

**PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS
DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT* (POME)
KAPASITAS 12.740 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Berliana Ratuseptiyani

Nama : Tiyas Fatma Wati

NIM : 20521083

NIM : 20521198

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL
EFFLUENT (POME) KAPASITAS 77.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Berliana Ratuseptiyani
NIM : 208521083

Nama : Tiyas Fatma Wati
NIM : 20521198

Yogyakarta, 30 Oktober 2024

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

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

Penyusun 1


Berliana Ratuseptiyani
20521083

Penyusun 2


Tiyas Fatma Wati
20521198

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT (POME) KAPASITAS 77.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Berliana Ratuseptiyani

Nama : Tiyas Fatma Wati

NIM : 20521083

NIM : 20521198

Yogyakarta, 30 Oktober 2024

Pembimbing 1



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS
DARI PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)
KAPASITAS 12.740 TON/TAHUN**

Oleh :

Nama : **Berliana Ratuseptiyani**
No. Mahasiswa : **20521083**

Nama : **Tiyas Fatma Wati**
No. Mahasiswa : **20521198**

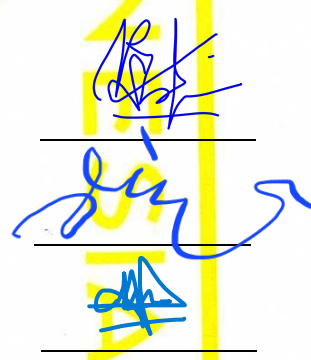
Telah Dipertahankan Didepan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 16 Desember 2024

Tim Penguji,
Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.
Ketua

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

Muflih Arisa Adnan, S.T., M. Sc., Ph.D.
Anggota II



Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



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

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyusun dan menyelesaikan naskah Tugas Akhir ini dengan sebaik-baiknya. Shalawat serta salam semoga tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW, keluarga dan sahabat-Nya.

Naskah Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Biogas dari Palm Oil Mill Effluent (POME) dengan Kapasitas 5.028 Ton/Tahun” ini disusun sebagai penerapan ilmu Teknik Kimia yang diperoleh selama dibangku kuliah serta sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Selama menyusun dan menyelesaikan naskah Tugas Akhir ini baik saat persiapan sampai penyusunan naskah ini, banyak mendapat bantuan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dengan segala kerendahan hati, penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua dan seluruh keluarga tercinta yang selalu memberikan doa dan dukungan, baik secara moral maupun materiil, sehingga masa pendidikan ini dapat terlaksana dengan baik.
2. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Program Sarjana, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang senantiasa membimbing dengan memberikan masukan dan arahan demi kelancaran penyusunan naskah Tugas Akhir.
5. Seluruh civitas akademika Fakultas Teknologi Industri, yang telah membantu selama menuntut ilmu di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri.
6. Teman-teman yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu atas bantuannya selama penyusunan Tugas Akhir.

Penyusun menyadari bahwa naskah Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan. Oleh karena itu, saran dan kritik yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan naskah ini. Semoga naskah Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi penyusun dan semua pihak yang memerlukannya.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 30 Oktober 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan menyebut nama Allah SWT yang Maha Pengasih Maha Penyayang serta puji syukur kepada-Nya yang telah memberikan kami kekuatan, kemudahan dan kelancaran dalam penyusunan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini sehingga kami dapat menyelesaikannya.

Karya ini saya persembahkan terkhusus untuk kedua orang tua saya, Papa Anton Budi Setiyanto dan Mama Isna Winarsih, Lia ucapkan terima kasih banyak atas semua dukungan, do'a, harapan dan kasih sayang yang sangat luar biasa serta terima kasih telah berjuang, berkorban dan mengusahakan yang terbaik sehingga saya bisa dititik ini. Tak lupa, saya persembahkan karya ini kepada saudara-saudari dan keponakan saya tercinta, Mas Sendy, Mbak Anya, Dek Sekar, Mona dan Si Kecil Arsa, terima kasih atas do'a, dukungan dan hiburan yang selalu mengisi hari-hari Saya.

Kepada diri saya sendiri, Berliana Ratuseptiyani, saya juga ucapkan terima kasih banyak, banyak, banyak, karena sudah berjuang sejauh ini dan mau terus belajar menjadi pribadi yang lebih baik (*we did it, Lia...*)

Saya ucapkan juga banyak terima kasih kepada Dosen Pembimbing kami Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng, yang selalu membimbing dan membantu kami dalam mengerjakan Tugas Akhir. Selain itu, terima kasih banyak saya ucapkan

kepada partner terbaik saya, Tiyas Fatma Wati, yang sudah mau sama sama sabar berjuang dan belajar bersama dalam semua kegiatan perkuliahan, mulai dari kerja praktik, penelitian hingga penyusunan tugas akhir, Semoga kita sama-sama mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan dapat diterapkan dalam kehidupan sehari-hari dan berguna untuk masyarakat kedepannya.

Untuk Hilda, Agil, Niken, Zahra, teman-teman KKN UNIT 435, Laily dan teman-teman teknik kimia lainnya yang tidak bisa saya sebutkan satu per satu, terima kasih sudah menjadi *support system*, menjadi tempat berbagi cerita, selalu membantu selama menjalani masa perkuliahan dari awal perkuliahan hingga masa akhir perkuliahan kita sehingga dengan kehadiran dan bantuan dari kalian dimasa perkuliahan ini dapat berjalan dengan lancar dan menyenangkan.

And big love to 세븐틴, thank you for being my best distraction and happy pills.

Sekali lagi saya ucapkan banyak-banyak terima kasih kepada semua yang membantu menyelesaikan Tugas Akhir ini karena lembar persembahan ini tidak akan cukup menggambarkan rasa terimakasih saya. Semoga kebahagiaan dan kebaikan selalu ada di sekitar kalian.

Sekian. Terima Kasih. (Berliana Ratuseptiyani)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Bismillahirrahmanirrahim. Dengan menyebut nama Allah Swt dan Rasulullah SAW, saya memulai dengan penuh rasa syukur atas berkah, hidayah, dan kemudahan yang diberikan dalam menyelesaikan skripsi ini. Saya ingin mengucapkan terima kasih yang mendalam kepada orang tua saya tercinta Bapak Joko Ariyanto dan Mama Kasiyati, juga adik saya Zidna. Kalian adalah sumber inspirasi dan kekuatan terbesar dalam hidup saya. Dukungan, cinta, dan doa tiada henti dari kalian adalah dorongan yang luar biasa, yang membuat saya mampu melalui setiap tantangan.

Selanjutnya, saya sampaikan terima kasih sebesar-besarnya kepada Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng., dosen pembimbing yang telah dengan sabar membimbing dan memberikan ilmu yang sangat berharga. Bimbingan beliau sangat membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

Saya juga berterima kasih kepada teman-teman seperjuangan, Berliana dan Laily, atas segala kebersamaan dan dukungan selama ini. Tak hanya itu, Cahya dan Yoga, terima kasih selalu membantu, mendengarkan cerita, dan memberikan semangat. Terima kasih pula saya sampaikan kepada pengasuh Pondok Pesantren Mahasiswi Al-Hidayah, Ibu Dr. Sri Haningsih S.Pd., M.Pd., serta teman-teman mahasantri atas doa dan dukungan, serta pelajaran yang akan selalu saya ingat: "Perbaiki niat dan terus berproses untuk mencapai cita dan cinta."

Saya juga berterima kasih kepada semua pihak yang telah membantu, baik secara langsung maupun tidak langsung, mulai dari dosen, staf administrasi, hingga teman-teman satu jurusan Teknik Kimia. Semoga skripsi ini bisa bermanfaat bagi kita semua dan memberikan sumbangsih positif bagi perkembangan ilmu pengetahuan.

Akhir kata, saya berharap Tugas Akhir ini tidak hanya menjadi tugas akademik, tetapi menjadi awal langkah saya dalam perjalanan hidup berikutnya. Semoga semua yang terlibat dalam proses ini mendapatkan balasan kebaikan dari Allah SWT.

