dan transesterifikasi dilakukan untuk mendapatkan biodiesel dengan konversi yang tinggi. Esterifikasi adalah reaksi antara asam lemak bebas (*free fatty acid*/FFA) dengan metanol yang dikonversi menjadi alkil ester dan

dibantuan katalis asam (HCl atau H₂SO₄). Esterifikasi umumnya dilakukan untuk membuat biodiesel dari minyak dengan kadar FFA tinggi (angka asam ≥ 6 mg-KOH/g), jika suatu minyak yang memiliki kandungan FFA lebih besar dari 6% akan terjadi penyabunan (reaksi saponifikasi) pada saat reaksi transesterifikasi berlangsung, maka perlu dilangsungkan reaksi esterifikasi terlebih dahulu untuk mengurangi kadar FFA. Berikut reaksi saponifikasi:



Gambar 1.2 Reaksi Saponifikasi

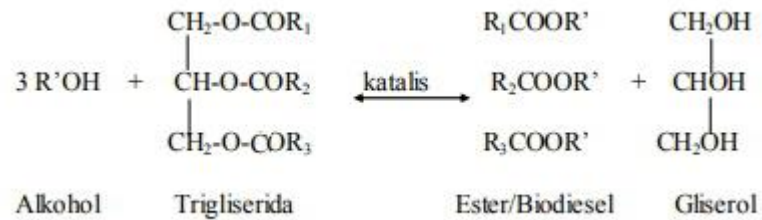
Pada tahap reaksi esterifikasi, asam lemak bebas akan dikonversikan menjadi metil ester. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Gambar 1.3 Reaksi Esterifikasi

Reaksi esterifikasi biasanya diikuti dengan reaksi transesterifikasi. Pada hakekatnya transesterifikasi merupakan pengubahan 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 *Continuous 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 ataupun 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 dinetralsasi 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 distilasi 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. Canacki 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 $80\text{--}100^{\circ}\text{C}$ dan asam kuat seperti asam sulfat.

c. *Heterogeneous Solid-Catalyst Transesterification*

Kelemahan transesterifikasi 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 homogeny, katalis basa padat lebih aktif daripada katalis asam padat.

Di alam, CaO dan MgO tersedia dalam jumlah yang melimpah dan secara luas telah digunakan. Ngamcharussrivichai et al. mengkalsinasi domomite yang kandungan utamanya CaCO_3 dan MgCO_3 pada 800°C 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 60°C 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 70°C , 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 CO_2 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 CO_2 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 katalisis dengan enzim adalah mahal harga lipase. Selain itu, ketidakaktifan enzim yang menyebabkan penurunan hasil FAME sebagian besar dibatasi oleh kelarutan enzim dalam methanol. Aplikasi di industri masih jarang karena aspek kelayakan dan tantangan teknisnya. Kondisi reaksi optimum dari transesterifikasi *tallow* adalah suhu 45°C, 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 (300-400°C) 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 super kritis 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 methanol dengan minyak tinggi (biasanya 42:1) yang membuat biaya produksinya mahal. Demirbas menjalankan transesterifikasi dengan metode ini dengan bahan baku sunflower dan methanol dengan katalis CaO. Hasilnya adalah reaksi selesai dalam waktu 6 menit dengan CaO 3 wt%, rasio molar methanol 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 methanol dengan minyak 6:1 penambahan THF sebanyak 1.25 volume methanol ke minyak menghasilkan system satu fase dimana proses transesterifikasi dipercepat. Selain itu, THF dipilih karena titik didihnya (67°C) hanya 2°C diatas methanol. Oleh karena itu, kelebihan methanol dan THF bisa didistilasi dan *directcycle*.

Transesterifikasi *soybean oil* dengan methanol 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/methanol 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 methanol dan katalis basa dengan aliran *counter current*. Proses atomisasi ini meningkatkan area kontak methanol 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 methanol 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 methanol dilakukan dengan *continuous gas-liquid reactor* pada kondisi optimum yaitu NaOH 5–7 g L^{-1} dalam methanol, methanol 17.2 L h^{-1} , minyak 10 L h^{-1} dan suhu 100–120 $^{\circ}\text{C}$. Dengan kondisi ini konversi trigliserida yang diperoleh sebesar 94–96%.

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

Tabel 1.6 Seleksi Proses

Parameter yang Ditinjau	Jenis Proses Biodiesel		
	Mechanical Stirring Method		
	1.1. Homogeneous Base-Catalyst Transesterification	1.2. Homogeneous Acid-Catalyst Transesterification	1.3. Heterogen Solid-Catalyst Transesterification
Katalis	KOH / NaOH	HCl / H ₂ SO ₄	Metal oxide, Zeolit dll
Reaktor	RATB	RATB	RATB
Kondisi Operasi			
Temperature	60 – 65 $^{\circ}\text{C}$	60 – 65 $^{\circ}\text{C}$	60 – 65 $^{\circ}\text{C}$
Tekanan	1 atm	1 atm	1 at
Konversi	>98%	>90%	96%

...Lanjutan tabel 1.6

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

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 (*Standart 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 naphtalene* ($C_{10}H_7CH_3$) 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 naphtalena*. 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). Makin tinggi angka setananya maka makin 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.

c. Nilai Kalor

Standar minimal kalori yang dihasilkan oleh biodiesel adalah 17,65 Btu/lb. Sebagai bahan bakar, biodiesel harus memenuhi persyaratan yang ditetapkan oleh SNI.

Tabel 1.7 Persyaratan Biodiesel yang Ditetapkan oleh SNI

No	Parameter	Satuan	Nilai
1	Massa jenis pada 40 °C	kg/m ³	850 – 890
2	Viskositas kinematik pada 40 °C	mm ² /s (cSt)	2,3 – 6,0
3	Titik nyala	°C	min. 100
4	Titik kabut	°C	maks. 18
5	Air dan sedimen	%-vol.	maks. 0,05
6	Belerang	ppm-m (mg/kg)	maks. 100
7	Fosfor	ppm-m (mg/kg)	maks. 10
8	Angka asam	%-massa	maks. 2
9	Angka setana		min. 51
10	Gliserol bebas	%-massa	maks. 0,02
11	Gliserol total	%-massa	maks. 0,24
12	Kadar ester alkil	%-massa	min. 96,5

...Lanjutan tabel 1.7

13	Angka iodium	%-massa(g-I ₂ /100 g)	maks. 115
14	Kadar Trigliserida	%-massa	maks. 2
15	Residu karbon- dalam contoh asli, atau- dalam 10 % ampas distilasi	%-massa	maks 0,05maks. 0,3
16	Abu tersulfatkan	%-massa	maks.0,02
17	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50 °C		maks. no 3
18	Temperatur distilasi 90 %	°C	maks. 360
19	Uji Halphen		Negatif

(SNI 04-7182-2006)

d. *Spesific Gravity*

Specific gravity dari biodiesel masih masuk dalam kisaran solar yaitu antara 0,82 sampai 0,95. Dari pengujian *specific gravity* pada 60 ini juga dapat ditentukan API (Siddiq, 2015)

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)

Rumus molekul : $C_{19}H_{36}O_2$

Berat molekul : 296,4926 g/gmol

Tabel 2.1 Spesifikasi Methyl Ester (SNI-7182-2006)

No.	Parameter	Satuan	Nilai
1.	Massa jenis pada 40	$^{\circ}Ckg/m^3$	850-890
2.	Viskositas kinematik pada 40 $^{\circ}C$	$mm^2/s(cSt)$	2,3-6,0
3.	Angka setana	-	Min. 51
4.	Titik nyala (mangkok tertutup)	$^{\circ}C$	Min. 100
5.	Titik kabut	$^{\circ}C$	Maks. 18
6.	Korosi lempeng tembaga (3jam pada 50 $^{\circ}C$)	-	Maks. No 3
7.	Residu karbon		
	• Dalam contoh asli	% massa	Maks. 0,05
	• Dalam 10% ampas distilasi		Maks. 0,30
8.	Air dan sedimen	% volume	Maks. 0,05
9.	Temperatur distilasi 90%	$^{\circ}C$	Maks. 360
10.	Abu tersulfatkan	% massa	Maks. 0,02
11.	Belerang	ppm-m(mg/kg)	Maks. 100
12.	Fosfor	ppm-m(mg/kg)	Maks. 10

.... Lanjutan dari table 2.1

13.	Angka asam	mg- KOH(mg/kg)	Maks. 0,8
14.	Gliserol bebas	% massa	Maks. 0,02
15.	Gliserol total	% massa	Maks.0,24
16.	Kadar ester alkil	% massa	Min. 96,5
17.	Angka iodium	% massa	Maks. 115

2.1.2 Gliserol

Rumus kimia : $C_3H_8O_3$

Berat molekul : 92,098 g/gmol

Densitas (ρ), (cair, 25°C,1 atm): 1,2582 kg/L

Viskositas (μ liq), (25°C,1 atm): 1449

Titik didih (1 atm) : 290°C

Titik beku (1 atm) : 18,17°C

Titik nyala (1 atm) : 177°C

Titik api : 204°C

Kemurnian : 50%

Wujud bahan : cair

Kelarutan : larut sempurna dalam air dalam alkohol
dan tidak larut dalam kloroform

Warna : jernih kekuningan

2.1.3 Methanol

Rumus kimia	: CH ₃ OH
Wujud pada 1 atm 25°C	: cair
Berat molekul (g/mol)	: 32
Titik didih (halting point)(°C)	: 64,7
Titik beku (freezing point)(°C)	: 97
Temperatur kritis (K)	: 514,58
Temperatur kritis (Bar)	: 80,97
Densitas (g/cm ³)	: 0,79
Viskositas (cP)	: 0,541
Δ Hf pada 25°C, 1 atm, (kJ/mol)	: -201,17
Δ Gf pada 25°C, 1 atm, (kJ/mol)	: -162,151
Kelarutan	: dapat di campur

2.1.4 Biji Nyamplung

Tabel 2.2 Kandungan biji nyamplung

Kandungan	Nilai (%)
Minyak	50-70
Abu	1,7
Protein kasar	6,2
Pati	0,34
Air	10,8
Hemiselulosa	19,4
Selulosa	6,1

Sumber: Kilham (2003)

2.1.5 Gum

Komposisi gum diperoleh dari hasil perhitungan reaksi asam fosfat (H_3PO_4) dan gum. Komposisi gum yang diperoleh ditunjukkan pada tabel 2.3 berikut.

Tabel 2.3 Komposisi gum

komposisi	kadar %
Gum	13,05%
H_3PO_4	11%
H_2O	75,91%

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Minyak Nyamplung

Tabel 2.4 Sifat fisik dan kimia minyak nyamplung

Karakteristik	Nilai
Kadar air	0.25%
Densitas pada suhu 20 °C	0.944 g/m
Viskositas pada suhu 40 °C	56.7 cP
Bilangan asam	59.94 mg KOH/g
Kadar asam lemak bebas	29.53%
Bilangan penyabunan	198.1 mg KOH/g
Bilangan iod	86.42 mg/g
Indeks refraksi	1.447
Penampakan/warna	Hijau gelap dan kental dengan bau menyengat

Sumber: Balitbang Kehutanan (2008)

Minyak Nyamplung

Kadar minyak : 40-73%

Rendemen minyak : 60% - 65%

Tabel 2.5 Komposisi asam lemak minyak nyamplung

Fatty acid	Formula	Komposisi (%)
Palmitic	$C_{16}H_{32}O_2$	14.7
Palmitoleic	$C_{16}H_{30}O_2$	0.3
Stearic	$C_{18}H_{36}O_2$	13.2
Oleic	$C_{18}H_{34}O_2$	46.1
Linoleic	$C_{18}H_{32}O_2$	24.7
Linolenic	$C_{18}H_{30}O_2$	0.2
Arachidic	$C_{20}H_{40}O_2$	0.8
Total		100

Sumber: Atabani A.E (2014)

2.2.2 Metanol (CH_3OH)

Rumus Kimia	: CH_3OH
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 kgg/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%
Moisture Content : 1%
Berat molekul : 40 g/mol
PH : 13,5
Titik didih : 1388 °C

Titik Leleh	: 323 °C
<i>Spesific 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 (H₃PO₄)

Rumus kimia	: H ₃ PO ₄
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Kemurnian	: 85%
Kadar air	: 15%
Berat molekul	: 98 gr/mol
<i>Spesific gravity</i> (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 bahan baku bertujuan untuk menentukan kualitas bahan baku yang digunakan, terlepas dari apakah memenuhi spesifikasi proses yang ditentukan. Standar evaluasi yang digunakan hampir sama dengan standar Amerika 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, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pemantauan operasi dilakukan dengan alat kendali yang terletak di *control room*, dimana kendali dilakukan dengan kendali otomatis dengan menggunakan indikator. Jika indikator menyimpang dari yang telah ditetapkan atau disetting, baik itu laju aliran bahan baku atau produk, pengatur level atau pengatur suhu, dapat dilihat dari sinyal atau simbol yang diberikan, yaitu lampu indikator menyala, alarm berbunyi, dll. Jika terjadi penyimpangan, penyimpangan tersebut harus dikembalikan ke keadaan semula atau diatur secara manual atau otomatis.

Beberapa pengendalian yang dilakukan adalah pengendalian kondisi operasi seperti tekanan dan suhu. Alat kendali yang harus diawasi dalam kondisi tertentu antara lain:

a. Level Control

adalah alat yang dipasang di dinding tangki air. Jika kondisi set tidak terpenuhi maka sinyal / sinyal akan muncul berupa suara dan cahaya.

b. Flow Rate

adalah perangkat yang dipasang untuk mengatur aliran (aliran masuk dan keluar dari aliran).

c. *Temperatur Control*

Temperatur Control biasanya memiliki nilai set point / batas suhu dimana bisa memasukkan parameter. Ketika nilai suhu (nilai aktual) dari objek yang diukur melebihi nilai yang ditetapkan beberapa derajat, output akan berfungsi.

Pengendalian proses dapat dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu agar menghasilkan produk yang memenuhi standar, kemudian dilakukan pengendalian mutu untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk memenuhi spesifikasi. Setelah menyusun rencana produksi dan melaksanakan proses produksi, produksi harus dimonitor dan dikendalikan agar proses berjalan dengan lancar. Kegiatan dalam proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang berkualitas sesuai dengan standar dan output yang direncanakan, serta diproduksi pada waktu yang sesuai dengan yang direncanakan.

Penyimpangan kualitas terjadi karena kualitas bahan baku yang buruk, kesalahan pengoperasian dan kerusakan peralatan. Penyimpangan tersebut dapat dilihat dari hasil pemantauan atau hasil analisis pada bagian pemeriksaan laboratorium. Pengendalian kualitas pabrik biodiesel ini meliputi:

- a. Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk menentukan kualitas bahan baku yang digunakan, terlepas dari apakah memenuhi spesifikasi proses yang ditentukan. Jika tidak sesuai setelah dilakukan analisis, kemungkinan bahan bakunya akan dikembalikan ke pemasok.
- b. Pengendalian kualitas bahan pembantu untuk menganalisis bahan pembantu yang digunakan dalam proses pembuatan biodiesel di pabrik untuk menentukan sifat fisiknya, terlepas dari apakah memenuhi spesifikasi masing-masing bahan, untuk membantu kelancaran proses.
- c. Pengendalian kualitas produk dilakukan pada produksi biodiesel.
- d. Pengendalian kualitas produk pada waktu (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian mutu mengacu pada pengawasan produk, terutama ketika biodiesel dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki

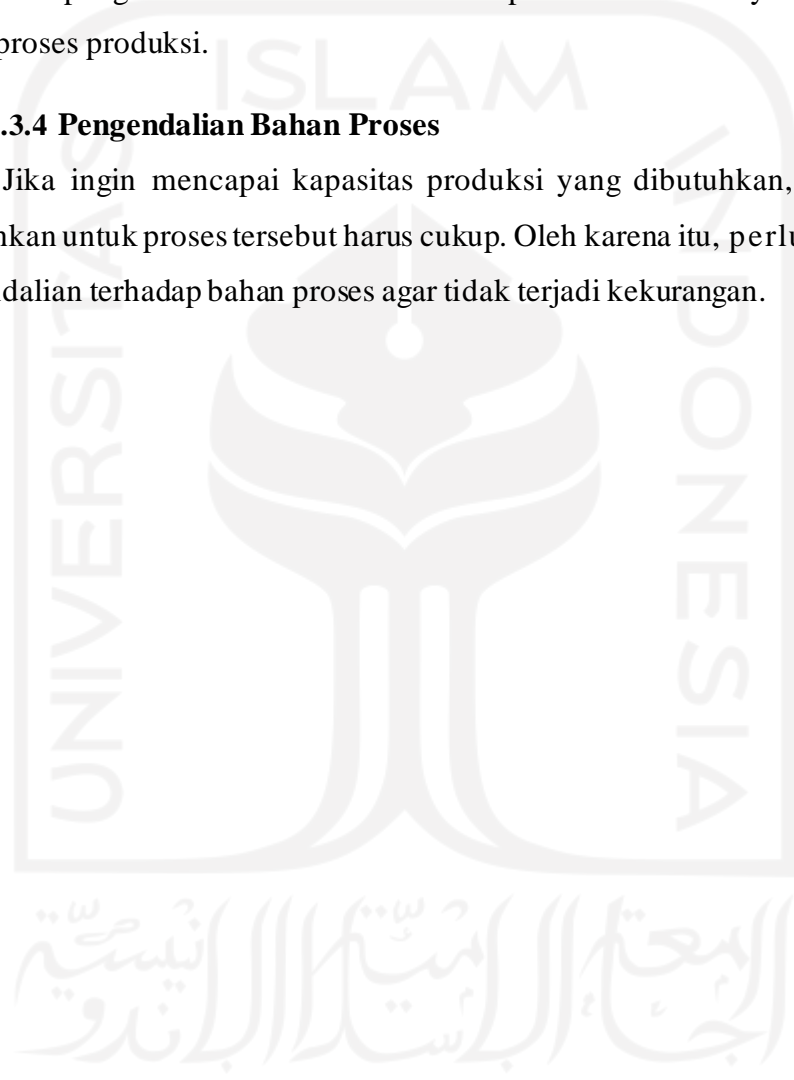
penyimpanan permanen (*storage tank*), dari *storage tank* ke truk dan kapal, terutama biodiesel.

2.3.3 Pengendalian Waktu

Perlu waktu tertentu untuk mencapai kuantitas tertentu. Oleh karena itu, diperlukan pengendalian waktu untuk mempermudah waktu yang digunakan dalam proses produksi.