Salam Hangat

Tiyas

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR LAMPIRAN.....	xvii
DAFTAR LAMBANG/ NOTASI/ SINGKATAN.....	xviii
ABSTRAK.....	xx
ABSTRACT.....	xxii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	4
1.3.1 Palm Oil Mill Effluent (POME).....	4
1.3.2 Biogas.....	7
1.3.3 Macam-macam Proses Penguraian Senyawa Organik.....	7
1.3.4 Parameter pada Pembuatan Biogas.....	15
1.3.5 Pemilihan Proses.....	21
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	22
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	22
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	33
BAB II.....	34
PERANCANGAN PRODUK.....	34
2.1 Spesifikasi Produk.....	34
2.1.1 Metana (CH ₄).....	34
2.1.2 Karbon dioksida (CO ₂).....	34
2.1.3 Hidrogen Sulfida (H ₂ S).....	35
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	35
2.2.1 Palm Oil Mill Effluent (POME).....	35
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	36
2.3.1 Air (H ₂ O).....	36

2.3.2 Kotoran Sapi.....	37
2.4 Pengendalian Kualitas.....	37
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	37
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	38
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	41
BAB III.....	43
PERANCANGAN PROSES.....	43
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	43
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	43
3.2 Uraian Proses.....	45
3.3 Spesifikasi Alat.....	47
3.3.1 Reaktor.....	47
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.....	48
3.3.3 Alat Penyimpanan Bahan.....	54
3.3.4 Alat Transportasi Bahan.....	59
3.3.5 Expansion Valve.....	67
3.3.6 Alat Penukar Panas (Heat Exchanger).....	68
3.4 Neraca Massa.....	72
3.4.1 Neraca Massa Total.....	72
3.4.2 Neraca Massa Per Alat.....	75
3.5 Neraca Panas.....	82
3.5.1 Neraca Panas Total.....	82
3.5.2 Neraca Panas Alat.....	83
BAB IV.....	88
PERANCANGAN PABRIK.....	88
4.1 Lokasi Pabrik.....	88
4.1.1 Ketersediaan bahan baku.....	88
4.1.2 Pemasaran.....	88
4.1.3 Tersedianya utilitas yang cukup.....	88
4.1.4 Tersedianya tenaga kerja.....	89
4.1.5 Letak daerah.....	89
4.1.6 Faktor keamanan.....	89
4.2 Tata Letak Pabrik.....	91
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	94
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	94
4.3.2 Aliran Udara.....	95
4.3.3 Cahaya.....	95
4.3.4 Lalu Lintas Manusia.....	95

4.3.5 Tata Letak Alat Proses.....	95
4.3.7 Maintenance.....	96
4.4 Organisasi Perusahaan.....	97
4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	97
4.4.2 Struktur Organisasi.....	98
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	99
4.4.4 Status Karyawan dan Jam Kerja Karyawan.....	107
4.4.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji, Hak Karyawan, dan Fasilitas Penunjang.....	110
BAB V.....	117
UTILITAS.....	117
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	117
5.1.1 Air Proses.....	118
5.1.2 Air Pendingin.....	119
5.1.3 Steam.....	119
5.1.4 Air Domestik.....	120
5.1.5 Air Service.....	121
5.2 Unit Penyedia Bahan Bakar (Fuel Storage System).....	125
5.3 Unit Pembangkit Steam (Steam Generator System).....	125
5.4 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System).....	126
5.5 Unit Penyedia Udara Instrumen (Instrument Air System).....	127
5.6 Unit Pengolahan Limbah (Waste Water Treatment).....	127
5.6.1 Limbah cair (digestate).....	127
5.6.2 Limbah padat.....	128
5.6.3 Gas sisa.....	128
5.7 Spesifikasi Alat.....	129
BAB VI.....	141
EVALUASI EKONOMI.....	141
6.1 Penentuan Harga Alat.....	142
6.2 Perhitungan Biaya Produksi.....	145
6.2.1 Total Capital Investment (TCI).....	149
6.2.2 Total Production Cost (TPC).....	152
6.3 Keuntungan Produksi.....	155
6.4 Analisis Risiko.....	155
6.5 Analisa Kelayakan.....	157
6.5.1 Percent Return of Investment (ROI).....	157
6.5.2 Pay Out Time (POT).....	158
6.5.4 Shut Down Point (SDP).....	159

6.5.5 Discounted Cash Flow (DCF).....	159
BAB VII.....	163
PENUTUP.....	163
7.1 Kesimpulan.....	163
7.2 Saran.....	164
DAFTAR PUSTAKA.....	165
LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	170
LAMPIRAN A.....	171
PERANCANGAN REAKTOR.....	171
LAMPIRAN B PEFD.....	182
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN.....	183

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Produksi TBS dan Limbah Cair.....	3
Tabel 1.2 Standar Baku Mutu POME.....	5
Tabel 1.3 Jenis Proses Aerobik.....	8
Tabel 1.4 Jenis Proses Anaerobik.....	10
Tabel 1.5 Entalpi dan Energi Gibbs.....	23
Tabel 1.6 Tahapan Reaksi.....	23
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor.....	47
Tabel 3.2 Spesifikasi Neutralizer.....	48
Tabel 3.3 Spesifikasi Mixer.....	50
Tabel 3.4 Spesifikasi Absorber.....	51
Tabel 3.5 Spesifikasi Stripper.....	52
Tabel 3.6 Spesifikasi Filter.....	53
Tabel 3.7 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk.....	54
Tabel 3.8 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan).....	55
Tabel 3.9 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan).....	57
Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa.....	59
Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	60
Tabel 3.12 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	61
Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	63
Tabel 3.14 Spesifikasi Conveyor.....	64
Tabel 3.15 Spesifikasi Kompresor.....	65
Tabel 3.16 Spesifikasi Expansion Valve.....	67
Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Heat Exchanger).....	68
Tabel 3.18 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Heat Exchanger) (lanjutan).....	70
Tabel 3.17 Neraca Massa Total.....	73
Tabel 3.18 Neraca Massa Mixer.....	75
Tabel 3.19 Neraca Massa Netralizer.....	76
Tabel 3.20 Neraca Massa Digester.....	77
Tabel 3.21 Neraca Massa Absorber.....	78
Tabel 3.22 Neraca Massa Stripper.....	80
Tabel 3.23 Neraca Massa Filter.....	81
Tabel 3.24 Neraca Panas Total.....	82
Tabel 3.25 Neraca Panas pada Mixer (M-01).....	83

Tabel 3.26 Neraca Panas pada Neutralizer (N-01).....	83
Tabel 3.27 Neraca Panas pada Reaktor (R-01).....	83
Tabel 3.28 Neraca Panas pada Absorber (ABS-01).....	84
Tabel 3.29 Neraca Panas pada Stripper (S-01).....	84
Tabel 3.30 Neraca Panas pada Filter (FIL-01).....	85
Tabel 3.31 Neraca Panas pada Heater (HE-01).....	85
Tabel 3.32 Neraca Panas pada Heater (HE-02).....	85
Tabel 3.33 Neraca Panas pada Cooler (CL-01).....	86
Tabel 3.34 Neraca Panas pada Cooler (CL-02).....	86
Tabel 3.35 Neraca Panas pada Cooler (CL-03).....	86
Tabel 4.1 Luas Pabrik.....	92
Tabel 4.2 Jadwal Shift.....	108
Tabel 4.3 Penggolongan Karyawan.....	110
Tabel 4.4 Gaji Karyawan.....	111
Tabel 5.1 Kebutuhan Steam.....	120
Tabel 5.2 Kebutuhan Listrik.....	126
Tabel 5.3 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas.....	129
Tabel 5.4 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan).....	130
Tabel 5.5 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan).....	132
Tabel 5.6 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan).....	133
Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan).....	134
Tabel 5.8 Spesifikasi alat proses utilitas.....	136
Tabel 5.9 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan).....	137
Tabel 5.10 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan).....	138
Tabel 5.11 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan).....	139
Tabel 5.12 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan).....	140
Tabel 6.1 Indeks Harga.....	143
Tabel 6.2 Harga Alat Proses.....	146
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas.....	147
Tabel 6.4 Physical Plant Cost Alat Proses (PPC).....	150
Tabel 6.5 Physical Plant Cost Alat Utilitas (PPC).....	150
Tabel 6.6 Physical Plant Cost Land and Yard.....	150
Tabel 6.7 Direct Plant Cost (DPC).....	151
Tabel 6.8 Fixed Capital Investment (FCI).....	151
Tabel 6.9 Working Capital Investment (WCI).....	151
Tabel 6.10 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	152
Tabel 6.11 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	153
Tabel 6.12 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	153

Tabel 6.13 Total Manufacturing Cost (TMC).....	154
Tabel 6.14 General Expense (GE).....	154
Tabel 6.15 Analisis Risiko.....	155
Tabel 6.16 Break Event Point (BEP).....	159

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Regresi Linear.....	3
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif.....	44
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	45
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	89
Gambar 4.2 Tata letak Pabrik.....	93
Gambar 4.3 Tata letak Alat Proses.....	95
Gambar 4.4 Struktur Organisasi.....	105
Gambar 6.1 Grafik indeks harga.....	143
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	160

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	170
LAMPIRAN A.....	171
PERANCANGAN REAKTOR.....	171
LAMPIRAN B PEFD.....	182
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN.....	183

DAFTAR LAMBANG/ NOTASI/ SINGKATAN

T	: Temperature, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
R	: Jari-jari, in
P	: Power motor, Hp
Ts	: Tebal Shell, in
ΔPT	: Pressure Drop, psia
ID	: Inside Diameter, in
OD	: Outside Diameter, in
Th	: Tebal Head
Re	: Reynold Number
F	: Allowable stress, psia
E	: Efisiensi pengelasan
Icr	: Sudut jari-jari dalam, in
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam.ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam.ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas panas, Btu/jam.ft ² °F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² °F
JH	: Heat transfer factor, Btu/jam.ft ² °F
Hi	: Inside film coefficient, Btu/jam.ft ² °F
Ho	: Outside film coefficient, Btu/jam.ft ² °F

LMTD	: Log mean temperature different, °F
k	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
K	: Konstanta kesetimbangan reaksi
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
ΔH_R	: Entalpi reaksi, kJ/jam
ΔG	: Energi bebas Gibbs, kJ/jam
R	: Konstanta umum gas ideal, 8,134 Joule/mol,K

ABSTRAK

Kelapa sawit merupakan salah satu sektor industri pertanian yang meningkat pesat di Indonesia. Industri kelapa sawit menjadi industri penyumbang signifikan dalam perekonomian karena sebagian besar pohon kelapa sawit mampu dimanfaatkan. *Palm Oil Mill Effluent* (POME) merupakan limbah cair yang dihasilkan dari industri kelapa sawit. Peningkatan jumlah limbah cair ini mampu dimanfaatkan dalam pembuatan biogas. Peluang mampu diwujudkan dengan dilakukan Pra Rancangan Pabrik Biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) dengan kapasitas 12.740 ton/tahun. Untuk memperoleh produk yang sesuai dengan kapasitas maka dibutuhkan bahan baku, antara lain POME sebanyak 44.189,402 kg/jam, CaO sebanyak 84,004 kg/jam, kotoran sapi dan nutrisi sebanyak 964,916 kg/jam dan 18,938 kg/jam. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Kecamatan Tanjung Morawa, Kabupaten Deli Serdang, Provinsi Sumatera Utara. Pembuatan biogas melalui beberapa proses tahapan, yaitu proses netralisasi, proses fermentasi anaerobik dan proses filtrasi. Limbah cair kelapa sawit yang didapatkan dari PT Perkebunan Nusantara I. mula-mula dinetralkan dengan larutan Ca(OH)_2 , selanjutnya akan dilakukan proses fermentasi didalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu operasi 35°C dan tekanan 1 atm. Selain itu, pabrik ini juga dilengkapi kebutuhan utilitas, seperti air sebesar 4.477,909 kg/jam, udara tekan sebesar 22,429 m^3/jam , dan listrik sebesar 2.000 kW. Berdasarkan hasil analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik biogas termasuk jenis industri *fermentation products* yang memiliki resiko rendah (*low risk*) dengan nilai ROI

sebesar 23,09% sebelum pajak dan 18,01% setelah pajak, POT sebesar 3 tahun sebelum pajak dan 3,6 tahun setelah pajak. BEP sebesar 48,43%, SDP sebesar 22,75% dan DCFR sebesar 29,11%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik biogas layak untuk didirikan dan memiliki potensi untuk berkembang baik dipasar nasional maupun internasional.

Kata kunci : Biogas, *Palm Oil Mill Effluent* (POME), Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

ABSTRACT

Palm oil is one of the rapidly increasing agricultural industry sectors in Indonesia. The palm oil industry is a significant contributor to the economy because most of the oil palm trees can be utilised. Palm Oil Mill Effluent (POME) is a liquid waste generated from the palm oil industry. The increasing amount of liquid waste can be utilised in making biogas. Opportunities can be realised with the Pre-eliminary design of a Biogas Plant from Palm Oil Mill Effluent (POME) with a capacity of 12.740 tonnes/year. To obtain products in accordance with the capacity, raw materials are needed, including POME as much as 44.189,402 kg/h, CaO as much as 84,004 kg/h, cow dung and nutrients as much as 964,916 kg/h and 18,938 kg/h. This plant is planned to be established in Tanjung Morawa District, Deli Serdang City, North Sumatra Province. The production of biogas goes through several stages, namely neutralisation process, anaerobic fermentation process and filtration process. Palm oil liquid waste obtained from PT Perkebunan Nusantara I. is first neutralised with Ca(OH)_2 solution, then the fermentation process will be carried out in a continuous flow stirred tank reactor at an operating temperature of 35°C and 1 atm pressure. In addition, this plant is also equipped with utility needs, such as water by 4.477,909 kg/h, compressed air by 22.429 m³/h, and electricity by 2.000 kW. Based on the results of the economic analysis shows that the biogas plant is a type of fermentation products industry that has a low risk with an ROI value of 23,09% before tax and 18,01% after tax, POT of 3 years before tax and 3,6 years after tax. BEP of 48,43%, SDP of 22,75%

and DCFR of 29,11%. Based on the results of the economic evaluation, it can be concluded that the biogas plant is feasible to establish and has the potential to develop both in the national and international markets.

Keywords: Biogas, Palm Oil Mill Effluent (POME), Continuous flow Stirred Tank Reactor (CSTR)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kelapa sawit merupakan salah satu sektor industri pertanian yang meningkat pesat dalam banyak negara, khususnya negara beriklim tropis seperti Indonesia dan Malaysia. Industri kelapa sawit menjadi industri penyumbang signifikan dalam perekonomian karena sebagian besar pohon kelapa sawit mampu dimanfaatkan. Namun, pertumbuhan industri ini juga diiringi oleh peningkatan limbah cair industri kelapa sawit, yang dikenal sebagai *Palm Oil Mill Effluent* (POME). POME merupakan sumber polusi utama karena mengandung bahan organik tinggi, limbah padat, serta senyawa-senyawa kimia yang dapat mencemari lingkungan jika tidak dikelola dengan benar.

Menurut Fadhil Ahmad Qamar (2023) selaku *Program Officer* CASE menyebutkan bahwa sebanyak 14 juta hektar lahan kelapa sawit mampu menghasilkan 31,6 ton POME setiap tahunnya di Indonesia sehingga diperkirakan emisi yang dihasilkan sebesar 12,4 juta ton karbondioksida. Hal tersebut menjadi perhatian penting, perlu adanya solusi yang berkelanjutan dan ramah lingkungan untuk mengelola limbah cair ini. Maka dari itu untuk mengatasi masalah tersebut perlu adanya pendirian pabrik biogas sebagai terobosan energi terbarukan.

POME memiliki potensi besar untuk dimanfaatkan, salah satunya sebagai bahan baku produksi biogas. Biogas merupakan sumber energi terbarukan yang mampu memenuhi kebutuhan energi alternatif. Biogas adalah gas yang dihasilkan

dari proses penguraian bahan organik oleh mikroorganisme dalam kondisi anaerobik. Komponen utama biogas bersifat *flammable* (mudah terbakar) seperti metana (CH_4), sejumlah besar karbon dioksida (CO_2) dan gas-gas lainnya. Untuk menghasilkan biogas diperlukan reaktor biogas (digester), yaitu instalasi yang tertutup rapat, agar proses penguraian bahan organik berlangsung optimal. Selain itu, reaktor biogas juga mampu mengurangi emisi gas metana (CH_4) yang merupakan salah satu gas penyebab efek rumah kaca yang menyebabkan fenomena pemanasan global (Wahyuni, 2013). Biogas memiliki banyak sekali kegunaan antara lain sebagai bahan bakar kendaraan dan memasak, sebagai pembangkit listrik, serta produk sampingnya berupa pupuk organik yang berfungsi untuk meningkatkan kualitas tanah dan hasil panen.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

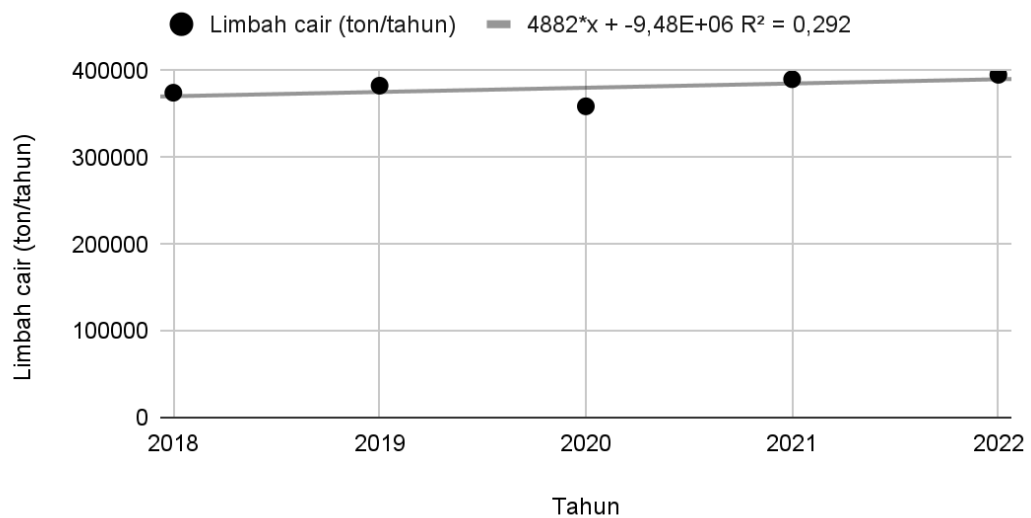
Dalam penentuan kapasitas pabrik biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) diperlukan beberapa aspek yang perlu dipertimbangkan, seperti ketersediaan bahan baku yaitu limbah cair kelapa sawit. Pada perancangan pabrik kali ini limbah cair kelapa sawit diperoleh dari PT Perkebunan Nusantara I, Kecamatan Tanjung Morawa, Kabupaten Deli Serdang, Sumatera Utara. Berikut merupakan data produksi kelapa sawit di setiap tahunnya.