2.3.4 Pengendalian Bahan Proses

Jika ingin mencapai kapasitas produksi yang dibutuhkan, bahan yang dibutuhkan untuk proses tersebut harus cukup. Oleh karena itu, perlu dilakukan pengendalian terhadap bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Untuk proses pembuatan Biodiesel dengan menggunakan bahan baku biji nyamplung, melalui proses persiapan bahan baku serta proses reaksi, yaitu reaksi esterifikasi dan transesterifikasi.

3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

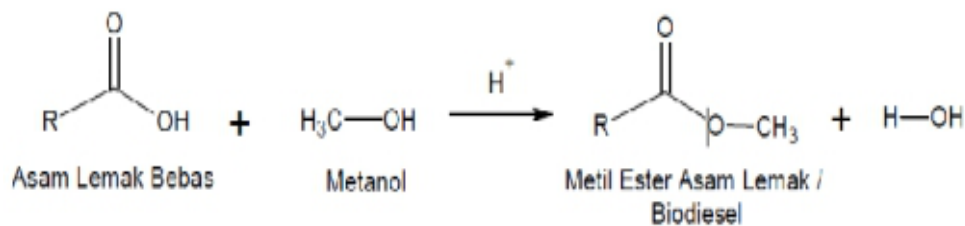
Pada proses persiapan bahan baku, biji nyamplung di kupas terlebih dahulu dengan melakukan kerjasama bersama badan usaha daerah atau koperasi usaha daerah setempat dan di keringkan agar didapat bahan dengan spesifikasi ukuran yang diinginkan dan setelah itu disimpan di dalam gudang biji nyamplung (G-01) pada suhu ruangan 30°C dan tekanan 1 atm. Biji yang telah siap untuk dijadikan biodiesel, selanjutnya akan dibawa menuju *screw press* (SP-01) menggunakan *belt conveyor* (BC-01). Pada *screw press* (SP-01), biji diperas hingga menghasilkan keluaran berupa *nyamplung crude oil* yang tentu juga akan terpisah dari ampas biji nyamplung. 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 biji 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 UPL.

Crude oil yang dialirkan menuju *degummer* (DG-01) akan dihilangkan getahnya dengan mencampurkan larutan H_3PO_4 85% pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm. Pencampuran dari *crude oil* dan H_3PO_4 85% akan dialirkan menuju *washing tower* (WT-01) dimana akan dicuci dengan menggunakan air dari utilitas dan langsung di alirkan menuju *decanter*

(DC-01) untuk dipisahkan *crude oil* dan campuran *gum* (getah) yang telah terikat oleh H_3PO_4 85%. *Nyamplung Oil* yang telah bersih akan diproses lanjut, sementara *gum* hasil bawah keluaran *decanter* (DC-01), akan di masukkan ke tangki *gum* (T-05) untuk dijual.

3.1.2 Proses Reaksi Pembuatan Biodiesel

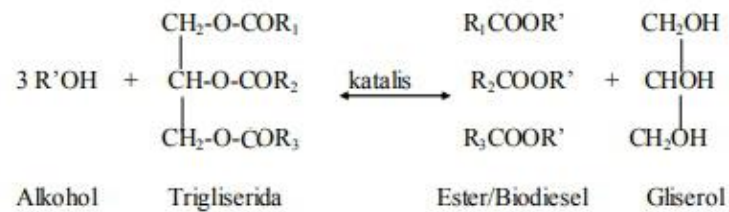
Pada reaksi pembuatan biodiesel, akan ada 2 tahapan reaksi yakni reaksi esterifikasi dan transesterifikasi. Pada reaksi esterifikasi, *nyamplung oil* keluaran *decanter* (DC-01) terlebih dahulu akan dicampurkan dengan katalis berupa asam kuat yaitu larutan HCl 36% dengan menggunakan *washing tower* (WT-02) untuk mengurangi kadar asam lemak bebas yang masih banyak terdapat pada *crude oil*. Lalu, campuran keluaran *washing tower* (WT-02), barulah akan direaksikan di dalam reaktor esterifikasi (R-01) dengan bantuan larutan CH_3OH 97% pada suhu $60^\circ C$ dan tekanan 1 atm selama 1,5 jam. Hal tersebut dapat dilihat dari reaksi berikut.



Gambar 3.1 Reaksi Esterifikasi

Selanjutnya, hasil reaksi antara *nyamplung 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 langsung dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02) untuk direaksikan lanjut. Pada tahapan reaksi transesterifikasi yang terjadi pada reaktor transesterifikasi (R-02) mereaksikan trigliserida dengan CH_3OH 97% dan

dibantu katalis berupa basa kuat yaitu NaOH 35% akan menghasilkan metil ester.



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 *washing tower* (WT-02).

Setelah itu, campuran senyawa biodiesel, metanol, air, NaCl dan gliserol akan dipisahkan melalui *decanter* (DC-02). Sehingga, hasil pemisahan *decanter* (DC-02) berupa biodiesel, akan langsung dialirkan menuju tangki biodiesel (T-06) 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-01). Pada *evaporator* (EV-01), CH₃OH di uapkan bersamaan dengan air dan akan dimasukkan kedalam *condensor* (CD-01) untuk mengkondesatkan keluaran dari *evaporator* (EV-01) lalu alirkan ke tangki metanol (T-07) pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm untuk disimpan dan dijual. Sementara hasil larutan pekat keluaran bawah *evaporator* (EV-01) akan didinginkan terlebih dahulu pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm,

lalu dialirkan menuju tangki gliserol teknis (T-08) untuk disimpan lalu dijual.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Gudang Penyimpanan dan Tangki

Tabel 3.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Biji Nyamplung

Spesifikasi alat	G-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan biji nyamplung selama 14 hari untuk proses pembuatan biodiesel sebanyak 7.778,32 kg/jam.
Jenis	Ruang persegi panjang
Bahan	Dinding dengan konstruksi beton
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
Volume gudang	5.074 m ³
Panjang	22 m
Lebar	22 m
Tinggi	11 m
Harga	\$ 424.853

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 tutup <i>torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Fase	Cair

.... Lanjutan dari table 3.2

Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	3,6576 m
Volume	3,6488 m ³
Tebal shell	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in
Tinggi tangki	5,6369 m
Harga	\$ 83.147

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 tutup <i>torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	4,2672 m
Volume	14,6242 m ³
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in

...Lanjutan tabel 3.3

Tinggi tangki	7,4723 m
Harga	\$ 98.586

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 tutup <i>torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	10,9728 m
Volume	229,2886 m ³
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in
Tinggi tangki	16,6884 m
Harga	\$ 50.500

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gum

Spesifikasi alat	T-04
Fungsi	Menyimpan produk hasil gum
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Fase	Cair

..... Lanjutan Tabel 3.5

Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	5,4864 m
Volume	29,621 m ³
Tebal shell	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in
Tinggi tangki	9,3142 m
Harga	\$ 44.407

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Biodiesel

Spesifikasi alat	T-05
Fungsi	Menyimpan produk hasil Biodiesel
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	35 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	14,6304 m
Volume	608,0904 m ³
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in

...Lanjutan tabel 3.6

Tinggi tangki	18,5566 m
Harga	\$ 78.965

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol Produk

Spesifikasi alat	T-06
Fungsi	Menyimpan produk hasil Metanol Produk
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	35 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	9,7536 m
Volume	153,0779 m ³
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in
Tinggi tangki	14,846 m
Harga	\$ 45.587

Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol Teknis

Spesifikasi alat	T-07
Fungsi	Menyimpan produk hasil Gliserol Teknis
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

..... Lanjutan Tabel 3.8

Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	35 °C
Tekanan	1 atm
Diameter tangki	6,7056 m
Volume	48,7315 m ³
Tebal shell	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Tebal alas	3/16 in
Tinggi tangki	11,1562 m
Harga	\$ 44.733

Tabel 3.9 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Ampas

Spesifikasi alat	G-02
Fungsi	Menyimpan produk hasil berupa ampas dengan kapasitas 4.146,4482 kg/jam
Jenis	Ruang persegi panjang
Bahan	Dinding dengan kontruksi beton
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
Volume gudang	1.177 m ³
Panjang	14 m
Lebar	14 m
Tinggi	7 m
Harga	\$ 185.419

Tabel 3.10 Spesifikasi silo

Spesifikasi alat	SL-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan NaOH
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Kapasitas	13.428 m ³ /7 hari
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Diameter silo	3.9542 m
Tinggi silo	15.3440 m
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Tebal <i>head</i>	¼ in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 14.297

Tabel 3.11 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Spesifikasi alat	BC-01
Fungsi	Mengangkut biji nyamplung 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
Panjang lintasan	10 m
Lebar <i>belt</i>	20 in
Kemiringan belt	4°
Kecepatan	49.300 ft/min
Waktu tempuh	2,6694 menit
Daya	1 HP
Jumlah	3 buah
Harga	\$ 122.784

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>	8 x 5 x 5 ½ in
<i>Bucket speed</i>	225 ft/min
<i>Tinggi elevator</i>	10 m
Daya	0,75 Hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 7.932

Tabel 3.13 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Spesifikasi alat	SC-01
Fungsi	Mengangkut NaOH menuju Mixer
Jenis	<i>Screw Conveyor</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>
Suhu	30° C
Tekanan	1 atm
<i>Diameter screw</i>	9 in
Kecepatan putaran	1 rpm
Daya	1 HP
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 28.339

Tabel 3.14 Spesifikasi *Screw Press*

Spesifikasi alat	SP-01
Fungsi	Memeras biji nyamplung 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	10,9721 ft ³
Panjang tabung	2,6379 m
Luas <i>screen</i>	1,6830 m ²
Jumlah putaran	7 rpm
<i>Power</i>	3/4 HP
Jumlah	3 buah
Harga	\$ 409.989

Tabel 3.15 Spesifikasi *Washing Tower 01*

Spesifikasi alat	WT-01
Fungsi	Mencuci <i>crude oil</i> keluaran <i>degummer</i> dengan air dari utilitas
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	40°C
Tekanan	1 atm
Diameter	0,335 ft
Tinggi	121,5938 in
Tebal Shell	¼ in
Tebal Head	¼ in
Volume	6,5054 m ³
Jumlah <i>Baffle</i>	4

..... Lanjutan Tabel 3.15

Diameter Pengaduk	23,8333 in
Daya Motor (<i>Power</i>)	1,5 Hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 167.704

Tabel 3.16 Spesifikasi *Washing Tower 02*

Spesifikasi alat	WT-02
Fungsi	Mencuci <i>crude oil</i> keluaran <i>Netralizer 02</i> dengan air dari utilitas
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	0,335 ft
Tinggi	121,5938 in
Tebal Shell	¼ in
Tebal Head	¼ in
Volume	6,7911 m ³
Jumlah <i>Baffle</i>	4
Diameter Pengaduk	23,8333 in
Daya Motor (<i>Power</i>)	1,5 Hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 178.975

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>

..... Lanjutan Tabel 3.17

Jenis	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Suhu	60°C
Tekanan	1 atm
Volume	8,3871 m ³
Tebal <i>head</i>	¼ in
Tebal <i>shell</i>	¼ in
Diameter <i>degummer</i>	1,84 m
Tinggi total <i>degummer</i>	3,28 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	3,0983 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter Pengaduk	0,6562 m
Power pengaduk	200 Hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 178.392

Tabel 3.18 Spesifikasi *mixer*

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>	0,34 m

..... Lanjutan Tabel 3.18

Tinggi total <i>mixer</i>	0,92 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	0,20 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter pengaduk	0,12 m
Power pengaduk	0,05 Hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 45.176

Tabel 3.19 Spesifikasi *decanter* 1

Spesifikasi alat	DC-01
Fungsi	Memisahkan <i>crude oil</i> dengan campuran H_3PO_4 dan H_2O
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>	1145 kg/m ³
Densitas <i>Light Stream</i>	910 kg/m ³
Fase terdispersi	0,0503
Waktu tinggal	7,8 menit
Volume <i>Heavy Stream</i>	0,0705 m ³
Volume <i>Light Stream</i>	1,4087 m ³
Volume Ruang Kosong	0,2906 m ³
Tinggi pipa umpan masuk Z_3	1,36 m
Tinggi Pipa <i>Light Stream</i> out Z_1	2,45 m
Tinggi pipa <i>heavy stream</i> out Z_2	2,23 m

..... Lanjutan Tabel 3.19

Tebal shell standar	3/16 in
Tebal head tangki standart	3/16 in
Diameter decanter	0,95 m
Tinggi total tangki	3,17 m
Harga	\$ 41.960

Tabel 3.20 Spesifikasi *Decanter 2*

Spesifikasi alat	DC-02
Fungsi	Memisahkan Biodiesel pada campuran metanol dan gliserol
Jenis	<i>Two Phase Decanter Vertical</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Suhu operasi	40 °C
Tekanan operasi	1 atm
Densitas <i>Heavy Stream</i>	959 kg/m ³
Densitas <i>Light Stream</i>	861 kg/m ³
Fase terdispersi	0,288
Waktu tinggal	40 menit
Volume <i>Heavy Steam</i>	0,6 m ³
Volume Light Stream	1,52 m ³
Volume Ruang Kosong	0,42 m ³
Tinggi pipa umpan masuk Z ₃	1,54 m
Tinggi Pipa Light Stream out Z ₁	2,77 m
Tinggi pipa heavy stream out Z ₂	2,64 m
Tebal <i>shell</i> standar	3/16 in
Tebal head tangki standart	3/16 in
Diameter <i>decanter</i>	1,06 m
Tinggi total tangki	3,55 m
Harga	\$ 46.684

Tabel 3.21 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
Tebal <i>head</i>	3/16 in
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Diameter reaktor	1,697 m
Tinggi reaktor	3,5 m
Jumlah <i>impeller</i> pada pengaduk	1 unit
Diameter pengaduk	0,657 m
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	1,077 m
Power Pengaduk	5 Hp
Tebal jaket	3/8 in
Diameter jaket	2,004 m
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 978.082

Tabel 3.22 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

..... Lanjutan Tabel 3.22

Tekanan	1 atm
Tebal head	3/8 in
Tebal <i>shell</i>	7/16 in
Diameter reactor	5,486 m
Tinggi reactor	12,334 m
Jumlah imppeler pada pengaduk	1 unit
Diameter pengaduk	1,723 m
Jumlah baffle	4
Panjang baffle	2,501 m
Power Pengaduk	15 Hp
Tebal jaket	0,5 in
Diameter jaket	5,207 m
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 862.404

Tabel 3.23 Spesifikasi Netralizer-01

Spesifikasi alat	N-01
Fungsi	Menetralkan keluaran reaktor esterifikasi 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>	¼ in
Tebal <i>shell</i>	¼ in
Diameter <i>neutralizer</i>	78 in

..... Lanjutan Tabel 3.23

Tinggi <i>neutralizer</i>	146,98 in
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	1,6 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter Pengaduk	0,65 m
Power pengaduk	10 Hp
Diameter jaket	78,72 in
Tebal Jaket	0,25 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 143.351

Tabel 3.24 Spesifikasi Netralizer-02

Spesifikasi alat	N-02
Fungsi	Menetralkan keluaran reaktor transesterifikasi dengan menggunakan HCl
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>	¼ in
Tebal <i>shell</i>	¼ in
Diameter <i>neutralizer</i>	78 in
Tinggi <i>neutralizer</i>	116,25 in
Jumlah <i>baffle</i>	4
Panjang <i>baffle</i>	1,62 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter pengaduk	0,65 m

..... Lanjutan Tabel 3.24

Power pengaduk	15 Hp
Diameter jaket	78,38 in
Tebal jaket	0,25 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 159.745

Tabel 3.25 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	919 kg/m ³
Densitas <i>Cake</i>	930 kg/m ³
Diameter bowl	30 in
Panjang bowl	60 in
Speed	2700 rpm
Power	200 hp
Harga	\$ 46.446

Tabel 3.26 Spesifikasi Evaporator

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°C
Suhu keluar	74,48 °C

..... Lanjutan Tabel 3.26

Tekanan	1 atm
Luas Transfer panas	274 ft ²
Jumlah <i>tube</i> evaporator	38 buah
OD tube	¾ in
ID tube	0,58 in
OD shell	16 in
ID shell	10 in
Panjang tube (L)	16 ft
Uc	538,729 Btu//Jam.ft2.F
Ud	317 Btu//Jam.ft2.F
Rd	0,001
BWG	14
Pressure Drop Shell	0,14 psi
Pressure Drop Tube	0,72 psi
ID shell separator fasa	1,02 m
Tebal head separator fasa	¼ in
Tebal shell separator fasa	3/16 in
Tinggi total evaporator	2,35 m
Harga	\$ 512.462

Tabel 3.27 Spesifikasi *Condensor*

Spesifikasi alat	CD-01
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas keluaran evaporator
Jenis	<i>Shell and tube condensor</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type II grade 316</i>

..... Lanjutan Tabel 3.27

Suhu masuk	74,48 °C
Suhu keluar	75,21 °C
Tekanan	1 atm
Luas transfer panas	591 ft ²
Jumlah <i>tube condensor</i>	278 buah
OD <i>tube</i>	¾ in
ID tube	0,584 in
OD shell	26,75 in
ID <i>shell</i>	21,25 in
Panjang tube (L)	16 ft
Ud	85 Btu//Jam.ft ² .F
Uc	109 Btu//Jam.ft ² .F
Rd	0,0029
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,007 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	1,35 psi
Harga	\$ 144.311

Tabel 3.28 Spesifikasi *heater* 1

Spesifikasi alat	HE-01
Fungsi	Menaikkan suhu <i>crude oil</i> sebelum masuk <i>degummer</i>
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30°C
Suhu keluar	60 °C
Luas Transfer panas	72 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>
IPS <i>annulus</i>	2,07 in

Spesifikasi alat	HE-01
Schedule N <i>annulus</i>	40
<i>Cold Fluid (inner)</i>	H ₃ PO ₄
IPS <i>inner</i>	1 ¼
Schedule N <i>inner</i>	40
L	12 ft
Uc	138,87 btu/jam.ft ² .F
Ud	49 btu/jam.ft ² .F
Harga	\$ 12.403

Tabel 3.29 Spesifikasi *heater* 2 dan 3

Spesifikasi alat	HE-02	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu H ₃ PO ₄ sebelum masuk <i>degummer</i>	Menaikkan suhu <i>crude oil</i> dan HCl 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	40°C
Suhu keluar	60 °C	60 °C
Luas Transfer panas	6,9 ft ²	57,7 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
IPS <i>annulus</i>	2,5	2,5
Schedule N <i>annulus</i>	40	40
<i>Cold Fluid (inner)</i>	H ₃ PO ₄	<i>Crude oil dan HCl</i>
IPS <i>inner</i>	1 ¼	1 ¼