Tabel 1.1 Data Produksi TBS dan Limbah Cair

Tahun	Produksi TBS (ton/tahun)	Limbah cair (ton/tahun)
2018	374664	535234
2019	382798	546854
2020	359017	512882
2021	390265	557522
2022	395338	564768

Sumber : PT. Perkebunan Nusantara I.

Umumnya, satu ton tandan buah segar mengeluarkan hampir 0,6–0,75 ton limbah minyak kelapa sawit (POME). Dari data tersebut selanjutnya diolah menjadi grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data limbah cair pada sumbu y serta menggunakan program *trendline* pada excel untuk mendapatkan persamaannya.



Gambar 1.1 Grafik Regresi Linear

Melalui metode Regresi Linear dapat diperkirakan bahwa kebutuhan bahan baku perancangan pabrik kimia di Indonesia pada tahun 2035 sebagai berikut :

$$y = ax + b$$

$$a = 4882$$

$$b = -9480000$$

$$x = 2035$$

$$y = (4882) x + -9480000$$

$$y = (4882) 2035 + -9480000$$

$$y = 454870 \text{ ton limbah cair}$$

Dari persamaan tersebut didapatkan bahan baku limbah cair sebanyak 454.870 ton/tahun. Diperkirakan sekitar 36,1 m³ biogas dapat dihasilkan dari satu ton POME di instalasi pengolahan dalam kondisi mesofilik (30-40°C). Berdasarkan perhitungan didapatkan biogas sebesar 14.373.892 m³ atau 63.701,297 ton/tahun, dengan hasil tersebut diambil kapasitas perancangan pabrik biogas di Indonesia tahun 2035 adalah 20% dari total biogas yang didapat yaitu sebesar 12.740 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 *Palm Oil Mill Effluent* (POME)

Palm Oil Mill Effluent atau limbah cair pabrik kelapa sawit merupakan limbah yang dihasilkan selama proses penggilingan kelapa sawit. Cairan berwarna hitam kecoklatan dan asam ini memiliki karakteristik yang sangat kompleks

sesuai dengan jenis kelapa sawit, proses pengolahan, serta kondisi lingkungan. POME mengandung berbagai macam komponen kimia, antara lain asam lemak tak jenuh (asam oleat dan asam linoleat), gula berupa glukosa dan fruktosa, protein, zat organik (lignin dan tanin), dan zat anorganik seperti logam berat (besi, mangan dan tembaga). Pada umumnya, kandungan POME didominasi dengan asam lemak jenuh berupa asam palmitat yang memiliki rumus kimia $C_{51}H_{98}O_6$.

Zat yang terkandung dalam POME tentunya ada yang bermanfaat, tetapi juga ada yang berbahaya. Kandungan bahan organik dalam POME berfungsi sebagai sumber nutrisi bagi mikroba dalam proses penguraian menjadi senyawa yang lebih sederhana. Sedangkan, bahan anorganik dalam POME justru sebaliknya dapat menjadi polutan lingkungan. Bahan anorganik seperti logam berat apabila terakumulasi di dalam tubuh manusia dan hewan dapat menimbulkan berbagai macam penyakit. Maka dari itu menjadi hal utama pada pabrik kelapa sawit memiliki standar baku mutu lingkungan untuk POME. Berikut adalah standar baku mutu POME dari PT Andira Agro Tbk yang mengacu pada Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia Nomor 70 tahun 2019 tentang Baku Mutu Air Limbah Domestik dan Limbah Industri:

Tabel 1.2 Standar Baku Mutu POME

Parameter	Nilai	Satuan
BOD5	200	mg/L
COD	800	mg/L

TSS	150	mg/L
pH	6,5-8,5	-
Minyak dan lemak	100	mg/L
Amoniak (NH ₃)	10	mg/L
Nitrit (NO ₂)	0,5	mg/L
Nitrat (NO ₃)	50	mg/L
Fosfat (PO ₄)	10	mg/L
Timbal (Pb)	0,01	mg/L
Kadmium (Cd)	0,005	mg/L

(Sumber: PT. Perkebunan Nusantara)

Adapun beberapa kegunaan POME untuk berbagai keperluan, antara lain sebagai bioenergi seperti biogas yang dihasilkan melalui proses fermentasi POME dan bioetanol yang dihasilkan melalui fermentasi dan distilasi POME, sebagai air baku untuk irigasi, industri bahkan air minum melalui proses pengolahan tertentu. Selain itu, dalam bidang pertanian dan peternakan POME dapat digunakan menjadi pakan ternak karena mengandung protein dan serat yang tinggi serta digunakan sebagai pupuk organik yang mengandung berbagai macam unsur hara yang dibutuhkan tanaman.

1.3.2 Biogas

Biogas merupakan sumber energi terbarukan berupa gas yang dihasilkan melalui proses fermentasi bahan baku organik seperti limbah pertanian, pupuk kandang, limbah, dan sisa makanan. Secara umum, pembuatan biogas melibatkan penempatan limbah organik dalam digester dan melalui proses penguraian bahan organik menggunakan mikroorganisme serta tanpa adanya oksigen. Biogas terdiri atas beberapa komponen yaitu metana dan karbon dioksida. Biogas merupakan sumber energi yang memiliki banyak keuntungan seperti mudah terbakar, memiliki nilai kalor tinggi, dan tidak beracun. Karakteristik mudah terbakar dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan energi, seperti memasak, pembangkit listrik dan bahan bakar kendaraan. Kemudian biogas memiliki nilai kalor yang tinggi sekitar 25 MJ/m³ untuk menciptakan bahan bakar yang efisien.

Produksi biogas merupakan bagian dari ekonomi sirkular, dan nutrisi organik yang dipulihkan dalam proses produksi dapat digunakan untuk tujuan seperti pertanian. Biogas menjadi terobosan baru untuk menjadi sumber energi terbarukan yang berkelanjutan, ramah lingkungan, serta memiliki biaya yang lebih murah dibandingkan bahan bakar fosil karena kemampuannya untuk mengurangi emisi gas rumah kaca dan menyediakan sarana pengelolaan limbah.

1.3.3 Macam-macam Proses Penguraian Senyawa Organik

Pada pembuatan Biogas terdapat dua macam proses penguraian yang dapat digunakan, yaitu proses aerobik dengan katalis berupa oksigen dan proses anaerobik dengan katalis berupa enzim.

a. Aerobik

Proses aerobik dalam pembuatan biogas dari POME membutuhkan oksigen untuk pertumbuhan mikroorganisme yang memetabolisme bahan organik dalam POME. Proses aerobik di tempat terbuka membutuhkan aerasi, yaitu penyediaan oksigen ke dalam medium. Aerasi dapat dilakukan melalui mekanisme pembuangan udara atau melalui pengadukan yang memadai untuk memastikan bahwa oksigen terdispersi merata di seluruh POME. Dalam proses ini, mikroorganisme aerobik menggunakan oksigen untuk mengoksidasi bahan organik dalam POME, menghasilkan karbondioksida (CO_2) dan air (H_2O). Proses ini lebih umum digunakan dalam pembuatan biogas dari limbah organik di tempat terbuka, seperti di tempat pembuangan sampah atau pengolahan limbah pertanian. Penguraian secara aerobik menghasilkan lebih banyak lumpur dalam prosesnya, namun dapat mengolah limbah secara tuntas sehingga limbah yang dihasilkan dapat langsung dibuang.

Tabel 1.3 Jenis Proses Aerobik

<i>Treatment Process</i>	<i>Pressurized activated sludge process</i>	<i>Aerobic treatment with single culture of KUL8 (Acinetobacter sp.)</i>	<i>Activated sludge reactor</i>
<i>Retention Time (day)</i>	0.417	7	2.5
<i>Temperature (°C)</i>	30 - 35	30	-
<i>Organic loading rate (g COD/l day)</i>	0.4 - 0.65	-	-
<i>COD influent (mg/l)</i>	9210	-	3908
<i>COD overall reduction (%)</i>	97.7	92	98

<i>TSS influent (mg/l)</i>	3510	-	-
<i>TSS overall reduction (%)</i>	99.2	-	-
<i>Oil and grease influent (mg/l)</i>	325	-	237
<i>Oil and grease overall reduction (%)</i>	93.3	87.7	90
References	Ho and Tan (1988)	Bhumibhamon et al. (2002)	Vijayaraghavan et al. (2007)

Ada beberapa faktor pertimbangan untuk menggunakan proses ini, seperti konsentrasi metana dalam biogas yang dihasilkan akan terbatas karena adanya paparan oksigen selama proses aerobik dan biaya operasional yang lebih tinggi yang terkait dengan penggunaan oksigen dan energi yang dibutuhkan untuk aerasi. Selain itu, proses aerobik di tempat terbuka juga rentan terhadap masalah pengendalian bau dan kebutuhan tambahan dalam pemantauan dan manajemen.

b. Anaerobik

Proses anaerobik merupakan proses penguraian senyawa organik dalam kondisi tanpa oksigen di dalamnya, yang mana terjadi secara alamiah oleh mikroorganisme anaerobik untuk dihasilkan gas metana (CH_4) dan karbondioksida (CO_2). Terdapat dua rentang suhu yang umumnya digunakan pada proses anaerobik, yakni suhu mesofilik berkisar antara 25-40°C dimana mampu menyelesaikan produksi biogas selama 30-40 hari dan suhu termofilik berkisar antara 50-60°C, hanya membutuhkan waktu 7-14 hari (Wang B, 2016).

Tabel 1.4 Jenis Proses Anaerobik

<i>Treatment Process</i>	<i>Anaerobic suspended growth processes Completed mixed reactors</i>	<i>Digestion tank</i>	<i>Anaerobic digester</i>	<i>Anaerobic baffled reactor</i>
<i>Retention Time (day)</i>	35	4.7	15 - 16	2.5
<i>Temperature (°C)</i>	55	50	27 - 30	35
<i>Organic loading rate (g COD/l day)</i>	-	3.44	1.8	10.85
<i>COD influent (mg/l)</i>	67000		26150	24849
<i>COD overall reduction (%)</i>	95.6	93.3	91	84.6
<i>TSS influent (mg/l)</i>	31800	-	-	3417
<i>TSS overall reduction (%)</i>	81.8	-	-	62.5
<i>Oil and grease influent (mg/l)</i>	-	-	-	2200
<i>Oil and grease overall reduction (%)</i>	-	-	-	72.7
<i>References</i>	Chin and Wong (1981)	Ibrahim et al. (1985)	Ma and Ong (1988)	Setiadi et al. (1996)

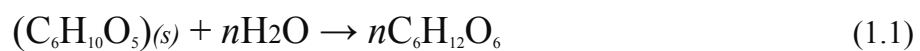
Keuntungan dari proses anaerobik ini tidak hanya terletak pada produksi biogas sebagai sumber energi terbarukan tetapi juga pada pengurangan dampak

lingkungan limbah kelapa sawit. Pengurangan emisi metana selama proses pengolahan POME secara anaerobik juga dapat memberikan kontribusi positif terhadap mitigasi perubahan iklim. Selain itu, proses ini memiliki kekurangan yaitu tidak mendegradasi senyawa nitrogen dan fosfor, sensitif terhadap perubahan suhu dan menghasilkan senyawa beracun seperti H₂S. Proses anaerobik terjadi dalam empat tahap, yaitu:

1) Proses Hidrolisis

Hidrolisis merupakan tahap persiapan dimana terjadi pemecahan makromolekul kompleks dalam POME menjadi senyawa yang lebih sederhana agar dapat diuraikan lebih lanjut oleh mikroorganisme dalam proses metanogenesis.

Reaksi hidrolisis yang terjadi:



(Polisakarida dipecah menjadi monosakarida)

Pada tahap ini, bahan organik kompleks seperti karbohidrat, protein, dan lipid dalam POME dipecah menjadi senyawa sederhana seperti gula (glukosa), asam amino dan asam-asam lemak. Proses hidrolisis melibatkan beberapa mikroorganisme yang berbeda, diantaranya *saccharolytic* (mikroorganisme yang mampu mendegradasi atau memecah karbohidrat sebagai sumber energi dan nutrisi) dan *proteolytic* (mikroorganisme yang mampu memecah protein menjadi asam amino), secara spesifik jenis mikroorganisme yang sering digunakan adalah bakteri *Bacteroides sp.*, *Lactobacillus sp.*,

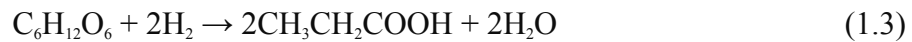
Propionibacterium sp., *Sporobacaterium sp.*, *Megasphaera sp.* dan *Bifidobacterium* (Deublein dan Steinhauser, 2008).

2) Proses Asidogenesis

Asidogenesis merupakan pemecah gula sederhana (glukosa) yang dihasilkan dari hidrolisis menjadi bentuk senyawa perantara antara lain asam karboksilat seperti asam butirat, propionat dan asam asetat, alkohol, karbon dioksida, hidrogen, dan senyawa-senyawa lainnya melalui proses fermentasi yang dilakukan oleh bakteri asidogenik berupa *Clostridium*, *Paenibacillus*, *Ruminococcus*, *Syntrophomonas*, *Pseudomonas* dan *Flavobacterium* (M.M. A Aziz et al.,2019). Pada tahapan ini, pH berperan penting karena pH merupakan fungsi waktu di dalam digester. pH berkaitan dengan konsentrasi *volatile fatty acids* yang mampu berfluktuasi secara signifikan dan dipengaruhi pada kondisi digester yang digunakan, apabila nilai pH terlalu rendah atau terlalu tinggi maka konsentrasi VFA akan meningkat ataupun menurun sehingga dapat menghambat aktivitas bakteri metanogenik. Oleh karena itu, kisaran pH optimal adalah 5,5-6,5. Selain itu, pH juga berkaitan erat terhadap alkalinitas karena membantu mengontrol pH yang diinginkan agar tetap stabil. Alkalinitas menunjukkan kemampuan suatu zat untuk menetralkan ion hidrogen. Penambahan alkalinitas pada tahapan ini mampu meningkatkan produksi biogas. Jenis aditif alkali yang dapat digunakan antara lain kalium bikarbonat, natrium bikarbonat, kalium karbonat dan amonia kering. Reaksi asidogenesis yang terjadi:



(Glukosa diubah menjadi etanol dan karbon dioksida)



(Glukosa dan hidrogen diubah menjadi asam propionat dan air)

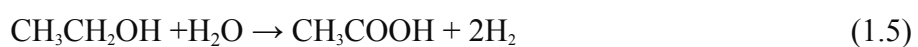


(Glukosa menjadi asam butanoat, karbon dioksida dan hidrogen)

(Awad et al., 2015)

3) Proses Asetogenesis

Asetogenesis merupakan proses produksi asam asetat dengan menggunakan bakteri asetogenik untuk bekerja pada proses tersebut. Hal ini dapat terjadi dengan mereduksi asam organik menjadi asetat, seperti asam karboksilat rantai pendek dan alkohol diubah menjadi asam asetat, karbon dioksida, dan hidrogen oleh bakteri asetogenik, seperti *Desulfovibrio*, *Aminobacterium*, *Acidaminococcus*, *Syntrophomonas* dan *Syntrophobacter*. Pada tahap ini dihasilkan substrat utama untuk tahap akhir sehingga kinerja proses ini bergantung pada tekanan parsial hidrogen. Diharapkan tekanan parsial hidrogen sekitar 3-10 atm. Apabila tekanan parsial hidrogen melampaui batas dan terlalu tinggi maka dapat merusak mikroorganisme asetogenik serta menghambat proses metanogenesis. Tekanan parsial hidrogen dapat dikendalikan melalui penghilangan kandungan hidrogen dengan memanfaatkan mikroorganisme yang mengkonsumsi hidrogen seperti bakteri metanogen hidrogenotrofik. Reaksi asetogenesis yang terjadi:



(Etanol diubah menjadi asam asetat)



(Asam propionat dan air diubah menjadi asam asetat, karbon dioksida dan hidrogen)



(Asam butirat menjadi asam asetat)

(Mir et al., 2016)

4) Proses Metanogenesis

Metanogenesis merupakan pembentukan metana oleh mikroorganisme *Archaea metanogenik* dalam kondisi anaerobik yang dikarakterisasi melalui kofaktor F_{420} yang bekerja dengan adanya *hidrogenase* sebagai pembawa H_2 dan melibatkan bakteri seperti *Methanobacterium*, *Methanospirillum hungatii* dan *Methanosarcina*. Pada tahap ini terbagi menjadi dua jenis jalur, yaitu sebanyak 70% metana melalui jalur metanogen asetatotrofik dan 30% metana diproduksi melalui jalur metanogen hidrogenetrofik, bakteri metanogen memecah asetat menjadi metana dan karbon dioksida mengubah asam asetat, hidrogen, dan karbon dioksida menjadi metana dan karbon dioksida. Proses metanogenesis menjadi proses pencernaan anaerobik yang vital karena pada tahap ini reaksi biokimia berlangsung dengan sangat lambat dan dipengaruhi oleh kondisi operasi. Selama tahap ini berlangsung disarankan menjaga pH pada kondisi optimum antara 6,8 hingga 7,4. Reaksi metanogenesis yang terjadi:



(Asam asetat diubah menjadi metana dan karbon dioksida)



(Hidrogen dan karbon dioksida diubah menjadi metana dan air)

1.3.4 Parameter pada Pembuatan Biogas

Dalam pembuatan biogas dipengaruhi beberapa parameter yang berasal dari faktor lingkungan maupun faktor internal. Hal tersebut mampu mempengaruhi kinerja mikroorganisme yang digunakan selama proses pembuatan biogas berlangsung, oleh karena itu dibutuhkan kondisi yang tepat.

a. Suhu

Suhu menjadi faktor esensial dalam produksi biogas dari limbah cair pabrik kelapa sawit atau *Palm Oil Mill Effluent* (POME) melalui proses fermentasi anaerobik. Untuk mencapai hasil yang optimal, suhu perlu dipertahankan pada kisaran mesofilik, yakni antara 25-40°C. Pada rentang suhu ini, mikroorganisme seperti metanogen dapat bekerja secara efektif dalam mengkonversi bahan organik yang terkandung dalam POME menjadi biogas, yang terdiri dari metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂). Mempertahankan stabilitas suhu mesofilik sangatlah penting untuk menjamin konsistensi dan efisiensi produksi biogas, karena perubahan suhu yang drastis dapat menghambat kinerja mikroba dan menurunkan produktivitas biogas. Berbagai penelitian telah membuktikan bahwa menjaga suhu mesofilik yang stabil akan mengoptimalkan pembentukan biogas dari POME dengan cara menyokong pertumbuhan dan aktivitas mikroorganisme yang terlibat dalam proses fermentasi anaerobik (Gebreeyessus, G.D., & Jenicek, P., 2016).

b. Derajat Keasaman (pH)

Derajat keasaman (pH) merupakan salah satu parameter penting dalam pembuatan biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME). Proses fermentasi anaerobik yang menghasilkan biogas sangat dipengaruhi oleh kondisi pH di dalam reaktor. Kondisi pH yang ideal untuk fermentasi anaerobik biasanya berada dalam kisaran 6,5-7,5. Pada rentang pH ini, mikroorganisme seperti bakteri asetogenik dan metanogenik dapat bekerja secara optimal untuk menguraikan bahan organik dalam POME menjadi metana (CH_4) dan karbon dioksida (CO_2). Jika pH terlalu rendah (asam) atau terlalu tinggi (basa), aktivitas mikroorganisme dapat terhambat, yang pada akhirnya akan mengurangi produksi biogas. pH yang rendah dapat terjadi akibat akumulasi asam volatil selama proses fermentasi, sementara pH yang tinggi dapat disebabkan oleh kelebihan amonia. Oleh karena itu, pemantauan dan penyesuaian pH secara teratur sangat penting untuk menjaga kondisi optimal dalam reaktor biogas, sehingga proses fermentasi berjalan efisien dan stabil (Ohimain, E. I., & Izah, S. C., 2017).

c. Nutrisi

Nutrisi bagaikan pupuk bagi mikroorganisme dalam proses pembuatan biogas dari POME. Pemberian nutrisi yang cukup dan seimbang menjadi kunci utama untuk mendukung aktivitas mikroorganisme yang terlibat dalam fermentasi anaerobik. Mikroorganisme ini, seperti bakteri asetogenik dan metanogenik, membutuhkan makronutrien seperti nitrogen (N), fosfor (P), dan kalium (K), serta

mikronutrien seperti besi (Fe), kobalt (Co), dan nikel (Ni) untuk tumbuh dan berkembang biak dengan optimal (Ward, A.J., et al. 2008).

Kekurangan nutrisi dapat memperlambat proses fermentasi dan menurunkan produksi biogas, sedangkan kelebihan nutrisi tertentu dapat meracuni mikroorganisme. Oleh karena itu, penting untuk memastikan bahwa POME yang digunakan sebagai bahan baku biogas memiliki kandungan nutrisi yang memadai. Jika tidak, suplemen nutrisi tambahan perlu diberikan (Rasdi, Z., et al. 2012).

d. Rasio C/N

Perbandingan kandungan karbon (C) dan nitrogen (N) dalam bahan organik menjadi penentu bahwa suatu bahan dalam sistem biogas sudah sesuai, tentunya dibutuhkan perbandingan karbon dan nitrogen yang seimbang dari bahan baku untuk meningkatkan produksi metana (CH_4). Setiap bahan memiliki standar kebutuhan rasio C/N yang berbeda-beda. Secara umum, rasio optimum bahan baku *palm oil mill effluent* berkisar 25 - 30 agar bisa bekerja optimal dalam digester anaerobik (Haryati, T., 2006). Jika rasio C/N yang didapatkan tinggi dari standar ideal maka produksi metana akan menjadi lebih rendah. Hal tersebut dikarenakan nitrogen yang terkandung akan cepat dikonsumsi oleh bakteri metanogenik untuk memenuhi kebutuhan protein sehingga tidak mampu bereaksi dengan karbon yang tersisa. Sedangkan, apabila nilai rasio C/N lebih rendah dari nilai idealnya, kandungan nitrogen akan dibebaskan dan terakumulasi dalam bentuk amonia yang mampu menimbulkan peningkatan nilai pH. Bahan organik yang dapat digunakan untuk mencapai rasio C/N yang seimbang sangat bervariasi,

untuk meningkatkan kandungan karbon antara lain jerami padi, sekam padi, ampas tebu, kulit buah dan sayur, daun kering dan serat kayu. Selain itu bahan organik untuk meningkatkan kandungan nitrogen yaitu kotoran hewan ternak atau unggas seperti ayam, kuda, sapi dan kerbau, tumbuhan leguminosa (kacang-kacangan), dan limbah industri.

e. Inhibitor

Inhibitor merupakan zat atau komponen yang dapat menghambat atau mengganggu aktivitas enzim atau mikroorganisme. Dalam pembuatan biogas, inhibitor mampu menurunkan tingkat dekomposisi sehingga bersifat toksin (beracun). Inhibitor dapat ditimbulkan dari bahan baku biogas ataupun berasal dari kontaminan yang masuk ke dalam digester. Dalam pembuatan biogas melalui proses fermentasi anaerobik dibutuhkan mikroorganisme yang mampu memecah bahan organik menjadi biogas (CH_4 dan CO_2), sehingga dapat terpengaruh oleh adanya inhibitor. Beberapa inhibitor yang paling umum mempengaruhi proses pembuatan biogas antara lain logam berat (kadmium, timbal, merkuri), ion mineral (ion besi, ion mangan, ion kalsium), deterjen, lignin, antibiotika, desinfektan, pelarut dan herbisida. Adapun hal-hal yang bisa dilakukan untuk mengurangi pengaruh inhibitor dalam proses pembuatan biogas, yaitu melakukan proses *pre-treatment* untuk mengubah ukuran struktur molekul substrat, penggunaan starter yang mengandung bakteri metana, serta penggunaan air yang sesuai untuk mengurangi konsentrasi logam berat dan ion mineral.

f. Tekanan

Pressure atau tekanan merupakan salah faktor yang mempengaruhi kualitas dan kuantitas biogas yang dihasilkan. Penggunaan tekanan selama proses anaerobik berlangsung harus tepat, sehingga tekanan ideal berkisar antara 0,5-3 atm. Jika tekanan terlalu tinggi dapat menghambat aktivitas mikroorganisme, sebaliknya apabila tekanan terlalu rendah dapat meningkatkan produksi karbon dioksida serta menghambat produksi gas metana (CH_4). Selain itu, terdapat tekanan parsial hidrofilik yang dapat mempengaruhi produksi biogas, tekanan ini mengacu pada tekanan parsial gas-gas larut yang bersifat hidrofilik atau berikatan dengan air, seperti karbon dioksida (CO_2), hidrogen sulfida (H_2S) dan amonia (NH_3). Pengendalian tekanan parsial hidrofilik berfungsi untuk memperlambat difusi gas dari digester ke atmosfer.

g. HRT (*Hydraulic Retention Time*)

HRT (*Hydraulic Retention Time*) atau waktu retensi hidrofilik merupakan suatu parameter dalam proses anaerobik yang mengacu pada lamanya waktu yang diperlukan untuk suatu volume reaktor dan volume substrat yang diumpankan per harinya (Awad et al., 2015). Parameter ini berfungsi untuk mengatur produksi hidrogen dan metana (Paudel et al., 2017). HRT dalam pembuatan biogas berbeda-beda, hal tersebut bergantung pada beberapa faktor seperti karakteristik bahan baku, kestabilan suatu sistem, kebutuhan biogas yang diinginkan, suhu operasi serta jenis digester yang digunakan. Secara umum, lama waktu retensi berkisar 20 hingga 90 hari. Apabila HRT lebih pendek maka kemungkinan hasil

kandungan metana dalam biogas juga lebih sedikit karena proses dekomposisi substrat belum optimal. Kondisi idealnya, kebutuhan HRT yang lebih panjang lebih disarankan karena akan menghasilkan kandungan gas metana yang lebih banyak dan kontaminan CO₂ dan gas lainnya lebih rendah serta dekomposisi substrat sudah lengkap sehingga lebih stabil. Adapun persamaan yang dapat digunakan untuk menghitung waktu retensi hidrolik sebagai berikut :

$$HRT = \frac{V}{Q}$$

Dimana,

HRT : Waktu retensi hidrolik

V : Volume reaktor (m³)