Spesifikasi alat	HE-02	HE-03
<i>Schedule N Inner</i>	40	40
L	12 ft	12 ft
Uc	16,78 btu/jam.ft ² .F	46,04 btu/jam.ft ² .F
Ud	6 btu/jam.ft ² .F	42 btu/jam.ft ² .F
Rd	1,33	0,002
Harga	\$ 1.370	\$ 2.056

Tabel 3.30 Spesifikasi *heater* 4 dan 5

Spesifikasi alat	HE-04	HE-05
Fungsi	Menaikkan suhu CH ₃ OH 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	6,5 ft ²	2,9 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
<i>IPS annulus</i>	2	3
<i>Schedule N annulus</i>	40	40
<i>Cold Fluid (inner)</i>	CH ₃ OH	CH ₃ OH
<i>IPS inner</i>	1 ¼	2
<i>Schedule N inner</i>	40	40
L	12 ft	20 ft
Uc	120,72 btu/jam.ft ² .F	133,91 btu/jam.ft ² .F
Ud	101 btu/jam.ft ² .F	28 btu/jam.ft ² .F

.....Lanjutan Tabel 3.30

Rd	0,0016	0,028
Harga	\$ 1.370	\$ 2.056

Tabel 3.31 Spesifikasi *Heater 6 dan Heater 7*

Spesifikasi alat	HE-06	HE-07
Fungsi	Menaikkan suhu CH ₃ OH 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	5,8 ft ²	76 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>	<i>steam</i>
<i>IPS annulus</i>	2	2
<i>Schedule N annulus</i>	40	40
<i>Cold Fluid (inner)</i>	CH ₃ OH	CH ₃ OH
<i>IPS inner</i>	1 ¼	1 ¼
<i>Schedule N inner</i>	40	40
L	10 ft	10 ft
Uc	68,60 btu/jam.ft ² .F	316,45 btu/jam.ft ² .F
Ud	6 btu/jam.ft ² .F	56 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,14	0,015
Harga	\$ 1.370	\$ 2.056

Tabel 3.32 Spesifikasi *heater* 8

Spesifikasi alat	HE-08
Fungsi	Menaikkan suhu <i>HCl</i> sebelum masuk kedalam <i>Netralizer 02</i>
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30°C
Suhu keluar	60 °C
Luas Transfer panas	5 ft ²
<i>Hot fluid (annulus)</i>	<i>Steam</i>
<i>IPS annulus</i>	2
<i>Schedule N annulus</i>	40
<i>Cold Fluid (inner)</i>	HCl
<i>IPS inner</i>	1 ¼
<i>Schedule N inner</i>	40
L	120 ft
Uc	69,55 btu/jam.ft ² .F
Ud	6 btu/jam.ft ² .F
Harga	\$ 1.543

Tabel 3.33 Spesifikasi *cooler* 1

Spesifikasi alat	CL-01
Fungsi	Mendinginkan keluaran DC-01 menuju tangki gum
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	30°C
Suhu keluar	45 °C

..... Lanjutan Tabel 3.33

Luas Transfer panas	326 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin
ID <i>shell</i>	12 in
ID <i>tube</i>	1,37 in
<i>Hot Fluid</i>	Gum
OD	1 ½ in
L	16 ft
Uc	24,88 btu/jam.ft ² .F
Ud	4,95 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,16
BWG	12
Harga	\$ 1.826

Tabel 3.34 Spesifikasi *cooler* 2

Spesifikasi alat	CL-02
Fungsi	Mendinginkan D-02 ke T-biodiesel
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	40°C
Suhu keluar	30 °C
Luas Transfer panas	329 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin
ID <i>shell</i>	21 ¼ in
ID <i>tube</i>	¼ in
<i>Hot Fluid</i>	NaoH
OD	1 ½ in
L	18 ft
Uc	107 btu/jam.ft ² .F
Ud	68 btu/jam.ft ² .F

....Lanjutan Tabel 3.34

Rd	0,005
BWG	18
Harga	\$ 1.584

Tabel 3.35 Spesifikasi *cooler* 3

Spesifikasi alat	CL-03
Fungsi	Mendinginkan keluaran R-02 menuju NT-02
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	60°C
Suhu keluar	40 °C
Luas Transfer panas	896 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin
ID <i>shell</i>	39 in
ID <i>tube</i>	1,4 in
<i>Hot Fluid</i>	Biodiesel
OD	1 ½ in
L	20 ft
Uc	68 btu/jam.ft ² .F
Ud	34 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,01
BWG	20
Harga	\$ 4,126

Tabel 3.36 Spesifikasi *cooler* 4

Spesifikasi alat	CL-04
Fungsi	mendinginkan DG 01 menuju WT 01
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	60 °C
Suhu keluar	40 °C
Luas Transfer panas	236 ft ²
<i>Cold fluid</i>	Air pendingin
ID <i>shell</i>	21 ¼ in
ID <i>tube</i>	¼ in
<i>Hot Fluid</i>	Trigliserida
OD	1 ½ in
L	20 ft
Uc	64 btu/jam.ft ² .F
Ud	50 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,004
BWG	18
Harga	\$ 2.806

Tabel 3.37 Spesifikasi *cooler* 5

Spesifikasi alat	CL-05
Fungsi	Mendinginkan keluaran EV-01 menuju tangki Gliserol
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	95°C
Suhu keluar	30 °C
Luas Transfer panas	611 ft ²

....Lanjutan Tabel 3.37

Cold fluid	Air pendingin
ID shell	21 ¼ in
ID tube	1,4 in
Hot Fluid	Gliserol
OD	1 ½ in
L	20 ft
Uc	54 btu/jam.ft ² .F
Ud	40 btu/jam.ft ² .F
Rd	0,006
BWG	18
Harga	\$ 1.826

Tabel 3.38 Spesifikasi cooler 6

Spesifikasi alat	CL-06
Fungsi	Mendinginkan keluaran EV-01 menuju tangki Metanol
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	95°C
Suhu keluar	30 °C
Luas Transfer panas	791 ft ²
Cold fluid	Air pendingin
ID shell	21 ¼ in
ID tube	¼ in
Hot Fluid	Metanol
OD	1 ¼ in
L	18 ft
Uc	36 btu/jam.ft ² .F
Ud	26 btu/jam.ft ² .F

.....Lanjutan Tabel 3.38

Rd	0,007
BWG	18
Harga	\$ 1.643

Tabel 3.39 Spesifikasi pompa P-01 dan P -02

Spesifikasi alat	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan hasil keluaran <i>screw press</i> menuju CF-01	Mengalirkan keluaran CF-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)	44,266	44,408
Suhu	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	3,068	3,068
Sch N	40	40
NPS (in)	3	3
Total head (m)	2,907	5,662
Motor penggerak (HP)	10	15
Efisiensi pompa	30%	30%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 58.762	\$ 58.785

Tabel 3.40 Spesifikasi pompa P-03 dan P -04

Spesifikasi alat	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan keluaran tangki H ₃ PO ₄ menuju DG-01	Mengalirkan keluaran DG-01 menuju washing tower sampai DC-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	0,056	128,817
Suhu	30°C	40°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	0,493	3,068
Sch N	40	40
NPS (in)	0,375	3
Total head (m)	4,295	26,065
Motor penggerak (HP)	15	200
Efisiensi pompa	20%	30%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 58.780	\$ 58.785

Tabel 3.41 Spesifikasi pompa P-05 dan P -06

Spesifikasi alat	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan keluaran DC-01 menuju tangki gum	Mengalirkan keluaran DC-01 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)	0,008	45,432

...Lanjutan tabel 3.41

Suhu	40°C	40°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	0,269	3,068
Sch N	40	40
NPS (in)	0,13	3
Total head (m)	9.322	8,737
Motor penggerak (HP)	1 1/2	30
Efisiensi pompa	20%	25%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 58.785	\$ 58,762

Tabel 3.42 Spesifikasi pompa P-07 dan P-08

Spesifikasi alat	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan keluaran tangki HCl menuju R-01	Mengalirkan keluaran tangki CH ₃ OH 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)	0,268	18,096
Suhu	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	0,493	2,067
Sch N	40	40
NPS (in)	0,38	2
Total head (m)	6,149	6,989

...Lanjutan tabel 3.42

Motor penggerak (HP)	7 1/2	25
Efisiensi pompa	20%	20%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 30.197	\$ 38.900

Tabel 3.43 Spesifikasi pompa P-09 dan P -10

Spesifikasi alat	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan keluaran R-01 menuju N-01	Mengalirkan keluaran M-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)	1,678	0,179
Suhu	60°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	0,824	1,049
Sch N	40	40
NPS (in)	0,75	1
Total head (m)	4,691	3,737
Motor penggerak (HP)	7 1/2	1
Efisiensi pompa	30%	20%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 58.762	\$ 30.197

Tabel 3.44 Spesifikasi pompa P-11 dan P-12

Spesifikasi alat	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan keluaran N-01 menuju R-02	Mengalirkan keluaran tangki CH ₃ OH 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)	1,375	12,378
Suhu	60°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	0,824	1,610
Sch N	40	40
NPS (in)	0,75	1,50
Total head (m)	5,350	7,786
Motor penggerak (HP)	7 1/2	20
Efisiensi pompa	32%	36%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 58.762	\$ 56.554

Tabel 3.45 Spesifikasi pompa P-13 dan P-14

Spesifikasi alat	P-13	P-14
Fungsi	Mengalirkan keluaran M-01 menuju R-02	Mengalirkan keluaran R-02 menuju N-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Suhu	30°C	60°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Kapasitas (gpm)	0,0005	62,734
Ukuran pipa :		

ID (in)	0,269	3,068
Sch N	40	40
NPS (in)	0,13	3
Total head (m)	4,706	9,269
Motor penggerak (HP)	40	30
Efisiensi pompa	20%	35%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 31.524	\$ 58.762

Tabel 3.46 Spesifikasi pompa P-15 dan P-16

Spesifikasi alat	P-15	P-16
Fungsi	Mengalirkan keluaran tangki HCl menuju N-02	Mengalirkan keluaran N-02 menuju DC-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Suhu	30°C	40°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Kapasitas (gpm)	1,341	64,521
ID (in)	0,824	3,068
Sch N	40	40
NPS (in)	0,75	3
Total head (m)	4,346	8,932
Motor penggerak (HP)	5	30
Efisiensi pompa	20%	35%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 30.197	\$ 58.762

Tabel 3.47 Spesifikasi pompa P-17 dan P -18

Spesifikasi alat	P-17	P-18
Fungsi	Mengalirkan keluaran DC-02 menuju tangki biodiesel	Mengalirkan keluaran DC-02 menuju EV-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	66,360	19,234
Suhu	40C	40°C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID (in)	3,068	2,067
Sch N	40	40
NPS (in)	3	2
Total head (m)	24,751	7,597
Motor penggerak (HP)	60	20
Efisiensi pompa	38%	45%
Jumlah	2 unit	2 unit
Harga	\$ 58.762	\$ 47.251

Tabel 3.48 Spesifikasi pompa P-19

Spesifikasi alat	P-19
Fungsi	Mengalirkan keluaran EV-01 menuju tangka penyimpanan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (gpm)	3,945
Suhu	95 °C
Tekanan	1 atm

...Lanjutan tabel 3.48

ID (in)	1,049
Sch N	40
NPS (in)	1
Total head (m)	12,599
Motor penggerak (HP)	25
Efisiensi pompa	45%
Jumlah	2 unit
Harga	\$ 49.426

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku untuk memenuhi kapasitas pabrik biodiesel yang dibuat yaitu kapasitas 62.000 ton/tahun. Di Cilacap menjadi tempat untuk berdirinya pabrik biodiesel. Bahan baku biji nyamplung diperoleh dari sekitar tempat berdirinya pabrik. Sedangkan methanol diperoleh dari PT. Medco Methanol Bunyu di Jakarta Timur. Untuk membuat biodiesel membutuhkan bahan baku lainnya yaitu Asam Fosfat, Natrium Hidroksida, dan Asam Klorida. Berikut adalah table kebutuhan bahan baku

Tabel 3.49 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (Ton/Tahun)
Biji Nyamplung	94.775,959
H ₃ PO ₄	717,510
HCL	1.588,489
CH ₃ OH	21.257,718
NaOH	626,691

3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses, umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisa kebutuhan alat proses maka akan dapat diketahui anggaran yang akan diperlukan untuk peralatan proses, untuk pembelian alat maupun perawatan alatnya



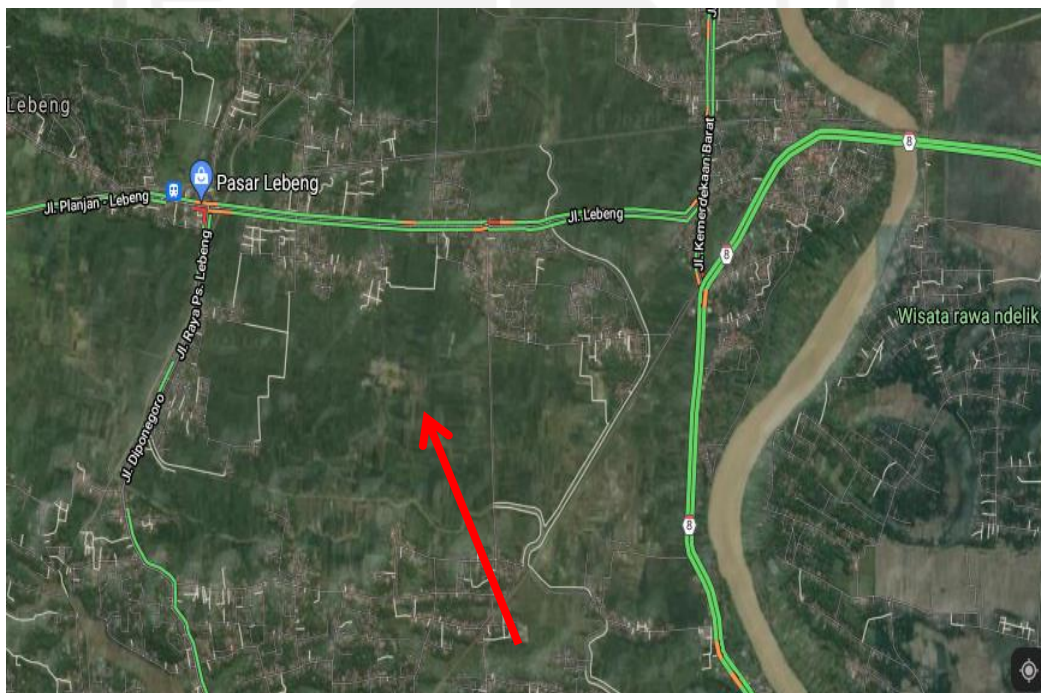
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan suatu hal yang penting, karena akan mempengaruhi kedudukan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan tersebut. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik



Gambar 4.1 Lokasi didirikan pabrik biodiesel

a. Letak sumber bahan baku

Lokasi pabrik biodiesel direncanakan berdiri di daerah Kabupaten Cilacap Provinsi Jawa Tengah, dengan pertimbangan bahwa daerah ini banyak terdapat populasi nyamplung yang telah dikembangkan oleh masyarakat Cilacap, sebanyak 300 ha luas lahan populasi nyamplung yang

dikembangkan oleh Dinas Kehutanan dan Perkebunan Kabupaten Cilacap, dan 1.000 ha lahan yang dikelola Perum Perhutani KPH Banyumas Barat. Sedangkan CH_3OH 97% dapat diperoleh di PT. Medco Methanol Bunyu di Jakarta Timur dan untuk H_3PO_4 didapat dari PT. Petrokimia Gresik, NaOH dari PT. Aneka Inti Gresik dan HCl diperoleh dari PT Insoclay Acidatama.

b. Pemasaran Produk

Produk pabrik ini merupakan bahan baku pembuatan biodiesel, sehingga dapat dipasarkan ke PT. Pertamina Cilacap 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 Cilacap, Jawa Tengah.

c. Tenaga Kerja

Kabupaten Cilacap merupakan salah satu daerah produktif di Jawa Tengah, sehingga penyediaan tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah di sekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.

d. Utilitas

Fasilitas utilitas yang meliputi penyediaan air, bahan bakar, dan listrik. Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN maupun swasta yang sudah masuk ke wilayah ini. Sedangkan untuk penyediaan air dapat diambil dari sungai.

e. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Pendirian pabrik di Kabupaten Cilacap dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat dan laut yang mudah dijangkau karena Kabupaten Cilacap bisa dilalui dengan melewati Pelabuhan Tanjung Intan Cilacap. Sehingga transportasi dari sumber bahan

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

f. Keadaan Geografis dan Iklim

Letak geografis Kabupaten Cilacap berada di Provinsi Jawa Tengah bagian Barat Daya dan merupakan daerah yang berbatasan langsung dengan Provinsi Jawa Barat merupakan salah satu kota Pusat Kegiatan Nasional (PKN) dalam Rencana Tata Ruang Wilayah Nasional (RTRWN). Kabupaten Cilacap secara geografis berada di antara $108^{\circ}4'30''$ - $109^{\circ}30'30''$ BT dan $7^{\circ}30'$ - $7^{\circ}45'20''$ LS, dengan luas 225.360,840 Ha (termasuk Pulau Nusakambangan), dan secara administratif letaknya berbatasan dengan :

Sebelah Timur adalah Kabupaten Kebumen dan Kabupaten Banyumas, Sebelah Selatan adalah Samudera Hindia, Sebelah Barat adalah Kabupaten Ciamis dan Kabupaten Kuningan, dan Sebelah Utara adalah Kabupaten Brebes. 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 Kabupaten Cilacap 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 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

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Alat	Luas (m ²)
1	Alat Proses	9.800,00
2	Alat Utilitas	3.300,00
3	Perluasan Pabrik 1	4.860,00
4	Perluasan Pabrik 2	2.592,00
5	Perluasan Pabrik 3	2.808,00
6	Unit Pengolahan Limbah	1.225,00
7	Control Room Utilitas	500,00
8	Control Room Produksi	625,00
9	Gudang Alat	1.500,00
10	Unit Pemadam Kebakaran	1.200,00
11	Bengkel	1.200,00
12	Parkir Truk	2.000,00
13	Kantin	400,00
14	Laboratorium	600,00
15	Perpustakaan	625,00
16	Masjid	875,00
17	Parkir Utama	1.250,00
18	Kantor Teknis dan Produksi	1.200,00
19	Kantor Utama	2.000,00
20	Mesh Karyawan	3.000,00
21	Rumah Dinas	1.920,00
22	Poliklinik	600,00

...Lanjutan tabel 4.1

23	Pos Keamanan	196,00
24	Taman 1	900,00
25	Taman 2	1.080,00
26	Taman 3	1.080,00
Total Dimensi		47.336,00

Luas tanah : 47.336 m²

Luas bangunan : 30.776 m²



Skala 1:1200

Gambar 4.2 Layout Pabrik Biodiesel

Keterangan:

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 peralatan	25. Unit pemadam
6. Masjid	16. Control room utilitas	26. Daerah perluasan 3
7. Parkir Utama	17. Upl	* Jalan Area Pabrik
8. Laboratorium	18. Alat utilitas	** Jalan Raya
9. Kantin	19. Control room produk	
10. Rumah Dinas	20. Alat Proses	

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

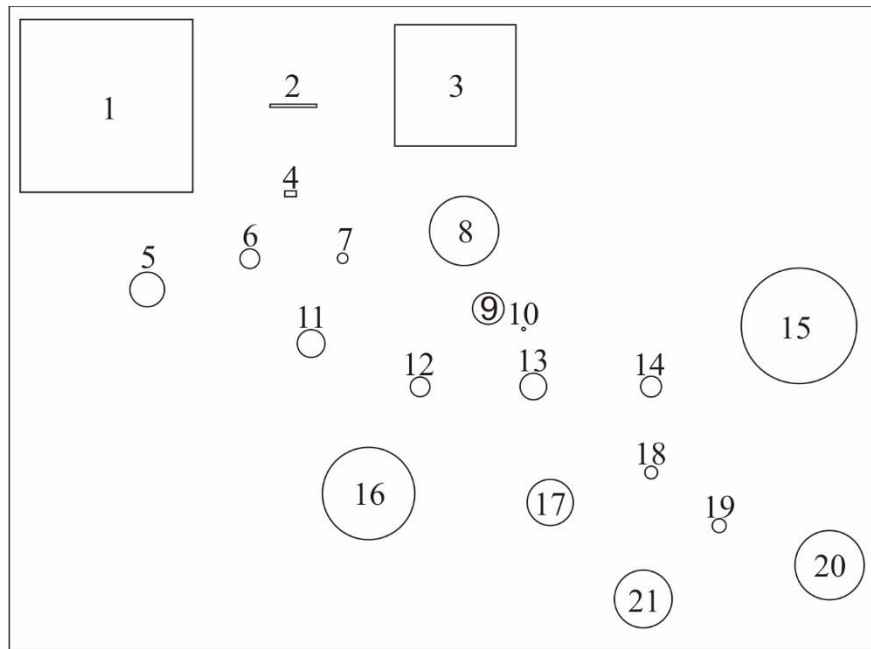
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

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. Layout Alat Proses

Skala 1:1000

Keterangan:

- | | | |
|--|-----------------------------------|------------------------------------|
| 1. Gudang Biji | 9. Silo | 17. Tangki HCl 36% |
| 2. <i>Screw Press</i> | 10. <i>Mixer-01</i> | 18. <i>Decanter-02</i> |
| 3. Gudang Ampas | 11. Reaktor-01 | 19. Evaporator |
| 4. <i>Centrifuge</i> | 12. <i>Netralizer-01</i> | 20. Tangki CH ₃ OH 100% |
| 5. Tangki H ₃ PO ₄ 85% | 13. Reaktor-02 | 21. Tangki Gliserol |
| 6. <i>Degummer</i> | 14. <i>Netralizer-02</i> | |
| 7. <i>Decanter-01</i> | 15. Tangki Biodiesel | |
| 8. Tangki Gum | 16. Tangki CH ₃ OH 97% | |

4.3 Alir Proses dan Material

4.3.1 Neraca Massa Alat

1. *Screw Press* (SP-01)

Tabel 4.2 Neraca Massa *Screw Press*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
Bij Nyamplung	11.966,661	-	-
Ampas	-	41,883	4.146,448
NCO	-	7.778,330	-
Total	11.966,661	11.966,661	

2. *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 4.3 Neraca massa centrifuge (CF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
NCO	7.778,330	77,783	7.700,547
Ampas	41,883	41,883	-
Total	7.820,213	7.820,213	

3. *Degummer* (DG-01)

Tabel 4.4 Neraca massa degummer (DG-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 8	Arus 9
TG	5.421,185	-	5.421,185

.....Lanjutan Tabel 4.4

FFA	2.273,971	-	2.273,971
H2O	3,850	13,589	17,439
H3PO4	-	77,005	77,005
Gum	1,540	-	1,540
Total	7.791,141		7.791,141

4. *Washing Tower* 01 (WT-01)

Tabel 4.5 Neraca massa *washing tower* 01 (WT-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
TG	5.419,185	-	5.419,185
FFA	2.273,971	-	2.273,971
H2O	17,439	389,557	406,997
H3PO4	77,005	-	77,005
Gum	1,540	-	1,540
Total	8.180,698		8.180,698

5. Dekanter 01 (DC-01)

Tabel 4.6 Neraca massa dekanter 01 (DC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 14
TG	5.421,185	0,369	5.420,816
FFA	2.273,971	0,064	2.273,908
H2O	406,997	406,997	-

.....Lanjutan Tabel 4.6

H3PO4	77,005	77,005	-
Gum	1,540	1,540	-
Total	8.180,698	8.180,698	

6. Reaktor Esterifikasi 01 (R-01)

Tabel 4.7 Neraca massa Reaktor Esterifikasi (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
FFA	2.273,908	-	-	45.478
TG	5.420,816	-	-	5.420,816
RCOOHCH3	-	-	-	2.338,904
Metanol	-	1.546,000	-	1.293,486
HCL	-	-	22,739	22.739
H2O	-	47,814	40,425	230,278
Total	9.351,702			9.351,702

7. Mixer 01 (M-01)

Tabel 4.8 Neraca massa Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 19	Arus 18	Arus 20	Arus 22
NaOH	-	79,128	24,920	54,208
H2O	146,951	0,799	46,531	101,220
Total	226,878		226,878	

8. Netralizer 01 (N-01)

Tabel 4.9 Neraca massa Netralizer 01 (N-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 17	Arus 20	Arus 21
FFA	45,478	-	45,478
TG	5.420,816	-	5.420,816
RCOOHCH ₃	2.338,904	-	2.338,904
Metanol	1.293,486	-	1.293,486
HCL	22,739	-	-
H ₂ O	230,278	46,531	288,023
NaOH	-	24,920	-
NaCl	-	-	36,445
Total	9.423,152		9.423,152

9. Reaktor Transesterifikasi 02 (R-02)

Tabel 4.10 Neraca massa Reaktor Transesterifikasi 02 (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 21	Arus 23	Arus 22	Arus 24
FFA	45,478	-	-	45,478
TG	5.420,816	-	-	108,416
RCOOHCH ₃	2.338,904	-	-	7.674,104
Metanol	1.293,486	1.057,534	-	1.775,020
NaOH	-	-	54,208	54,208
H ₂ O	288,023	32,707	101,220	421,950
Gliserol	-	-	-	552,000
NaCl	36,445	-	-	36,445
Total	10.668,822			10.668,822

10. Netralizer 02 (N-02)

Tabel 4.11 Neraca massa Netralizer 02 (N-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
FFA	45,478	-	45,478
TG	108,416	-	108,416
RCOOHCH3	7.674,104	-	7.674,104
Metanol	1.775,020	-	1.775,020
NaOH	54,208	-	-
H2O	421,950	87,938	534,281
Gliserol	553,200	49,465	553,200
HCL	-	-	-
NaCL	36,445		115,724
Total		10.806,224	10.806,224

11. Washing Tower 02 (WT-02)

Tabel 4.12 Neraca massa *washing tower* 02 (WT-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 26	Arus 27	Arus 28
TG	108,416	-	108,416
FFA	45,478	-	45,478

...Lanjutan tabel 4.12

RCOOCH ₃	7.674,104	-	7.674,104
Metanol	1.775,020	-	1.775,020
H ₂ O	534,281	513,597	1.047,878
Gliserol	553,200	-	553,200
NaCl	115,724	-	115,724
Total	11.319,822		11.319,822

12. Dekanter 02 (DC-02)

Tabel 4.13 Neraca massa dekanter 02 (DC-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 28	Arus 29	Arus 30
TG	108,416	-	108,416
FFA	45,478	-	45,478
RCOOCH ₃	7.674,104	-	7.674,104
Metanol	1.775,020	-	1.775,020
H ₂ O	534,281	513,597	1.047,878
Gliserol	553,200	-	553,200
NaCl	115,724	-	115,724
Total	11.319,822		11.319,822

13. Evaporator 01 (EV-01)

Tabel 4.14 Neraca massa evaporator 01 (EV-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 29	Arus 31	Arus 32
TG	0,007	0,007	-
FFA	0,001	0,001	45,478
RCOOCH ₃	-	-	-
Metanol	1.775,020	-	1.775,020
H ₂ O	1.047,679	251,443	796,236
Gliserol	553,106	553,106	-
NaCl	115,724	115,724	-
Total		3.491,539	3.491,539

4.3.2 Neraca Energi Alat

1. Heater (HE-01)

Tabel 4.15 Neraca panas heater (HE-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	109.965,961	-
H2	-	772.229,803
M x H _v	852.208,495	-
M x H _L	-	189.944,653
Total	962.174,457	962.174,457

2. Heater (HE-02)

Tabel 4.16 Neraca panas heater (HE-02)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	1.282,354	-
H2	-	9.068.011
M x Hv	10.018,669	-
M x HL	-	2.233.013
Total	11.301.024	11.301.024

3. Degummer (DG-01)

Tabel 4.17 Neraca panas degummer (DG-01)

Komponen	Masuk		Keluar
	Q1 (Kj/ jam)	Q2 (Kj/jam)	Q (Kj/jam)
TG	42.397,640	-	42.397,640
FFA	30.073,675	-	30.073,675
H3PO4	-	2.119,389	2.119,389
H2O	2.824,608	13.558,117	16.382,725
Total		90.973,429	90.973,429

4. *Washing Tower* (WT-01)

Tabel 4.18 Neraca panas *washing tower* (WT-01)

Komponen	Masuk		Keluar
	Q1 (Kj/ jam)	Q2 (Kj/jam)	Q (Kj/jam)
TG	18.058,010	-	18.058,010
H2O	1.094,840	24.456,230	25.551,070
FFA	12.536,030	-	12.536,030
H3PO4	2.784,980	-	2.784,980
Total		58.930,090	58.930,090

5. *Decanter* (DC-01)

Tabel 4.19 Neraca panas decanter (DC-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Q1 (Kj/jam)	Q (Kj/jam)	Q (Kj/jam)
TG	18.058,010	1,228	18.056,782
FFA	25.551,071	25.551,071	12.535,677
H2O	12.536,028	278,498	-

.....Lanjutan Tabel 4.19

H3PO4	2.784,977	0,351	-
Total	58.930,088	58.930,088	

6. *Reaktor Esterifikasi* 01 (R-01)

Tabel 4.20 Neraca panas reaktor esterifikasi 01 (R-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Hin	225.462,618	-
Hout	-	224.339,170
ΔHR	32.412,445	-
Q pendinginan	-	33.535,893
Total	257.875,063	257.875,063

7. *Netralizer* 01 (N-01)

Tabel 4.21 Neraca panas netralizer 01 (N-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Hin	233.044,986	-

...Lanjutan tabel 4.21

Hout	-	115.970,484
ΔHR	37.943,110	-
Q pendinginan	-	155.017,611
Total	270.988,096	270.988,096

8. *Reaktor* Transesterifikasi 02 (R-02)

Tabel 4.22 Neraca panas reaktor transesterifikasi 02 (R-02)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Hin	234.967,242	-
Hout	-	381.067,792
ΔHR	280.991,993	-
Q pendinginan	-	134.891,443
Total	515.959,235	515.959,235

9. *Netralizer* 02 (N-02)

Tabel 4.23 Neraca panas netralizer 02 (N-02)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Hin	168.989,377	-
Hout	-	168.410,450
ΔHR	82.538,703	-
Q pendinginan	-	83.117,629
Total	251.578,080	251.578,080

10. *Washing Tower* (WT-02)

Tabel 4.24 Neraca panas *washing tower* (WT-02)

Komponen	Masuk		Keluar
	Q1 (Kj/jam)	Q2 (Kj/jam)	Q (Kj/jam)
TG	361,136	-	361,136
H ₂ O	33.541,953	32.239,647	65.781,600
FFA	250,714	-	250,714
RCOOHCH ₃	41.169,554	-	41.169,554
NaCl	2.545,649	-	2.545,649
CH ₃ OH	66.973,055	-	66.973,626
Gliserol	23.568,390	-	23.568,390
Total	200.650,098		200.650,098

11. *Decanter* (DC-02)

Tabel 4.25 Neraca panas *decanter* (DC-02)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Q1 (Kj/jam)	Q (Kj/jam)	Q (Kj/jam)
RCOOHCH ₃	41.169,554	-	41.169,554
H ₂ O	65.781,599	65.769,101	12,498
TG	36,136	0,0246	361,111
NaCl	2.545,649	2.545,649	-
CH ₃ OH	66.973,055	66.973,055	-
FFA	250,714	0,007	250,707
Gliserol	23,568,390	23.564,389	4,007
Total	200.650,097	200.650,097	

12. Evaporator (EV-01)

Tabel 4.26 Neraca panas evaporator (EV-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	158.841.770	-
H2	-	201.673,551
H3	-	138.814,529
H vap	-	3.702.251,504
M x Hv	4.997,843,007	-
M x HL	-	1.113.945,193
Total	5.156.684,777	5.156.684,777

13. Condensor (CDT-01)

Tabel 4.27 Neraca panas condensor (CDT-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	201.900,329	-
Δ HR Laten	3.706.263,598	-
H3	-	396.449,212
Q pendinginan	-	3.511.714,715
Total	3.908.163,972	3.908.163,972

14. Heater 03 (HE-03)

Tabel 4.28 Neraca panas heater 03 (HE-03)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	334.167,800	-
H2	-	781.383,744

...Lanjutan tabel 4.28

m x Hv	575.482,462	
M x HL	-	128.266,519
Total	909.650,263	909.650,263

15. Heater 04 (HE-04)

Tabel 4.29 Neraca panas heater 04 (HE-04)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	34.686,601	-
H2	-	246.849,107
m x Hv	273.013,079	
M x HL	-	60.850,572
Total	307.699,680	307.699,680

16. Heater 05 (HE-05)

Tabel 4.30 Neraca panas heater 05 (HE-05)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	13.926,579	-
H2	-	99.109,267
m x Hv	109.614,032	
M x HL	-	24.431,345
Total	123.540,611	123.540,611

17. Heater 06 (HE-06)

Tabel 4.31 Neraca panas heater 06 (HE-06)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	26.361,445	-
H2	-	181.917,726
m x Hv	200.171,556	
M x HL	-	44.615,276
Total	226.533,001	226.533,001

18. Heater 07 (HE-07)

Tabel 4.32 Neraca panas heater 07 (HE-07)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	373.003,002	-
H2	-	754.443,501
m x Hv	490.841,887	-
M x HL	-	109.401,388
Total	863.844,889	863.844,889

19. Heater 08 (HE-08)

Tabel 4.33 Neraca panas heater 08 (HE-08)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	2.695,341	-
H2	-	8.054,232
m x Hv	6.895,879	-
M x HL	-	1.536,989
Total	9.591,220	9.591,220

20. Cooler 01 (CO-01)

Tabel 4.34 Neraca panas cooler 01 (CO-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	72.128,667	-
H2	-	50,762,911
Q Pendinginan	-	122.891,578
Total	72.128,667	72.128,667

21. Cooler 02 (CO-02)

Tabel 4.35 Neraca panas cooler 02 (CO-02)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	517.273,800	-
H2	-	211.678,431
Q Pendinginan	-	305.595,369
Total	517.273,800	517.273,800

22. Cooler 03 (CO-03)

Tabel 4.36 Neraca panas cooler 03 (CO-03)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	302.624,784	-
H2	-	183.924,348
Q Pendinginan	-	118.700,435
Total	302.624,784	302.624,784

23. Cooler 04 (CO-04)

Tabel 4.37 Neraca panas cooler 04 (CO-04)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	176.243,288	-
H2	-	70.435,679
Q Pendinginan	-	105.807,608
Total	176.243,288	176.243,288

24. Cooler 05 (CO-05)

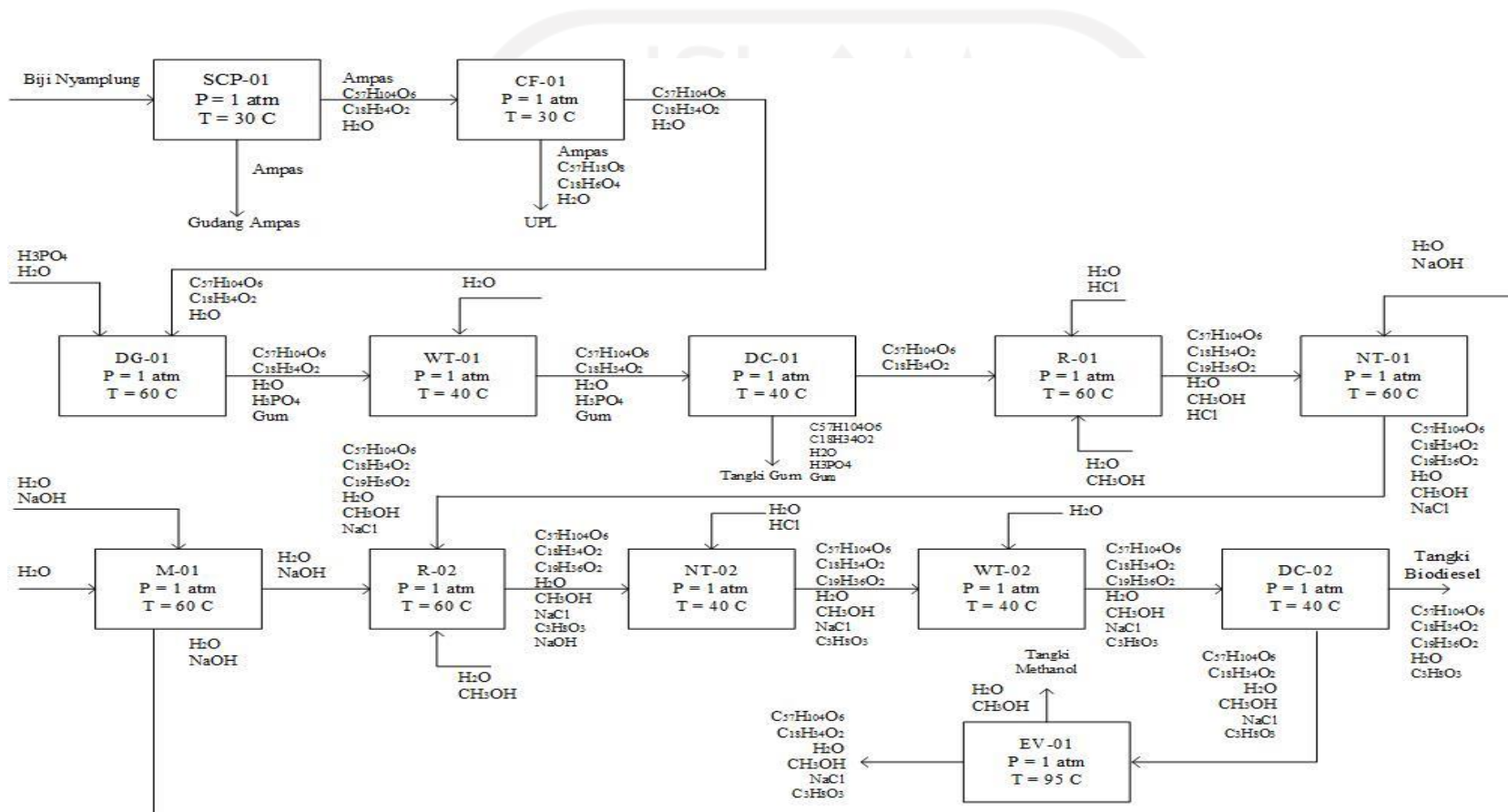
Tabel 4.38 Neraca panas cooler 05 (CO-05)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	1.146.318,871	-
H2	-	1.010.710,571
Q Pendinginan	-	135.608,299
Total	1.146.318,871	1.146.318,871

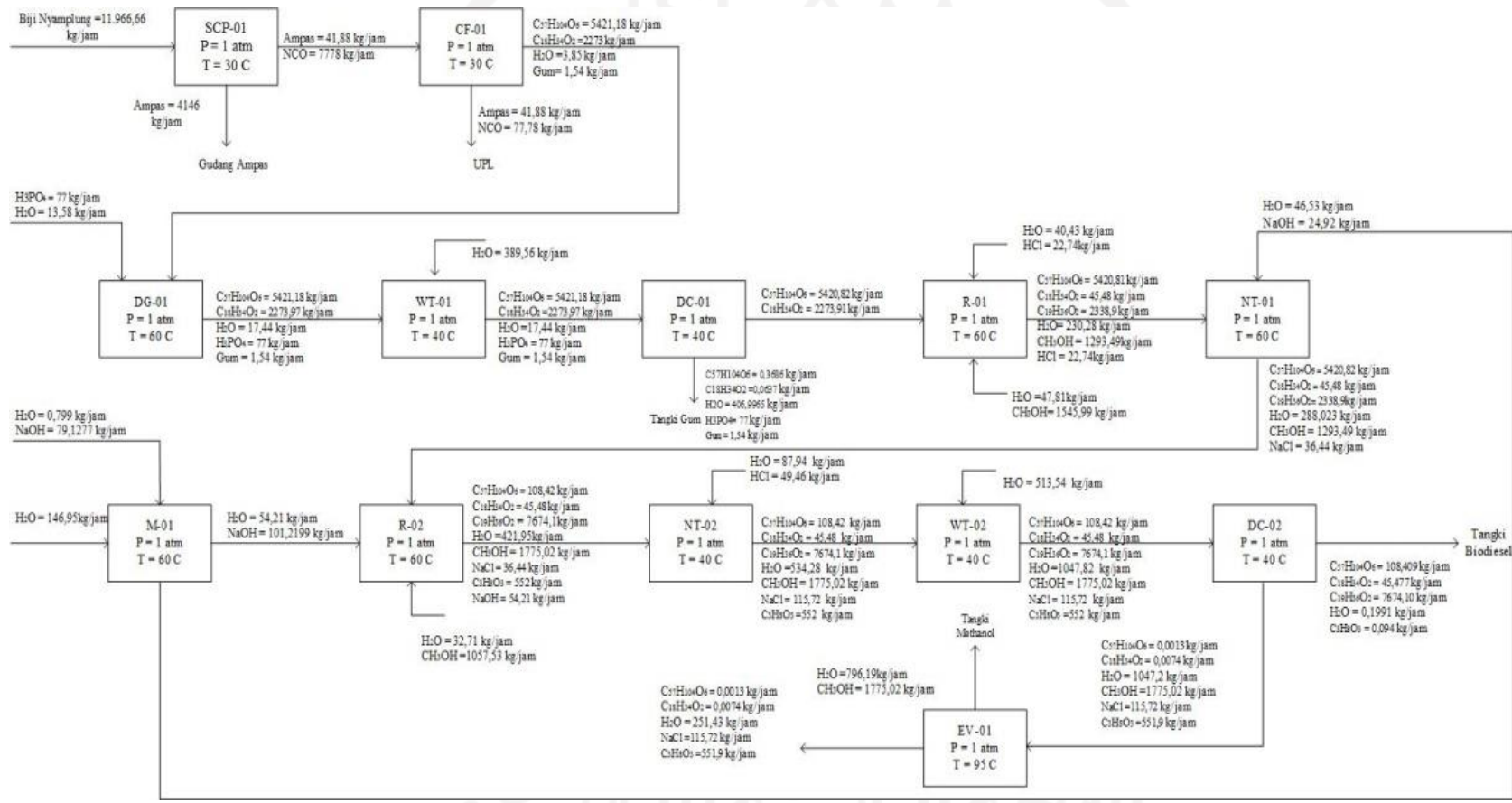
25. Cooler06 (CO-06)

Tabel 4. 39 Neraca panas cooler 06 (CO-06)

Komponen Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H1	489.334,059	-
H2	-	67.064,090
Q Pendinginan	-	135.608,299
Total	489.334,059	489.334,059



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5 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

4.1.1 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 Serayu 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:

- 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*).

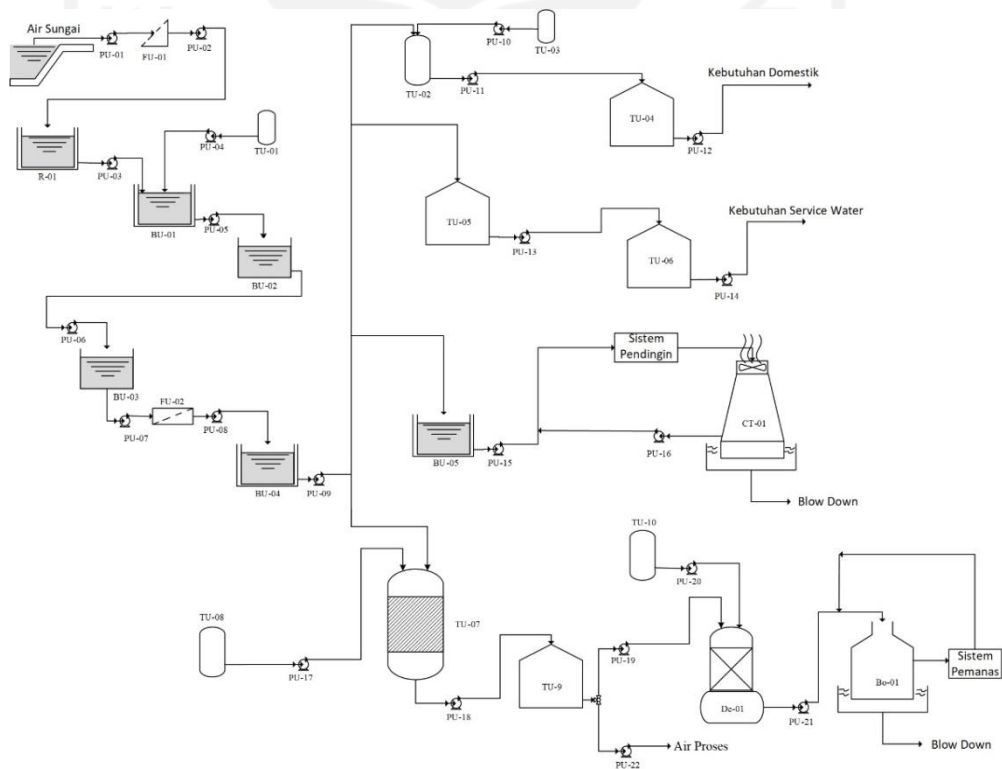
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- 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 :



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 N_2H_4
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 ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), 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*

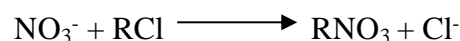
Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi.

Pengolahan air di unit demineralisasi, yaitu :

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin 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:

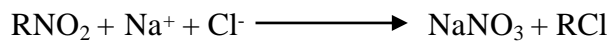


Ion NO₃⁻ dapat menggantikan ion Cl⁻ yang ada dalam resin karena selektivitas NO₃⁻ lebih besar dari selektivitas OH⁻. Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



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

Reaksi Regenerasi :

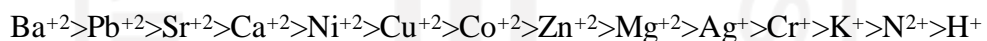


- Kation (*Cation Exchanger*)

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 :

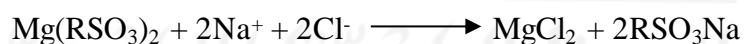


Ion Mg^{2+} dapat menggantikan ion Na^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{2+} lebih besar dari selektivitas Na^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



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

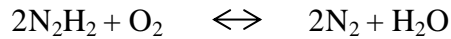
Reaksi Regenerasi :



- 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 O_2 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 O_2 dan CO_2 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 4.40 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	311,002
Heater 02	HE-02	0,3656
Heater 03	HE-03	210,015
Heater 04	HE-04	99,633
Heater 05	HE-05	40,002
Heater 06	HE-06	73,050
Heater 07	HE-07	179,126
Heater 08	HE-08	2,5200
Heater Evap 01	HE Evap-01	1.823,897
Total		2.739,6109

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

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

$$T = 145 \text{ oC} = 418 \text{ K}$$

Faktor keamanan = 20 %

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 2.739,6109 \text{ kg/jam} \\ &= 3.287,5331 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 3.287,5331 \text{ kg/jam} \\ &= 493,1300 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Steam Trap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 3.287,5331 \text{ kg/jam} \\ &= 164,3767 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Steam Trap} \\ &= 493,1300 \text{ kg/jam} + 164,3767 \text{ kg/jam} \\ &= 657,5067 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b. Air Pendingin

Tabel 4.39 Kebutuhan Air Proses Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler 01	C-01	1.869,824
Cooler 02	C-02	4.844,380
Cooler 03	C-03	1.881,670
Cooler 04	C-04	1.629,800
Cooler 05	C-05	2.149,700
Cooler 06	C-06	6.693,93
Reaktor 01	R-01	1.172,220
Netralizer 01	N-01	2.457,380
Reaktor 02	R-02	2.140,240
Netralizer 02	N-02	1.317,600
Condensor 01	CD-01	55.668,340
Total		81.825,0737

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

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 20\% \times 81.825,0737 \text{ kg/jam} \\ &= 98.190,0885 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Jumlah air yang menguap (We)} \\ &= 0,00085 \times Wc \times (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\ &= 0,00085 \times 98.190,0885 \times 15 \\ &= 1.251,924 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Drift Loss (Wd)} \\ &= 0,0002 \times Wc \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\ &= 0,0002 \times 98.190,0885 \\ &= 19,06338 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Blowdown (Wb) (cycle yang dipilih 4 kali)} \\ &= \frac{W_e - (\text{cycle} - 1)W_d}{\text{cycle} - 1} \text{ (Perry, Pers. 12-14e)} \\ &= \frac{1.149,506 - (4 - 1)18,031}{4 - 1} \\ &= 1.232,286 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah makeup air adalah :

$$\begin{aligned} - W_e &= 1.251,924 \text{ kg/jam} \\ - W_d &= 19,06338 \text{ kg/jam} \\ - W_b &= 1.232,286 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan *Make Up Water* (W_m)

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 1.251,924 \text{ kg/jam} + 19,06338 \text{ kg/jam} + 1.232,286 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 2.503,847 \text{ kg/jam}$$

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

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

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

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

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

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

a. 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.

b. 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 146,951 kg/jam dimana hal tersebut dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 4.40 Kebutuhan Air Proses (*Demin Water*)

Alat	Fungsi	air proses (demin) (kg/jam)
Mixer 01	Air Proses menuju M-01	146,951
Total		146,951

Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 96.997,742 kg/jam dapat dilihat dari tabel dibawah ini.

Tabel 4.41 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	146,951
2	<i>Service Water</i>	700,000
3	<i>Cooling Water</i>	98.190,088
4	<i>Steam Water</i>	3.284,509
5	<i>Demin Water</i>	1.045,968
Total		104.134,482

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 : 3.284,509 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa

pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 145°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 = 1.600 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

- a) Kebutuhan Listrik untuk alat proses.

Tabel 4.42 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Belt Conveyor (SCP 1)	BC-01	1,000	745,700
Belt Conveyor (SCP 2)	BC-02	1,000	745,700
Belt Conveyor (SCP 3)	BC-03	1,000	745,700
Bucket Elevator (SCP Out)	BE-01	0,750	559,275
Screw Conveyor-01	SC-01	1,000	745,700
Screw Press-01	SCP-01	80,000	59656,000
Degummer-01	DG-01	1,000	745,700
Reaktor-01	R-01	15,000	1118,500
Netralizer-01	N-01	10,000	7457,000

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor-02	R-02	25,000	18642,500
Netralizer-02	N-02	10,000	7457,000
Mixer-01	M-01	0,050	37,285
Centrifuges-01	CF-01	200,000	149140,000
Pompa-01	P-01	10,000	7457,000
Pompa-02	P-02	15,000	11185,500
Pompa-03	P-03	1,500	1118,550
Pompa-04	P-04	200,000	149140,000
Pompa-05	P-05	0,125	93,213
Pompa-06	P-06	30,000	22371,000
Pompa-07	P-07	35,500	26472,350
Pompa-08	P-08	200,000	149140,000
Pompa-09	P-09	0,500	372,850
Pompa-10	P-10	1,000	745,700
Pompa-11	P-11	0,750	559,275
Pompa-12	P-12	40,000	29828,000
Pompa-13	P-13	60,000	44742,000
Pompa-14	P-14	30,000	22371,000
Pompa-15	P-15	5,000	3728,500
Pompa-16	P-16	30,000	22371,000
Pompa-17	P-17	60,000	44742,000
Pompa-18	P-18	20,000	44742,000
Pompa-19	P-19	25,000	18642,500
Total		1113,175	830094,598

Power yang dibutuhkan = 830.094,598 Watt
= 830,095 kW

b) Kebutuhan Listrik untuk utilitas

Tabel 4.43 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,000	1491,400
Blower Cooling Tower	BL-01	25,000	18642,500
Kompresor Udara	CP-01	7,500	5592,750
Pompa-01	PU-01	40,000	29828,000
Pompa-02	PU-02	40,000	29828,000
Pompa-03	PU-03	30,000	22371,000
Pompa-04	PU-04	2,000	1491,400
Pompa-05	PU-05	30,000	22371,000
Pompa-06	PU-06	30,000	22371,000
Pompa-07	PU-07	10,000	7457,000
Pompa-08	PU-08	15,000	11185,500
Pompa-09	PU-09	10,000	7457,000
Pompa-10	PU-10	0,050	37,285
Pompa-11	PU-11	0,750	559,275
Pompa-12	PU-12	0,750	559,275
Pompa-13	PU-13	0,500	372,850
Pompa-14	PU-14	0,333	248,567
Pompa-15	PU-15	7,500	5592,750
Pompa-16	PU-16	7,500	5592,750
Pompa-17	PU-17	0,050	37,285
Pompa-18	PU-18	2,000	1491,400
Pompa-19	PU-19	1,500	1118,550
Pompa-20	PU-20	0,050	37,285
Pompa-21	PU-21	2,000	1491,400

....Lanjutan tabel 4.43

Pompa-22	PU-22	1,000	745,700
Total		265,483	197970,922

Power yang dibutuhkan = 197.970,922 Watt
 = 197,970 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 4.47 Rincian Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	830,095
	b. Utilitas	197,971
2	a. Listrik Ac	20,000
	b. Listrik Penerangan	150,000
3	Laboratorium dan Bengkel	100,000
4	Instrumentasi	30,000
	Total	1.328,066

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 1.328,066 kW. Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 1.660,082 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 84,110 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 157,321 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada boiler sebanyak 285,791 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina Cilacap

8. Unit Pengolahan Limbah

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

4.5 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 tujuan 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.

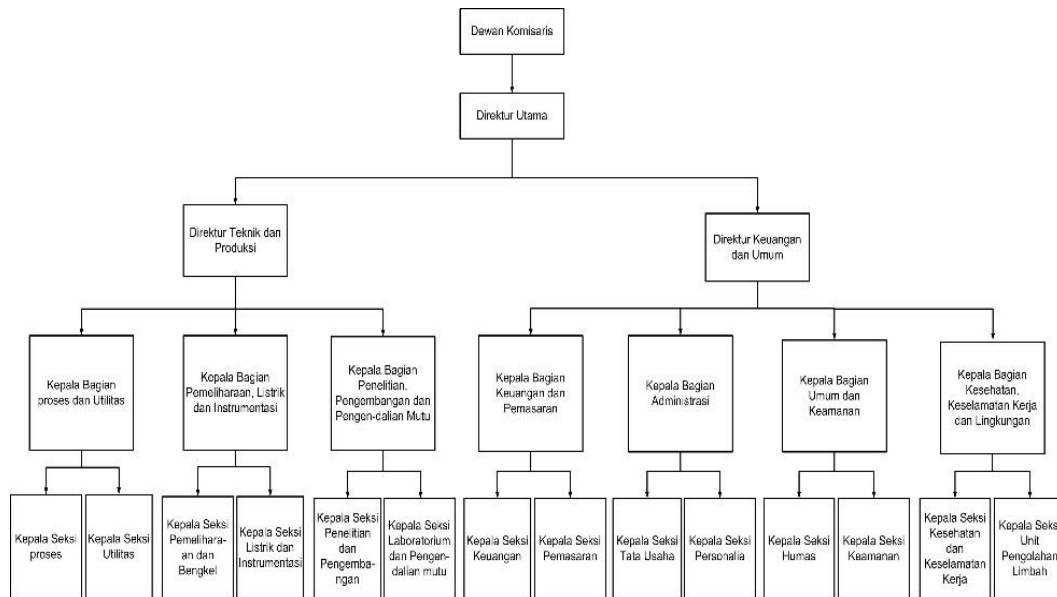
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana 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 62.000 ton/tahun.



Gambar 4.7 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:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan direktur
- 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:

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- 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.

4. 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.

5. Kepala Bagian

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

- 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.