Q : Laju alir substrat yang diumpankan per harinya (m³/d)

(Awad et al.,2015)

h. *Organic Loading Rate (OLR)*

Organic Loading Rate (OLR) atau yang biasa disebut tingkat beban organik merupakan salah satu parameter untuk mengukur jumlah bahan organik biasanya berdasarkan COD (*Chemical Oxygen Demand*) yang masuk dalam digester per satuan waktu per satuan volume digester. OLR berhubungan erat dengan *volatile fatty acids* (VFA) yang berpengaruh penting terhadap proses fermentasi anaerobik. Diharapkan nilai OLR dalam pembuatan biogas tergolong rendah, hal ini dikarenakan dekomposisi substrat lebih lengkap dan sistem lebih stabil sehingga total produksi biogas bisa lebih tinggi. Apabila didapatkan nilai OLR yang terlalu tinggi dapat menyebabkan penumpukan VFA yang bersifat asam

maka mampu menimbulkan penurunan pH dan dapat menjadi toksik bagi mikroorganisme anaerobik jika melebihi ambang tertentu. Selain itu, nilai OLR juga berhubungan dengan HRT. Jika nilai OLR tinggi maka menyebabkan nilai HRT semakin pendek. Adapun perhitungan yang dapat digunakan untuk menentukan tingkat beban organik sebagai berikut:

$$OLR = \frac{M \times TS \times VS}{V}$$

dimana masing-masing simbol menunjukkan,

OLR : Tingkat beban organik

M : Massa substrat (kg/hari)

TS : Persentase total padatan dari substrat (%)

VS : Persentase VS dari substrat (%TS)

V : Volume reaktor (m³)

(Tassakka et al., 2019)

1.3.5 Pemilihan Proses

Ditinjau dari beberapa proses penguraian senyawa organik pembuatan biogas dari POME, dipilih proses anorganik dengan katalis berupa enzim. Meskipun sistem pengolahan aerobik lebih efisien dan memiliki waktu retensi yang lebih singkat, proses ini membutuhkan waktu dan biaya yang lebih tinggi. Proses anaerobik lebih umum dipilih karena menghasilkan biogas dengan konsentrasi metana yang lebih tinggi dan dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi yang lebih efisien. Keuntungan lain dari proses ini yaitu konsumsi energi dan nutrisi yang sedikit, produk samping yang dihasilkan sedikit, dan hanya

membutuhkan reaktor dengan volume kecil. Dilihat dari proses pembuatannya, bakteri yang digunakan pada tahapan hidrolisis dan metanogenesis membutuhkan suhu yang tidak tinggi maka dari itu suhu mesofilik (25-40°C) lebih dipilih karena suhu ini optimal untuk pertumbuhan dan aktivitas bakteri mesofilik yang berperan dalam proses dekomposisi bahan organik dan pembuatan biogas.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika pada proses pembuatan biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) melibatkan analisis energi panas reaksi yang berjalan secara eksotermis atau endotermis melalui perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) dan penentuan reaksi terjadi secara spontan atau tidak spontan melalui perhitungan energi bebas gibbs (ΔG°) yang terjadi selama proses konversi bahan organik menjadi biogas, serta perhitungan nilai konstanta kesetimbangan (K). Berikut nilai ΔH_f° dan ΔG° masing-masing komponen pada suhu 298 K:

Tabel 1.5 Entalpi dan Energi Gibbs

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG° (kJ/mol)
H ₂ O	-241,8	-228,6
CO ₂	-393,5	-394,37
CH ₄	-74,85	-50,5
H ₂	0	0
CH ₃ COOH	-434,84	-376,69
CH ₃ CH ₂ COOH	-453,5	-366,7
CH ₃ CH ₂ OH	-234,81	-168,28
CH ₃ (CH ₂) ₂ COOH	-303,6	-354,8
C ₆ H ₁₂ O ₆	-1265,2	-820,7
C ₆ H ₁₀ O ₅	0	0

(Perry, 1997)

Tabel 1.6 Tahapan Reaksi

No.	Tahapan Reaksi	Reaksi
1.	Reaksi Hidrolisis	$(C_6H_{10}O_5)(s) + nH_2O \rightarrow nC_6H_{12}O_6$
2.	Reaksi Asidogenesis	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CH_2OH + 2CO_2$
		$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + 2H_2O$
		$C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3(CH_2)_2COOH + 2CO_2 + 2H_2$
3.	Reaksi Asetogenesis	$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COOH + 2H_2$

		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + \text{CO}_2 + 3\text{H}_2$
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH} + 2\text{H}_2 \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$
4.	Reaksi Metanogenesis	$\text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$
		$4\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$

a. Reaksi Hidrolisis



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H_R^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)\text{produk} - \sum (n\Delta H_f^\circ)\text{reaktan}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)) - (\Delta H_f^\circ(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta H_R^\circ = [(-1265,2)] - [(0) + (-241,8)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = -1023,4 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)\text{produk} - \sum (n\Delta G_f^\circ)\text{reaktan}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)) - (\Delta G_f^\circ(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5) + \Delta G_f^\circ(\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta G^\circ = [(-820,7)] - [(0) + (-228,6)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = -592,1 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -592100 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= - (- 592,1 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 238,9840$$

$$K(298) = 6,16 \times 10^{103}$$

b. Reaksi Asidogenesis

Pembentukan Etanol



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H_R^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{CO}_2)) - (\Delta H_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))$$

$$\Delta H_R^\circ = [2(- 234,81) + 2(- 393,5)] - [(- 1265,2)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = 8,56 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}) + \Delta G_f^\circ 2(\text{CO}_2)) - (\Delta G_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))$$

$$\Delta G^\circ = [2(- 168,28) + 2(- 394,37)] - [(- 820,7)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = - 304,62 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = - 304620 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= - (- 304,62 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 122,9510$$

$$K(298) = 2,49 \times 10^{53}$$

Pembentukan Asam Propionat



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H_R^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2\text{O})) - (\Delta H_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2))$$

$$\Delta H_R^\circ = [2(-453,5) + 2(-241,8)] - [(-1265,2) + 2(0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = -125,4 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2\text{O})) - (\Delta G_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) + \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2))$$

$$\Delta G^\circ = [2(-366,7) + 2(-228,6)] - [(-820,7) + 2(0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = -369,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -369900 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= -(-369,9 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 149,299$$

$$K(298) = 6,914 \times 10^{64}$$

Pembentukan Asam Butanoat



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ (\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{CO}_2) + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2)) - (\Delta H_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))$$

$$\Delta H_R^\circ = [(-303,6) + 2(-393,5) + 2(0)] - [(-1265,2)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = 174,6 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ (\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ 2(\text{CO}_2) + \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2)) - (\Delta G_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))$$

$$\Delta G^\circ = [(-354,8) + 2(-394,37) + 2(0)] - [(-820,7)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = -322,84 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -32284 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

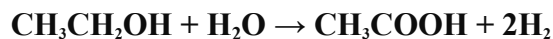
$$= -(-322,84 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 130,3$$

$$K(298) = 3,878 \times 10^{56}$$

c. Reaksi Asetogenesis

Pembentukan Asam Asetat dari Etanol



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H_R^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ(2\text{H}_2)) - (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta H_R^\circ = [(-434,84) + 2(0)] - [(-234,81) + (-241,8)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = 41,77 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ(2\text{H}_2)) - (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}) + \Delta G_f^\circ(\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta G^\circ = [(-376,69) + 2(0)] - [(-168,28) + (-228,6)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = 20,19 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = 20190 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

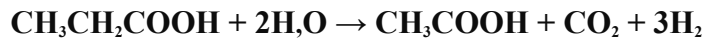
$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= - (20,19 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= -8.142$$

$$K(298) = 2.9105 \times 10^{-4}$$

Pembentukan Asam Asetat dari Asam Propionat



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H_R^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ(\text{CO}_2) + \Delta H_f^\circ 3(\text{H}_2)) - (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta H_R^\circ = [(-434,84) + (-393,5) + 3(0)] - [(-453,5) + 2(-241,8)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = 108.76 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ(\text{CO}_2) + \Delta G_f^\circ 3(\text{H}_2)) - (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta G^\circ = [(-376,69) + (-394,37) + 3(0)] - [(-366,7) + 2(-228,6)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = 52.84 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = 52840 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