6. Kepala Seksi

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

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

Grup shift selama 1 minggu bekerja selama 6 hari per harinya selama 8 jam dan mendapatkan 2 hari libur dengan rincian jam kerja 2 hari shift 1 selanjutnya 2 hari shift 2 dan selanjutnya shift 3 dan pada minggu selanjutnya mendapatkan shift 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 4.48 Jadwal Kegiatan Karyawan *Shift*

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

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

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

4.5.5 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

a. Jumlah Pekerja

Tabel 4.49 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. Penelitian, Pengembangan Mutu	1
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
7	Ka. Bag. Administrasi	1

...Lanjutan Tabel 4.49

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

...Lanjutan Tabel 4.49

33	Karyawan Pengendalian	6
34	Karyawan Laboratorium	6
35	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	6
36	Karyawan Utilitas	22
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 4.50 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

....Lanjutan Tabel 4.50

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:

1. Gaji Bulanan

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

2. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

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

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

Tabel 4.51 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp25.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp25.000.000
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp25.000.000
5	Ka. Bag. Litbang dan Pengendalian Mutu	1	Rp25.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp18.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp18.000.000
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp18.000.000
9	Ka. Bag. K3	1	Rp18.000.000
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp18.000.000
11	Ka. Sek. UPL	1	Rp10.000.000

....Lanjutan Tabel 4.51

12	Ka. Sek. Proses	1	Rp10.000.000
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp10.000.000
14	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp10.000.000
15	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp10.000.000
16	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp10.000.000
17	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp10.000.000
18	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp10.000.000
19	Ka. Sek. Personalia	1	Rp10.000.000
20	Ka. Sek. Humas	1	Rp10.000.000
21	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp10.000.000
22	Ka. Sek. K3	1	Rp10.000.000
23	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp10.000.000
24	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp10.000.000
25	Karyawan Personalia	4	Rp7.000.000
26	Karyawan Humas	4	Rp7.000.000
27	Karyawan Litbang	4	Rp7.000.000
28	Karyawan Pengadaan	4	Rp7.000.000
29	Karyawan Pemasaran	4	Rp7.000.000
30	Karyawan Administrasi	4	Rp7.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp7.000.000
32	Karyawan Proses	43	Rp7.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp7.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp7.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	6	Rp7.000.000
36	Karyawan Utilitas	22	Rp7.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp6.000.000
38	Karyawan Keamanan	8	Rp4.000.000
39	Karyawan UPL	6	Rp6.000.000
40	Sekretaris	5	Rp6.000.000
41	Dokter	3	Rp7.000.000
42	Perawat	5	Rp4.500.000

....Lanjutan Tabel 4.50

43	Supir	10	Rp3.500.000
44	Cleaning Service	12	Rp3.500.000
Total		190	Rp482.500.000

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*, *earplug*, 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 1991 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.52 Indeks Harga Alat

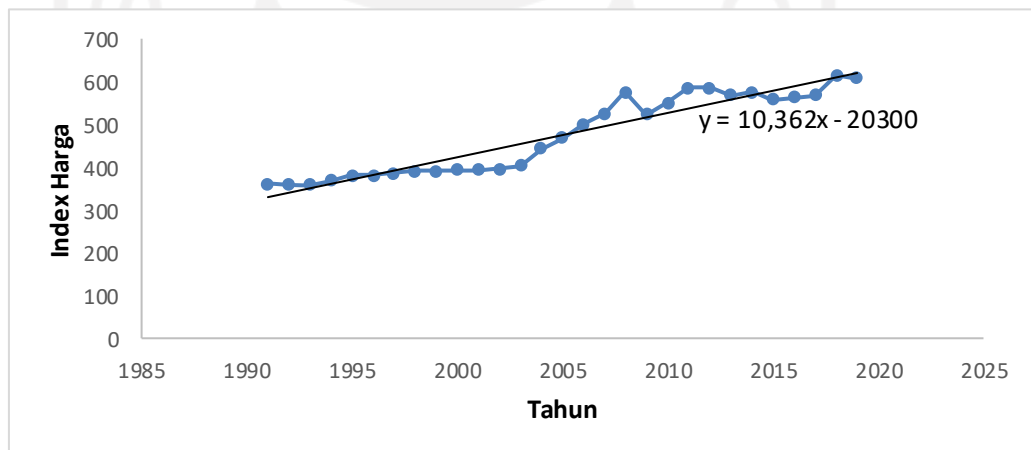
Tahun	CE Index
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	561,7

....Lanjutan Tabel 4.52

2017	567,5
2018	614,6
2019	607,6

(www.chemengonline.com/pci)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 10,362x - 20300$. Pabrik Biodiesel dengan Kapasitas 62.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, berikut adalah grafik hasil *plotting* data



Gambar 4.8 Grafik index harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah $y = 10,362x - 20300$. Pabrik Biodiesel dengan kapasitas 62.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 683,050.

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:

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

Dalam hubungan ini:

- Ex : Harga pembelian pada tahun 2019
 Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)
 Nx : Index harga pada tahun 2019
 Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

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

Tabel 4.53 Harga Alat Proses

No.	Nama alat	Jumlah	Harga total (\$)
1	Gudang 01 Biji Nyamplung	1	424.853
2	Gudang 02 Ampas	1	144.190
3	Bucket Elevator	1	7.932
4	Screw Conveyor	1	28.339
5	Belt Conveyor	3	122.784
6	Tangki 01 NCO	1	80.879
7	Tangki 02 H3PO4	1	83.147
8	Tangki 03 HCL	1	98.586
9	Tangki 04 CH3OH	1	50.500
10	Tangki 05 Gum	1	44.407
11	Tangki 06 Biodiesel	1	78.965
12	Tangki 07 CH3OH produk	1	45.587
13	Silo 01 NaOH	1	14.297
14	Centrifuge 01	1	46.446
15	Degummer 01	1	178.392
16	Decanter 01	1	41.960
17	Decanter 02	1	46.684
18	Mixer 01	1	45.176
19	Reaktor 01	1	633.180
20	Reaktor 02	1	862.404
21	Netralizer 01	1	143.351
22	Netralizer 02	1	159.745
23	Evaporator 01	1	512.462
24	Condensor 01	1	144.311

...Lanjutan tabel 4.53

25	Washing Tower 01	1	167.704
26	Washing Tower 02	1	178.975
27	Heater 01	1	12.403
28	Heater 02	1	1.370
29	Heater 03	1	2.056
30	Heater 04	1	1.370
31	Heater 05	1	2.056
32	Heater 06	1	1.370
33	Heater 07	1	2.056
34	Cooler 01	1	1.826
35	Cooler 02	1	1.584
36	Cooler 03	1	4.126
37	Cooler 04	1	2.806
38	Cooler 05	1	1.826
39	Pompa 01	2	58.762
40	Pompa 02	2	58.785
41	Pompa 03	2	58.780
42	Pompa 04	2	58.785
43	Pompa 05	2	58.785
44	Pompa 06	2	58.762
45	Pompa 07	2	30.197
46	Pompa 08	2	38.900
47	Pompa 09	2	58.762
48	Pompa 10	2	30.197
49	Pompa 11	2	58.762
50	Pompa 12	2	56.554
51	Pompa 13	2	31.524
52	Pompa 14	2	58.762
53	Pompa 15	2	30.197
54	Pompa 16	2	58.762
55	Pompa 17	2	58.762
56	Pompa 18	2	47.251
57	Pompa 19	2	49.426
58	Tangki 08 Gliserol teknis	1	44.733
59	Screw Press	3	614.983
TOTAL			6.006.893

Tabel 4.54 Harga Alat Utilitas

No.	Nama alat	Jumlah	Harga total (\$)
1	Screening	1	21.541
2	Reservoir	1	4.556
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	1	4.556
4	Bak Pengendap I	1	4.556
5	Bak Pengendap II	1	4.556
6	Sand Filter	1	18.269
7	Bak Air Penampung Sementara	1	2.963
8	Bak Air Pendingin	1	18.956
9	Cooling Tower	1	18.956
10	Blower Cooling Tower	2	53.027
11	Deaerator	1	907
12	Boiler	1	86.514
13	Tangki Alum	1	3.595
14	Tangki Klorinasi	1	934
15	Tangki Kaporit	1	934
16	Tangki Air Bersih	1	5.851
17	Tangki Service Water	1	4.091
18	Tangki Air Bertekanan	1	4.091
19	Mixed Bed	2	1.592.075
20	Tangki NaCl	1	89.163
21	Tangki Air Demin	1	84.027
22	Tangki Hydrazine	1	17.249
23	Pompa 1	2	80.843
24	Pompa 2	2	54.485
25	Pompa 3	2	54.485
26	Pompa 4	2	54.485
27	Pompa 5	2	54.485
28	Pompa 6	2	54.485
29	Pompa 7	2	54.485
30	Pompa 8	2	54.485
31	Pompa 9	2	54.485

32	Pompa 10	2	26.801
33	Pompa 11	2	26.801
34	Pompa 12	2	26.801
35	Pompa 13	2	26.801

...Lanjutan tabel 4.54

36	Pompa 14	2	54.485
37	Pompa 15	2	54.485
38	Pompa 16	2	19.990
39	Pompa 17	2	24.058
40	Pompa 18	2	24.058
41	Pompa 19	2	24.058
42	Pompa 20	2	19.990
43	Pompa 21	2	19.990
44	Pompa 22	2	13.401
45	Tangki Bahan Bakar	1	69.943
46	Kompresor	2	9.572
Total			2.971.642

4.6.2 Analisa Kelayakan

Pabrik biodiesel dari minyak nyamplung dengan kapasitas 62.000 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 = 62.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2023
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.504
- Upah pekerja asing : \$ 10/manhour
- Upah pekerja Indonesia : Rp. 25.000/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.

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

e. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

- 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.
- Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

f. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) merupakan :

- Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
- 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.
- Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

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.

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

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.

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

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 4.55 *Physcal Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 130.7711.101.678	\$ 9.015.868
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 32.679.493.404	\$ 2.253.051
3	<i>Instalasi cost</i>	Rp 30.181.277.488	\$ 2.080.814

4	Pemipaan	Rp 82.342.492.423	\$ 5.677.011
5	Instrumentasi	Rp 34.346.899.960	\$ 2.368.009
6	Insulasi	Rp 6.391.329.348	\$ 440.643
7	Listrik	Rp 19.615.665.252	\$ 1.352.380
8	Bangunan	Rp 46.149.000.000	\$ 3.181.691
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 56.803.200.000	\$ 3.916.233
Total		Rp 439.293.741.567	\$ 30.286.61

Tabel 4.56 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp 87.858.748.313	\$ 6.057.323
Total (DPC+PPC)		Rp 527.152.489.881	\$ 36.343.940

Tabel 4.57 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Total DPC +PPC	Rp 527.152.489.881	\$ 36.343.940
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 61.714.610.390	\$ 4.254.845
3	<i>Contingency</i>	Rp 102.857.683.984	\$ 7.09.408
Jumlah		Rp 691.724.784.255	\$ 47.690.193

1. Penentuan Total *Production Cost* (TPC)

Tabel 4.58 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 727.737.363	\$ 50.173
2	Labor	Rp 1.268.000.000	\$ 87.421
3	<i>Supervision</i>	Rp 253.600.000	\$ 17.484
4	<i>Maintenance</i>	Rp 75.909.958.543	\$ 5.233.527
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 11.386.493.781	\$ 785.029
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 19.046.794.878	\$ 1.313.160
7	<i>Utilities</i>	Rp 31.323.616.009	\$ 2.159.572
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 139.916.200.574	\$ 9.646.366

Tabel 4.59 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 253.600.000	\$17.484

2	<i>Laboratory</i>	Rp 253.600.000	\$17.484
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 1.204.600.000	\$83.050
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp165.072.222.276	\$11.380.720
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 166.784.022.276	\$ 11.498.738

Tabel 4.60 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 63.258.298.786	\$ 4.361.273
2	<i>Property taxes</i>	Rp12.651.659.757	\$ 872.255
3	<i>Insurance</i>	Rp 6.325.829.879	\$ 436.127
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 82.235.788.421	\$ 5.669.655

Tabel 4.61 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 139.916.200.574	\$ 9.646.366
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 166.784.022.276	\$ 11.498.738
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 82.235.788.421	\$ 5.669.655
Manufacturing Cost (MC)		Rp 388.936.011.271	\$ 26.814.759

Tabel 4.62 Working Capital (WC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 66.157.942	\$ 4.561
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 48.617.001.409	\$ 3.351.845
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 35.357.819.206	\$ 2.437.705
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 57.717.560.236	\$ 3.979.273
5	<i>Available Cash</i>	Rp 35.357.819.206	\$ 2.437.705
Working Capital (WC)		Rp 177.116.358.000	\$ 12.211.089

Tabel 4.63 General Expense (GE)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 19.046.794.878	\$ 1.313.160

2	<i>Sales Expense</i>	Rp	69.838.247.886	\$	4.814.920
3	<i>Research</i>	Rp	17.777.008.553	\$	1.225.616
4	<i>Finance</i>	Rp	24.290.980.376	\$	1.674.715
General Expenses(GE)		Rp	130.953.031.693	\$	9.028.411

Tabel 4.64 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	388.936.011.271	\$	26.814.759
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp	130.953.031.693	\$	9.028.411
Total Production Cost (TPC)		Rp	519.889.042.964	\$	35.843.169

Tabel 4.65 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Depresiasi</i>	Rp	63.258.298.786	\$	4.361.273
2	<i>Proerty Taxes</i>	Rp	12.651.659.757	\$	872.255
3	<i>Asuransi</i>	Rp	6.325.829.879	\$	436.127
Total Fa		Rp	82.235.788.421	\$	5.669.655

Tabel 4.66 Variable Cost (Va)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp	727.737.363	\$	50.173
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	165.072.222.276	\$	11.380.720
3	<i>Utilities</i>	Rp	31.323.616.009	\$	2.159.572
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp	19.046.749.878	\$	1.313.160
Total Va		Rp	216.170.370.525	\$	14.903.625

Tabel 4.67 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Labor Cost</i>	Rp	1.268.000.000	\$	87.421
2	<i>Plant Overhead</i>	Rp	1.204.600.000	\$	83.050
3.	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	253.600.000	\$	17.484
4.	<i>Supervision</i>	Rp	253.600.000	\$	17.484
5.	<i>Administration</i>	Rp	19.046.794.878	\$	1.313.160

6.	<i>Laboratorium</i>	Rp	253.600.000	\$	17.484
7.	<i>Finance</i>	Rp	24.290.980.376	\$	1.674.715
8.	<i>Sales Expense</i>	Rp	69.838.247.886	\$	4.814.920
9.	<i>Research</i>	Rp	17.777.008.553	\$	1.225.616
10.	<i>Maintenance</i>	Rp	75.909.958.543	\$	5.233.527
11.	<i>Plant Supplies</i>	Rp	11.386.493.781	\$	785.029
Total Ra		Rp	221.482.884.017	\$	15.269.890

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

1) *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 18,18 \%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = 14,00 \%$$

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

2) *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = 3,55 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = 4,17 \text{ tahun}$$

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, P.196)

3) *Break Even Point (BEP)*

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

$$BEP = 56,38 \%$$

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

4) Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 25,20 \%$$

SDP pabrik kimia umumnya adalah 20% - 30%

5) Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

Umur pabrik = 10 tahun

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 632.582.987.857$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 177.116.358.000$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 63.258.298.786$$

$$\text{Cash flow (CF)} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

$$= \text{Rp } 176.102.451.281$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,2093

DCFR : 20,93 %

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 634.893.162.600

Total biaya produksi : Rp 519.889.042.964

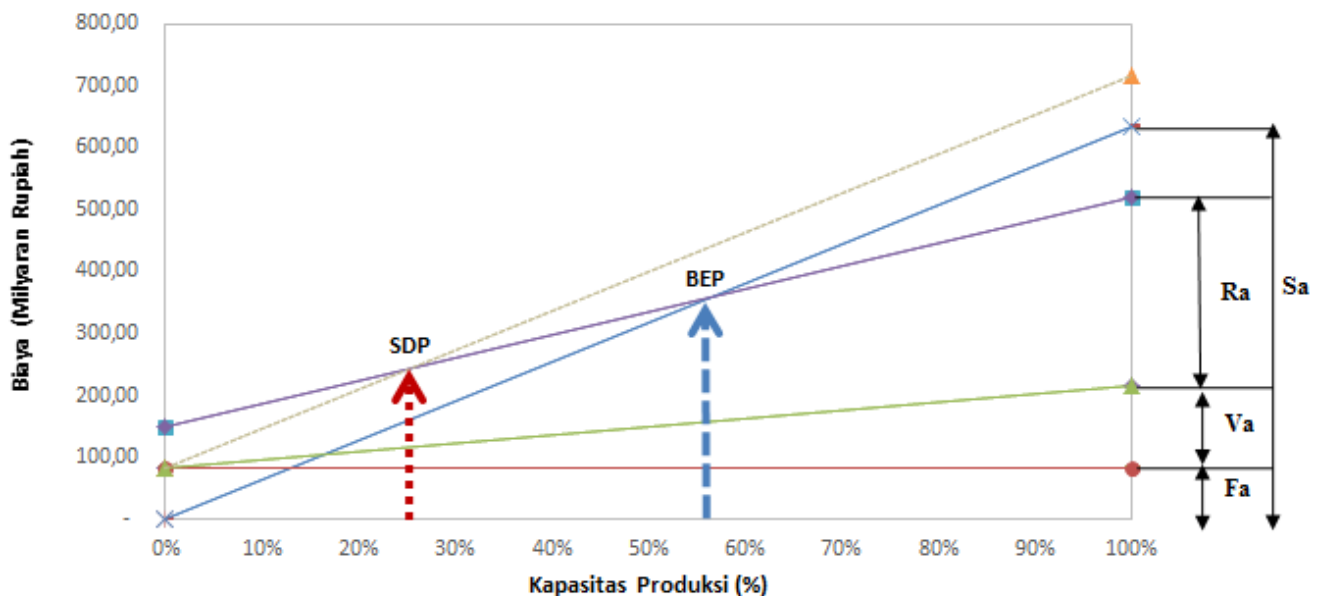
Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp. 115.004.119.636

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 23 % x Rp. 115.004.119.636
: Rp. 26.450.947.516

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp. 88.553.172.120

Grafik Analisa Ekonomi



Fa = Annual Fixed Cost

Va = Annual Variable Cost

Ra = Annual Regulated Cost

Sa = Annual Sales Cost (Sa)

Gambar 4.9 Grafik Analisis Kelayakan



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis pada Bab III dan IV, maka kesimpulan pada prarancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 62.000 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 62.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - a. Keuntungan yang diperoleh : Parameter kelayakan dengan kapasitas 62.000 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp 634.893.162.600/tahun dan keuntungan bersih sebesar Rp. 88.553.172.120/tahun.
 - b. Return on Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 18,18 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%. (Aries & Newton, 1955)
 - c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 3,55 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah 5 tahun. (Aries & Newton, P.196)
 - d. Break Even Point (BEP) pada 56,38 %, dan Shut Down Point (SDP) pada 25,20%.
 - e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 20,93%. 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 62.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

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

- Aries, R.S. and Newton, R.D. 1955. Chemical Engineering Cost Estimation. McGraw Hill International Book Company. New York
- Brezonik PL. 1993. Chemical Kinetics and Process Dynamics In Aquatic System. Lewis Publishers. London
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. Process Equipment Design. 1st editions. John Wiley and Sons Inc. New York
- Bustomi, Sofyan, dkk. 2008. Nyamplung (*Calophyllum inophyllum* L) Sumber Energi Biofuel yang Potensial. Jakarta: Badan Litbang Kehutanan.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. An Introduction to Chemical Engineering. Allyn and Bacon Inc. Massachusetts
- Darnoko, D., M. Cheryan, and E.G. Perkins, Simultaneous Analysis of Vegetable Oil Transesterification Products by Gel Permeation Chromatography, *J. Liq. Chrom.* 23:2327–2335 (2000).
- Debaut, V.J., Jean Y.B., Greentech S.A., 2005. Tamanol.-a stimulan for collagen synthesis for use in anti-wrinkle and anti-stretch mark products. Cosmetics and Toiletries manufacture Worldwide. Greentech SA. France.
- Dweck, A.C dan Meadow, T. 2002. Tamanu (*Calophyllum inophyllum*) – the African, Asian, Polynesian and Pacific Panacea. *International Journal of Cosmetic Science*. Vol. 24(6): 341-348.
- Friday, J.B dan Okano, D. 2006. *Calophyllum inophyllum* (kamani), ver.2.1. In: Elevitch, C.R. (ed.). *Species Profiles for Pasivic Island Agroforestry. Permanent Agriculture Resources (PAR), Hōlualoa, Hawai'i.* (www.traditionaltree.org). Diakses 7 Juli 2019.
- Hambali, E., dkk. 2006. Jarak Pagar Tanaman Penghasil Biodiesel. Cetakan Ketiga, Penebar Swadaya, Jakarta
- Herizal dan Rahman, M. (2008). Optimalisasi Transesterifikasi Minyak Kelapa Sawit Menjadi Biodiesel dengan Katalis NaOH. *Lembaran Publikasi Lemigas*, 42: 61 – 66

- Hui YH. 1996. *Balley's Industrial Oil and Fat Products*. Ed ke 5. Vol 5. New York: J. Wiley.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. McGraw Hill International Book Company. Tokyo
- Ma, F., dan Hanna, M.A., 1999. Biodiesel Production: A Review, *Bioresource Technology*, 70, 1-15.
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1950. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 3rd edition. McGraw Hill Book Company. Tokyo
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1984. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 6th edition. McGraw Hill Book Company. Singapore
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 7th edition. McGraw Hill Book Company. Singapore
- Smith, J.M and Van Ness, H.C. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 4th edition. McGraw Hill International Book Company. Tokyo.
- Soerawidjaja, T.H. (2006). Raw Material Aspects of Biodiesel Production in Indonesia. Seminar "Business Opportunities of Biodiesel into the Fuel Market in Indonesia", 8 Maret 2006. Jakarta: BPPT
- Sudradjat, R., Sahirman, D. Setiawan 2007. Pembuatan Biodiesel dari Minyak Biji Nyamplung *Journal Penelitian Hasil hutan* 25: 41-56 Bogor.
- Supriadi, H. dan Balitri, E. R. 2012. Potensi Pemanfaatan Biji Karet sebagai Biodiesel Ramah lingkungan. *Warta Penelitian dan Pengembangan Tanaman Industri* 18: 16 – 19
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill Company. New York



LAMPIRAN A

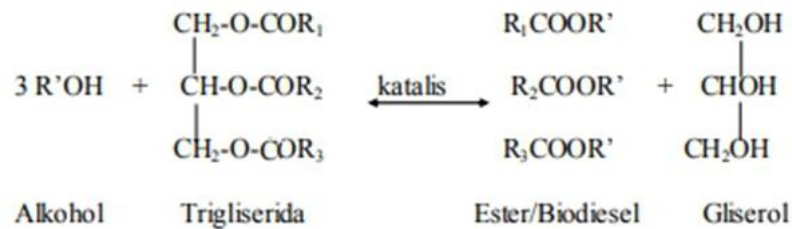
LAMPIRAN

PERHITUNGAN REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

Kode	: R-02
Fase	: Cair – Cair
Bentuk	: Tangki Silinder Tegak Dengan Tutup <i>Torispherical Dishead Head</i>
Fungsi	: untuk mereaksikan triolein ($C_{57}H_{104}O_6$) dan methanol (CH_3OH) dengan bantuan katalis NaOH (<i>sodium hidroxide</i>) untuk menghasilkan metil oleat ($C_{19}H_{36}O_2$) dan gliserol ($C_3H_8O_3$).bantuan katalis NaOH (<i>sodium hidroxide</i>)
Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk atau RATB (<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
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	Masuk	Keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
Trigliserida	5.420,816	108,416
FFA	45,478	45,478
RCOOCH ₃	2.338,904	7.674,104
Metanol	2.351,020	1.775,020
NaOH	54,208	54,208
H ₂ O	421,949	421,949
Gliserol	-	553,200
NaCl	36,444	36,444
Total	10.668,821	10.668,821

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

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

- Menentukan Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (xi)	ρi (kg/m ³)	Pi.xi (kg/m ³)
Trigliserida	5.420,816	0,5081	915,00	464,910
FFA	45,478	0,0043	878,48	3,744
RCOOCH ₃	2.338,904	0,2192	845,36	185,327
Metanol	2.351,020	0,2204	754,07	166,170
NaOH	54,208	0,0051	1.896,24	9,634
H ₂ O	42,949	0,0395	994,96	39,350
Gliserol	-	-	1.235,68	-
NaCl	36,444	0,0034	1.918,62	6,554
Total	10.668,821	1,0000	-	875,693

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

$$F_v = \frac{\text{Massa Umpan}}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$= 12.215 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 12.215,83 \text{ L/jam}$$

Sehingga didapatkan kecepatan volumetrik sebesar
12.215,83 L/jam

3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

a. Menghitung Konsentrasi Mol Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi transesterifikasi ini adalah RCOOCH₃, maka RCOOCH₃ adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$C_{Ao} = \frac{\text{mol A}}{\Sigma F_v} = 0,0005019 \text{ kmol/L}$$

b. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Asumsi :

- Reaksi Orde I,
- Reaksi *reversible*,
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.

$$-r_a = \frac{dC_a}{dt} = k \cdot C_a$$

$$-\frac{dC_a}{dt} = k \cdot C_a$$

$$-\int_{C_{Ao}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = k \int_0^t dt$$

$$\ln \frac{C_{Ao}}{C_A} = k \cdot t$$

$$k = \ln \frac{C_{Ao}}{C_{Ao}(1-x_A)} \times \frac{1}{t}$$

Dimana : k : Konstanta kecepatan reaksi Transesterifikasi, /menit
 CAo : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 0,0005019 kmol/L
 T : Waktu reaksi = 60 menit (1 jam)
 xa : Konversi reaksi = 0,985

Maka : $k = \ln \frac{0,0005019}{0,0005019(1-0,98)} \times \frac{1}{60}$
 k = 0,8167 /menit

4. Optimasi Reaktor

a. Menentukan Rumus Volume Reaktor

Rumus volume reaktor :

$$\begin{aligned} V_{RATB} &= \frac{F_{AO} \times X}{-r_A} \\ &= \frac{F_{v0} \times C_{AO} \times X}{k \times C_A} \\ &= \frac{F_{v0} \times C_{AO} \times X}{k \times C_{AO} (1-X)} \\ &= \frac{F_{v0} \times X}{k (1-X)} \end{aligned}$$

Digunakan optimasi secara seri, sehingga rumus volume reaktor :

$$V_{RATB} = \frac{\frac{F_{vo}}{n} \times X}{k(1 - X)}$$

Dimana : n = jumlah reaktor

b. Menentukan Volume Reaktor

- Jumlah 1 buah reaktor

$$F_{vo} = 203,260 \text{ L/menit}$$

$$n = 1$$

$$x = 0,980$$

$$k = 0,8167 \text{ /menit}$$

$$V_{RATB} = \frac{\frac{203,260}{1} \times 0,980}{0,8167 (1 - 0,980)}$$

$$V \text{ reaktor} = 12.196 \text{ L}$$

$$= 3.221 \text{ gal}$$

- Jumlah 2 buah reaktor

$$F_{vo} = 203,260 \text{ L/menit}$$

$$n = 2$$

$$x = 0,980$$

$$k = 0,8167 \text{ /menit}$$

$$V_{RATB} = \frac{\frac{203,260}{2} \times 0,980}{0,8167 (1 - 0,980)}$$

$$V \text{ reaktor} = 6.098 \text{ L}$$

$$= 1.610 \text{ gal}$$

- Jumlah 3 buah reaktor

$$F_{vo} = 203,260 \text{ L/menit}$$

$$n = 3$$

$$x = 0,980$$

$$k = 0,8167 \text{ /menit}$$

$$V_{RATB} = \frac{\frac{203,260}{3} \times 0,980}{0,8167 (1 - 0,980)}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 4.065 \text{ L} \\ &= 1.073 \text{ gal} \end{aligned}$$

- Jumlah 4 buah reaktor
Fvo = 203,260 L/menit
n = 4
x = 0,980
k = 0,8167 /menit

$$V_{RATB} = \frac{\frac{203,260}{4} \times 0,980}{0,8167 (1 - 0,980)}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 3.048 \text{ L} \\ &= 805,44 \text{ gal} \end{aligned}$$

- Jumlah 5 buah reaktor
Fvo = 203,260 L/menit
n = 5
x = 0,980
k = 0,8167 /menit

$$V_{RATB} = \frac{\frac{203,260}{5} \times 0,980}{0,8167 (1 - 0,980)}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 2.439 \text{ L} \\ &= 644,35 \text{ gal} \end{aligned}$$

- Jumlah 6 buah reaktor
Fvo = 203,260 L/menit
n = 6
x = 0,980
k = 0,8167 /menit

$$V_{RATB} = \frac{\frac{203,260}{6} \times 0,980}{0,8167 (1 - 0,980)}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 2.032 \text{ L} \\ &= 536,96 \text{ gal} \end{aligned}$$

c. Menentukan Harga Reaktor

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

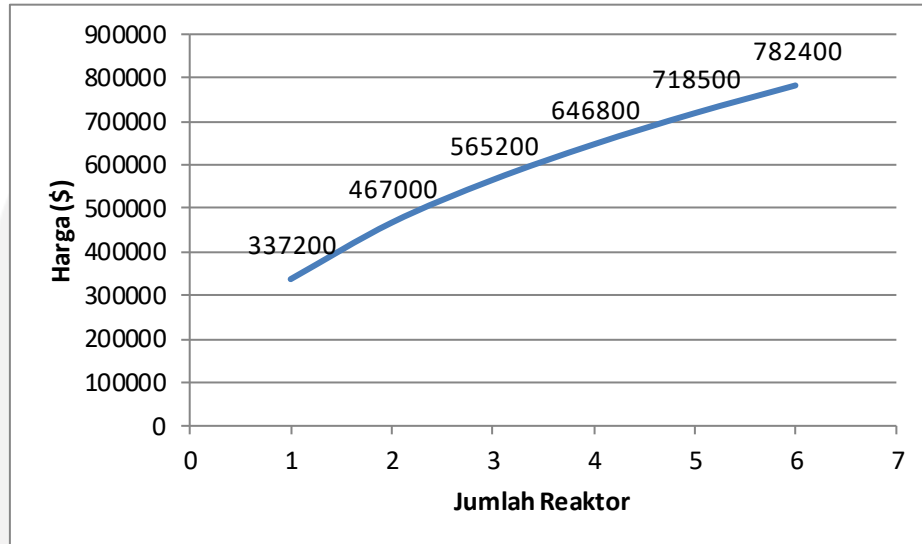
316

n	V(gal)	Harga(\$)	Harga Total(\$)
1	3.221	337.200	337.200
2	1.610	233.500	467.000
3	1.073	188.400	565.200
4	805,44	161.700	646.800
5	644,35	143.700	718.500
6	536,96	130.400	782.400

(www.matche.com)

d. 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)

Volume reaktor = Volume Silinder + 2 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,

$$\text{Volume reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 1,5D + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{1,5 \cdot \pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{1,5 \cdot \pi}{4} D^3 + (0,000098 \times D^3)$$

$$\text{Volume reaktor} = D^3 \left(\frac{1,5 \cdot \pi}{4} + 0,000098 \right)$$

$$12.196 \text{ m}^3 = D^3 (1,1776)$$

$$D = 5,473 \text{ m} = 215,485 \text{ in} = 17,957 \text{ ft}$$

Maka nilai H

$$H = 5,473 \text{ m}$$

$$= 215,485 \text{ in}$$

$$= 17,957 \text{ ft}$$

b. Menentukan Tekanan Desain

$$\text{Tekanan operasi (Pops)} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,69 \text{ psi}$$

$$\text{Densitas campuran} = 875,36 \text{ kg/m}^3$$

$$= 54,52 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tinggi cairan} = 17,957 \text{ ft}$$

$$= 5,473 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \frac{\rho \text{ campuran} \times g/gc \times H \text{ cairan}}{144}$$

$$= \frac{54,52 \times 1 \times 17,957}{144}$$

$$= 6,799 \text{ psi}$$

Maka,

$$\text{Tekanan absolut} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$\text{Tekanan absolut} = (14,6959 + 6,799) \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan absolut} = 21,499 \text{ psi}$$

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

Tekanan desain yang dipilih 10%

$$P \text{ desain} = 110\% \times 21,499 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 23,648 \text{ psi}$$

c. 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 :

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

Keterangan :

Ts = tebal *shell* , in

Ri = jari-jari *shell* = D/2 = 52,197 in

F = *allowable stress*

= 12.750 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 tahun (tabel 6, Timmerhaus, P.542)

P = tekanan desain = 23,648 psi

Maka :

$$ts = \frac{23,648 \times 107,742}{12750 \times 0,80 - 0,6 \times 1,799} + 0,125$$

ts = 0,375 in

diambil ts standar

ts = 7/16 in = 0,437 in (tabel 5.6, Brownell & Young, P.88)

ID shell = 215,485 in

OD shell = ID shell + 2 ts

OD shell = 215,485 + (2 x 0,25) in

OD shell = 216,360 in

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

OD shell = 204 in

= 16,999 ft

$$= 5,181 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh nilai diameter dalam dan tinggi reaktor sesungguhnya sebesar :

$$\begin{aligned} \text{ID shell} &= \text{OD shell} - 2 \text{ ts} \\ &= 203,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 5,159 \text{ m}$$

$$= 16,927 \text{ ft}$$

$$\text{H shell} = 304,687 \text{ in}$$

$$= 7,739 \text{ m}$$

$$= 25,390 \text{ ft}$$

Serta didapatkan nilai icr dan rc sebagai berikut :

$$\text{Icr} = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$\text{Rc} = 108 \text{ in}$$

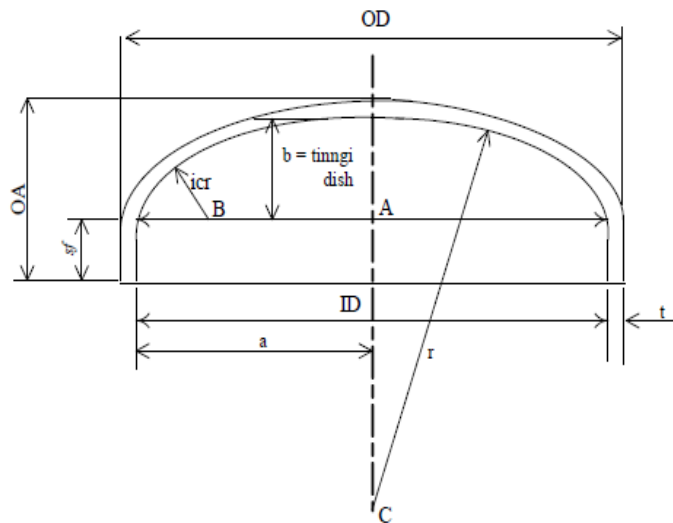
d. Perancangan *head* dan *bottom* tangki

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

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

keterangan:

th = tebal head, m

w = faktor intensifikasi stress

f = allowable stress = 12.750 psi

E = joint efficienci = 0,80

C = corrosion allowance = 0,125

P = Tekanan desain = 23,648 psi

Dari standarisasi OD shell didapatkan nilai sebesar :

OD = 204 in

Maka inside corner radius,

Icr = $14 \frac{7}{16}$ in = 14,4375 in

Rc = 108 in

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

$$w = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{108}{14,4375}} \right)$$

$$= 1,742 \text{ in}$$

$$\text{th} = \frac{23,648 \times 204 \times 1,7425}{(2 \times 12.750 \times 0,80 - 0,2 \times 19,793)} + 0,125$$

$$= 0,35 \text{ in}$$

$$\text{th standar} = 3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.6, Brownell \& Young P.88})$$

$$\text{tebal bottom} = \text{tebal head} = 3/8 \text{ in}$$

$$\text{untuk th} = 5/16 \text{ in}, \text{ maka sf} = 1,5 - 3 \quad (\text{tabel 5.6, Brownell \& Young P.88})$$

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

$$AB = (ID/2) - icr$$

$$= (203,125/2) - 14,4375 \text{ in}$$

$$= 87,125 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 108 - 14,4375 \text{ in}$$

$$= 93,5625 \text{ in}$$

- Menentukan depth of dish

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc \right)^2} \quad (\text{Brownell \& Young P.87})$$

$$b = rc - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$b = 108 - \sqrt{(93,5625)^2 - (87,125)^2}$$

$$b = 73,89 \text{ in}$$

- Menentukan tinggi dan volume *dish head*

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

$$OA = 0,3750 + 73,89 + 2$$

$$OA = 76,2696 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tinggi dished head, Hd} = 1,937 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = Hs + 2.Hd$$

$$= 8,21\text{m} + (2 \times 1,937) \text{ m}$$

$$= 12,084 \text{ m} = 475,768 \text{ in} = 36,647 \text{ ft}$$

Volume pada sf

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

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \cdot 203,125^2 \cdot 2$$

$$V_{sf} = 64.810,688 \text{ in}^3$$

$$V_{\text{head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

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

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 (203,125)^3$$

$$V_{\text{dish}} = 410,664 \text{ in}^3$$

Maka V_{head} ,

$$V_{\text{head}} = 2 \times (37,506 + 0,238) \text{ ft}^3$$

$$= 37,744 \text{ ft}^3$$

6. Desain Sistem Pengaduk

$$V = 107,4359 \text{ m}^3$$

$$= 28,382 \text{ galon}$$

$$\rho = 866,187 \text{ kg/m}^3$$

$$= 54,074 \text{ lb/ft}^3$$

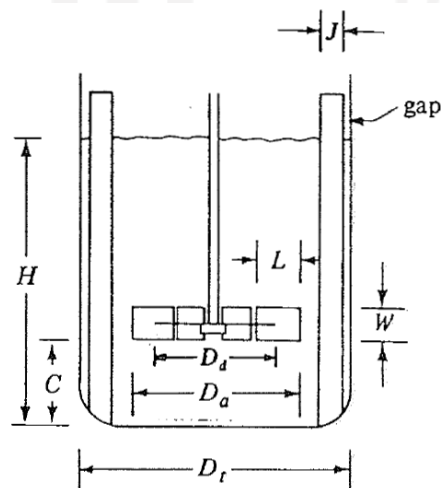
$$\pi = 40,297 \text{ cP}$$

$$= 0,027 \text{ lb/ft-s}$$

a. Dimensi pengaduk

Digunakan jenis *six pitched blade turbine*. Karena dapat digunakan untuk campuran berviskositas $<100.000 \text{ cp}$ (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 :

D_i = Diameter Pengaduk

Z_i/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 :

Di = $Dt/3$ (Brown fig. 477 p. 507)

$$= \frac{203,125in}{3}$$

$$= 67,708 \text{ in}$$

$$= 1,720 \text{ m}$$

$$= 5,642 \text{ ft}$$

Zi/C = $1,3 \times Di$ (Brown fig. 477 p. 507)

$$= 1,3 \times 67,708 \text{ in}$$

$$= 88,021 \text{ in}$$

$$= 2,236 \text{ m}$$

$$= 7,335 \text{ ft}$$

L = $0,25 \times Di$ (Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144)

$$= 0,25 \times 67,708 \text{ in}$$

$$= 16,927 \text{ in}$$

$$= 0,430 \text{ m}$$

$$= 1,411 \text{ ft}$$

J = $0,17 \times Di$ (Brown fig. 477 p. 507)

$$= 0,17 \times 67,708 \text{ in}$$

$$= 11,510 \text{ in}$$

$$= 0,292 \text{ m}$$

$$= 0,959 \text{ ft}$$

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

$$= 0,2 \times 67,708 \text{ in}$$

$$= 13,542 \text{ in}$$

$$= 0,344 \text{ m}$$

$$= 1,128 \text{ ft}$$

$$D_d = \frac{2}{3} \times D_1 \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144})$$

$$= \frac{2}{3} \times 67,708 \text{ in}$$

$$= 45,138 \text{ in}$$

$$= 1,147 \text{ m}$$

$$= 3,762 \text{ ft}$$

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

$$= \frac{1}{2} \times 67,708 \text{ in}$$

$$= 33,854 \text{ in}$$

$$= 0,860 \text{ m}$$

$$= 2,821 \text{ ft}$$

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

$$= \frac{1}{6} \times 11,510 \text{ in}$$

$$= 1,918 \text{ in}$$

$$= 0,049 \text{ m}$$

$$= 0,160 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang Baffle} &= H_{ls} - (\text{Offset 1} + \text{Offset 2}) \\ &= 3,536 \text{ m} - (0,860 \text{ m} + 0,049 \text{ m}) \\ &= 2,627 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi cairan

Mencari volume cairan dalam silinder (Vls)

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

$$V_{ls} = 3.756,43 \text{ ft}^3$$

Sehingga didapatkan tinggi cairan dalam shell,

$$V_{ls} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times H \text{ cairan}$$

$$H \text{ cairan} = \frac{V_{ls}}{\frac{\pi}{4} \times ID^2}$$

$$H \text{ cairan} = 5,094 \text{ m}$$

$$= 16,701 \text{ ft}$$

c. Menentukan jumlah pengaduk

$$\text{Ratio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki} = \frac{H \text{ cairan}}{ID \text{ tangki}}$$

$$= \frac{5,094 \text{ m}}{5,159 \text{ m}}$$

$$= 0,987$$

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.

Diambil V = 10 ft/sec

$$N = \frac{V}{\pi \times Di}$$

$$= \frac{10 \text{ ft/sec}}{3,14 \times 5,642 \text{ ft}}$$

$$= 0,535 \text{ rps}$$

- Menentukan Reynold Number

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

$$= \frac{(0,535 \text{ rps}) \times (5,642 \text{ ft})^2 \times (54,074 \frac{\text{lb}}{\text{cu. ft}})}{0,027 \frac{\text{lb}}{\text{ft.s}}}$$

$$Re = 34.012,71 \text{ rps}$$

- Menentukan power

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

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

$$P = \frac{6 \times (0,535 \text{ rps})^3 \times (5,642 \text{ ft})^5 \times (54,074 \frac{\text{lb}}{\text{cu. ft}})}{32,2 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf. (sec}^2\text{)}}$$

$$P = 8.917,38 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{sec}}$$

$$= 16,213 \text{ Hp}$$

$$= 12,090 \text{ kWh}$$

Effisiensi motor = 80%

Power standar = 15,113 Hp

Standarisasi menurut NEMA power pengadukan yang dibutuhkan 20 Hp.

7. Perancangan Pendingin

Reaksi yang berjalan didalam reaktor adalah reaksi eksotermis. Maka dibutuhkannya jaket pendingin/koil sehingga suhu di reaktor tetap 60 °C.

a. Neraca panas pada reaktor

Komponen	Input (Kj/Kg)	Output (Kj/Kg)
RCOOCH3	29.974,981	98.349,959
H2O	61.690,418	61.690,418
Trigliserida	42.486,115	849,722
NaCl	1.864,336	1.864,336
FFA	599,328	599,328
CH3OH	94.221,822	158.146,831
NaOH	4.130,239	4.130,239
Reaksi	280.991,993	
Pendinginan		134.891,443
Total	515.959,235	515.959,235

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 jaket	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar jaket	45	318	113

Notasi	Fluida Panas (°C)	Fluida Dingin (°C)	ΔT (°C)
1	60	45	15
2	60	30	30

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

$$\Delta T_{LMTD} = 70.952 \text{ F}$$

c. Menentukan jenis pendingin

- Luas perpindahan panas yang tersedia (luas selimut)

Diketahui :

$$\begin{aligned} D_o &= 204 \text{ in} \\ &= 16,9932 \text{ ft} \\ H_s &= 323,228 \text{ in} \\ &= 26,9357 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$\begin{aligned} A &= \text{luas shell reaktor} + \text{luas penampang tutup bawah reaktor} \\ A &= \pi \cdot D \cdot H + \pi/4 \cdot D^2 \\ &= 1663,94 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

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

$$\text{Dipilih UD} = 75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} Q &= 134.891,443 \text{ kJ/jam} \\ &= 32.218,282 \text{ kkal/jam} \\ &= 127.852,403 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 70,952 \text{ F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 24,026 \text{ ft}^2$$

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.

$$A_{\text{Selimut Reaktor}} > A_{\text{Transfer Panas}}$$

$$1663,94 > 24,025$$

d. Perancangan jaket

$$Q \text{ yang diserap} = 134.891,443 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ air} &= 1.023,012 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,864 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= 2.138,333 \text{ kg/jam} \\ &= 4.715 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= 2,090 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 73807 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

- Menentukan volume jaket

Waktu tinggal air pendingin didalam jaket diasumsikan 2 – 4
menit.

$$\begin{aligned} \Theta &= 4 \text{ menit} \\ &= 0,0667 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ air} &= Q_v \times \Theta \\ &= 2,090 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0667 \text{ jam} \\ &= 0,139 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$= 139,348 \text{ L}$$

$$= 4,921 \text{ ft}^3$$

Diketahui,

$$\text{ODt} = 5,496 \text{ m}$$

$$= 16,993 \text{ ft}$$

$$\text{H} = 8,210 \text{ m}$$

$$= 26,936 \text{ ft}$$

- Menentukan diameter jaket

V air = volume jaket – volume reaktor

$$a = \frac{\pi \cdot D_j^2 \cdot (0,9 \cdot Hs)}{4} - \frac{\pi \cdot D_t^2 \cdot (0,9 \cdot Hs)}{4}$$

$$4,921 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 \cdot D_j^2 \cdot (0,9 \cdot 26,936)}{4} - \frac{\pi \cdot 16,993^2 \cdot (0,9 \cdot 26,936)}{4}$$

$$D_j^2 = \frac{550,213 \text{ ft}^3}{19,030 \text{ ft}}$$

$$D_j = \sqrt{289,027 \text{ ft}^2}$$

$$D_j = 17,000 \text{ ft}$$

$$= 204,009 \text{ in}$$

$$= 5,182 \text{ m}$$

Sehingga selisih diameter luar tangki dan diameter dalam jaket

dapat ditentukan,

$$ID_j - OD_t = 17,000 \text{ ft} - 16,993 \text{ ft}$$

$$= 0,0076 \text{ ft}$$

$$= 0,0023 \text{ m}$$

Menentukan tebal jaket

$$H \text{ jaket} = 24,2421 \text{ ft} = 7,3890 \text{ m}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{H - 1}{144} \times \rho \text{ air}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{24,2421 \text{ ft} - 1}{144} \times 63,8646 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 10,3080 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ desain reaktor} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 23,649 \text{ psia} + 10,308 \text{ psia}$$

$$= 33,957 \text{ psia}$$

$$t_{\text{jaket}} = \frac{P D}{2 S E - 1,2 P} + C$$

Dimana :

$$F = \text{allowable stress} = 12.750 \text{ psi}$$

$$E = \text{welded joint} = 0,80$$

$$C = \text{corrosion allowance} = 0,125/10 \text{ tahun}$$

$$D = \text{diameter} = 60 \text{ in}$$

$$t_{\text{jaket}} = \frac{24,558 \times 60}{2 \times 18.750 \times 0,8 - 1,2 \times 24,554} + 0,125$$

$$t_{\text{jaket}} = 0,805 \text{ in}$$

Dipilih t jaket standar,

$$t_{\text{jaket}} = 7/8 \text{ (tabel 5.2, Brownell \& Young P.88)}$$

$$= 0,875 \text{ in}$$

$$\text{OD jaket} = \text{IDj} + 2 \times \text{tebal jaket}$$

$$= 204,009 \text{ in} + 2 \times 0,875 \text{ in}$$

$$= 205,760 \text{ in}$$

$$= 5,226 \text{ m}$$

- Desain koefisien transfer panas

- Annulus (Cold Fluid – Cooling Water)

$$\text{IDj} = 17,000 \text{ ft}$$

$$\text{ODt} = 16,999 \text{ ft}$$

$$\alpha_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$\alpha_a = 0,039 \text{ ft}^2$$

Diameter equivalen,

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$D_e = 0,0029 \text{ ft}$$

Mass velocity,

$$W = 4.715,026 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = \frac{W}{\alpha_a}$$

$$G_a = 118.799,026 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Reynolds number,

$$\mu = 1,6912 \text{ lb/ft-h}$$

$$Re_a = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu}$$

$$Re_a = 209$$

Sehingga didapatkan jH,

$$jH = 54 \quad (\text{Kern, P.718})$$

Koefisien transfer panas jaket ke reaktor

$$C_p = 0,9993 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,3597 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_{camp}}{\mu_{water}}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 5.538,63 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{oi} = \frac{OD}{ID} \cdot h_o$$

$$h_{oi} = 5.562,27 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

○ *Inner Pipe (Hot Fluid – Organics)*

L = 5,642 ft (diameter pengaduk)

N = 1.926 rph (kecepatan putar pengaduk)

Di = 16,927 ft (diameter dalam reaktor)

ρ = 54,074 lb/ft³

μ = 97,519 lb/ft-h

Cp = 0,572 Btu/lb.F

k = 0,1006 Btu/h.ft².F

Reynolds number,

$$Re_a = \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

Re_a = 33.999,89

Sehingga didapatkan jH,

jH = 785 (Kern, P.718)

Koefisien transfer panas reaktor ke jaket

$$hi = j \cdot \frac{k}{Di} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_{camp}}{\mu_{water}}\right)^{0,14}$$

hi = 182,010 Btu/h.ft².F

Koefisien transfer panas ketika bersih

$$\frac{1}{Uc} = \frac{1}{hi} + \frac{1}{hoi}$$

$$Uc = \frac{hi \cdot hoi}{hi + hoi}$$

Uc = 176,2431 Btu/h.ft².F

Koefisien transfer panas ketika kotor (aktual)

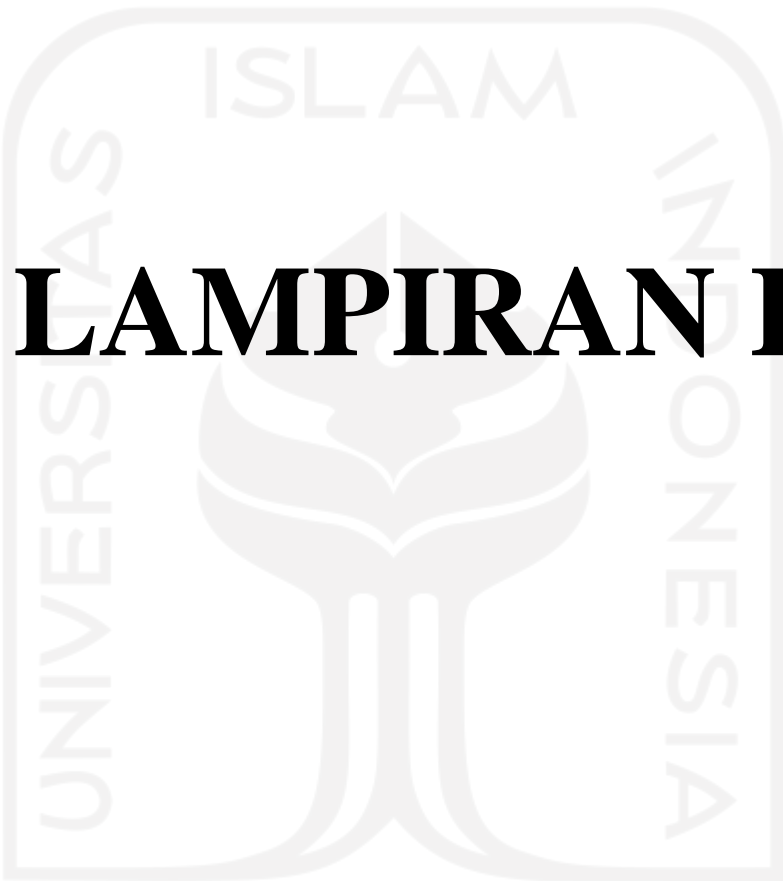
Nilai R_d untuk senyawa *Organics* sebesar 0,001 (*table.12, Kem P.845*)

$$hd = \frac{1}{R_d}$$

$$Ud = \frac{hd \cdot Uc}{hd + Uc}$$

$$Ud = 149,8356 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$





LAMPIRAN B

الجمعة المباركة
الاستاذة
الاندية

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

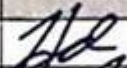


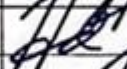
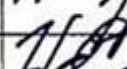
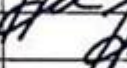
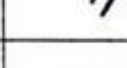
1. Nama Mahasiswa : Istiqomah Nur Al Amsah
No. MHS : 17521141
2. Nama Mahasiswa : Nanda Putri Islami Sudirman
No. MHS : 17521045

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG DENGAN
KAPASITAS 62.000 TON/ TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Batas Akhir Bimbingan : 8 Mei 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	12/11/2020	Bimbingan awal terkait judul tugas akhir	
2.	19/01/2021	Data Penentuan Kapasitas	
3.	27/01/2021	Penentuan Kapasitas Pabrik	
4.	11/02/2021	Proses Pemilihan Pabrik	
5.	16/02/2021	Diagram Alir	
6.	23/03/2021	Neraca Massa	
7.	11/04/2021	Neraca Massa	
8.	21/04/2021	Reaksi Esterifikasi dan Transesterifikasi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 04 Agustus 2021,

Pembimbing,



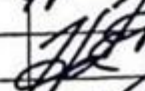
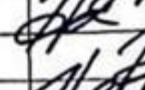
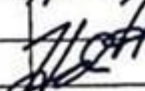
Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Istiqomah Nur Al Amsah
No. MHS : 17521141
2. Nama Mahasiswa : Nanda Putri Islami Sudirman
No. MHS : 17521045

Judul Prarancangan *) :
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG DENGAN KAPASITAS 62.000 TON/ TAHUN

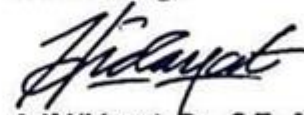
Mulai Masa Bimbingan : 9 Mei 2021
Batas Akhir Bimbingan : 5 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20/05/2021	Neraca Energi	
2.	31/05/2021	Neraca Energi	
3.	02/06/2021	Heater dan Cooler	
4.	07/06/2021	Reaktor	
5.	09/06/2021	Utilitas Pengolahan Air	
6.	01/08/2021	PEFD	
7.	04/08/2021	Fiksasi Naskah, PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Pembimbing,



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

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Istiqomah Nur Al Amsah
No. MHS : 17521141
2. Nama Mahasiswa : Nanda Putri Islami Sudirman
No. MHS : 17521045

Judul Prarancangan *) :
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG DENGAN
KAPASITAS 62.000 TON/ TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Batas Akhir Bimbingan : 8 Mei 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	12/11/2020	Bimbingan awal terkait judul tugas akhir	
2.	22/11/2020	Data Penentuan Kapasitas	
3.	27/11/2020	Penentuan Kapasitas Pabrik	
4.	25/01/2021	Proses Pemulihan Pabrik	
5.	09/02/2021	Diagram Alir	
6.	13/02/2021	Neraca Massa	
7.	05/03/2021	Neraca Massa	
8.	24/03/2021	Reaksi Esterifikasi dan Transesterifikasi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Pembimbing,



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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Istiqomah Nur Al Amsah
No. MHS : 17521141
2. Nama Mahasiswa : Nanda Putri Islami Sudirman
No. MHS : 17521045

Judul Prarancangan *) :
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK NYAMPLUNG DENGAN KAPASITAS 62.000 TON/ TAHUN

- Mulai Masa Bimbingan : 9 Mei 2021
Batas Akhir Bimbingan : 5 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20/05/2021	Neraca Energi	
2.	31/05/2021	Neraca Energi	
3.	02/06/2021	Heater dan Cooler	
4.	07/06/2021	Reaktor	
5.	09/06/2021	Utilitas Pengolahan Air	
6.	01/08/2021	PEFD	
7.	04/08/2021	Fiksasi Naskah, PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 04 Agustus 2021
Pembimbing,



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

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