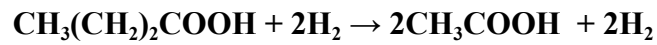
$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= - (52.84 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= -21.327$$

$$K(298) = 5.468 \times 10^{-10}$$

Pembentukan Asam Asetat dari Asam Butirat



1) Entalpi (ΔH°)

$$\Delta H^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ &= (\Delta H_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2)) - (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH}) \\ &\quad + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2))\end{aligned}$$

$$\Delta H^\circ = [2(-434,84) + 2(0)] - [(-303,6) + 2(0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H^\circ = -566.08 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= (\Delta G_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2)) - (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH}) + \\ &\quad \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2))\end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = [2(-376,69) + 2(0)] - [(-354,8) + 2(0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = -398.58 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -398580 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

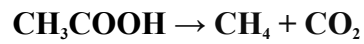
$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= -(-398.58 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 160.875$$

$$K(298) = 7.364 \times 10^{69}$$

d. Reaksi Metanogenesis



1) Entalpi Reaksi (ΔH_R°)

$$\Delta H_R^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_4) + \Delta H_f^\circ(\text{CO}_2)) - (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}))$$

$$\Delta H_R^\circ = [(-74,85) + (-393,5)] - [(-434,84)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_R^\circ = -33,51 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_4) + \Delta G_f^\circ(\text{CO}_2)) - (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}))$$

$$\Delta G^\circ = [(-50,5) + (-394,37)] - [(-376,69)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = -68,18 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -68180 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

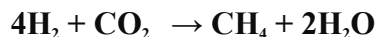
$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= -(-68,18 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 27,518$$

$$K(298) = 8,93 \times 10^{11}$$



1) Entalpi (ΔH°)

$$\Delta H^\circ(298) = \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{CH}_4) + \Delta H_f^\circ 2(\text{H}_2\text{O})) - (\Delta H_f^\circ 4(\text{H}_2) + \Delta H_f^\circ(\text{CO}_2))$$

$$\Delta H^\circ = [(-74,85) + 2(-241,8)] - [4(0) + (-393,5)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H^\circ = -164.95 \text{ kJ/mol}$$

2) Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ(298) = \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta G_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ(\text{CH}_4) + \Delta G_f^\circ 2(\text{H}_2\text{O})) - (\Delta G_f^\circ 4(\text{H}_2) + \Delta G_f^\circ(\text{CO}_2))$$

$$\Delta G^\circ = [(-50,5) + 2(-228,6)] - [4(0) + (-394,37)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^\circ = -113.33 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -113330 \text{ J/mol}$$

3) Konstanta Keseimbangan (K)

$$\Delta G^\circ(298) = -RT \ln K$$

$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= -(-113.33 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 45.742$$

$$K(298) = 7.337 \times 10^{19}$$

Berdasarkan perhitungan di atas ΔH° didapatkan sebesar -1579,65 kJ/mol (negatif) yang artinya reaksi bersifat eksotermis, dengan nilai ΔG° sebesar -2028,34, dimana menyatakan nilai $\Delta G^\circ < 0$ maka reaksi berlangsung secara spontan.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Dalam proses pembuatan biogas dari limbah organik seperti *Palm Oil Mill Effluent* (POME), tinjauan kinetika sangat penting untuk memahami bagaimana mikroorganisme dalam reaktor anaerobik merespons terhadap substrat yang mereka olah (Mohammed Abdulsalam, et al 2018). Kinetika biologis menggambarkan hubungan antara laju pertumbuhan mikroorganisme, konsumsi substrat, dan faktor-faktor lingkungan seperti suhu, pH, dan konsentrasi nutrisi. Model matematika seperti model Monod sering dipilih dalam studi kinetika biogas karena model ini memodelkan laju pertumbuhan mikroorganisme sebagai fungsi sigmoid dari konsentrasi substrat yang tersedia. Model ini menghubungkan laju pertumbuhan mikroorganisme dengan konsentrasi substrat yang tersedia, menggambarkan bagaimana mikroorganisme tumbuh dan mengonsumsi substrat untuk menghasilkan produk seperti biogas. Persamaan dasar model Monod adalah:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{[S]}{K_s + [S]}$$

dimana :

μ : laju pertumbuhan spesifik mikroorganisme.

$\mu_{\max}$: laju pertumbuhan maksimum.

$[S]$: konsentrasi substrat.

K_s : konstanta setengah jenuh, yaitu konsentrasi substrat di mana laju pertumbuhan adalah setengah dari $\mu_{\max}$.

(Monod, J. A. 1949)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Metana (CH₄)

Berat molekul	: 16,05 g/mol
Titik didih	: -161,48 °C (-258,7°F)
Titik leleh	: -182,6 °C (-296,7°F)
Specific gravity	: 0,415
Flash point	: -104°C (-155,2°F)
Temperatur kritis	: -82,45°C (-116,4°F)
Densitas	: 0,0423 (25 °C / 77 to °F)
Auto-ignition temperature	: 537 °C (998.6°F)

(Perry, 1997; MSDS)

2.1.2 Karbon dioksida (CO₂)

Berat molekul	: 44,01 g/mol
pH	: 3,7
Titik didih	: -78,5 °C
Titik leleh	: -56,6 °C
Temperatur kritis	: 30,85 °C (87,5 °F)

(Perry, 1997; MSDS)

2.1.3 Hidrogen Sulfida (H₂S)

Berat molekul	: 34,08 g/mol
Titik didih	: -59,6 °C
Titik leleh	: -82,9 °C
Temperatur kritis	: 100.5°C (212.9°F)
Auto-ignition temperature	: 270°C (518°F)

(Perry, 1997; MSDS)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 *Palm Oil Mill Effluent* (POME)

Warna	: Coklat kehitaman
Bau	: Khas, seperti fermentasi
pH	: 4,15 - 4,45
Temperatur (°C)	: 40-50°C
BOD (g/l)	: 21500-28500 mg/L
COD (g/l)	: 45500-65000 mg/L
Padatan tersuspensi	: 15660-23560 mg/L
Oil and grease	: 1077-7582 mg/L
Nitrogen (N)	: 500-800 mg/L
Fosfor (P)	: 94-131 mg/L
Kalium (K)	: 1281 - 1928 mg/L
Magnesium (Mg)	: 254 - 344 mg/L
Kalsium (Ca)	: 276 - 405 mg/L

Mangan (Mn)	: 2,1 - 4,4 mg/L
Iron (Fe)	: 75 - 164 mg/L
Zinc (Zn)	: 1,2 - 1,8 mg/L
Copper (Cu)	: 0,8 - 1,6 mg/L
Chromium (Cr)	: 0,05 - 0,43 mg/L
Cobalt (Co)	: 0,04 - 0,06 mg/L
Cadmium (Cd)	: 0,01 - 0,02 mg/L

(Wood et al., 1979; Wong et al., 2009)

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 Air (H₂O)

Fungsi	: Sebagai pengencer agar didapatkan konsentrasi yang diinginkan dan memudahkan pengadukan
Berat molekul	: 18,02 g/mol
Densitas	: 1 g/cm ³ pada 3,98 °C - menyala
Viskositas	: 0,952 mPa.s
pH	: 7
Titik didih	: 100 °C (212 ° F) pada 1.013 hPa
Titik beku	: 0 °C (1 atm)
Berat jenis	: 1

(MSDS)

2.3.2 Kotoran Sapi

Fungsi	: Sebagai starter di dalam Digester
Bentuk	: Padat (19,78% cair)
Rasio C/N	: 6,6-25 %
Hemiselulosa	: 18,6 %
Selulosa	: 25,2 %
Lignin	: 20,2 %
Nitrogen	: 1,67 %
Fosfat	: 1,11 %
Kalium	: 0,56 %

(Widiyasmara, 2012)

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku pada proses pembuatan biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) melalui beberapa langkah. Pertama, karakterisasi awal POME dilakukan untuk menentukan komposisi kimianya, termasuk kandungan COD, BOD, pH, suhu, serta padatan tersuspensi dan minyak serta lemak. Pra-pengolahan seperti pemisahan padatan dan penyesuaian pH diperlukan untuk meningkatkan efisiensi fermentasi anaerobik. Selama proses, kondisi operasional seperti suhu, pH, dan waktu retensi hidrolis harus dipantau dan dijaga pada tingkat optimal untuk memaksimalkan produksi biogas dan kualitasnya. Pemantauan komposisi dan volume biogas yang dihasilkan juga penting untuk

memastikan kinerja yang konsisten dan efisien. Dengan memantau dan mengendalikan kualitas bahan baku, proses pembuatan biogas dapat dioptimalkan untuk mencapai produksi biogas yang maksimal dan konsisten serta mengurangi risiko gangguan operasional yang disebabkan oleh fluktuasi dalam kualitas POME. (Yacob et al., 2006).

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses pada pembuatan biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) melibatkan pemantauan dan penyesuaian beberapa parameter kunci untuk memastikan efisiensi dan stabilitas produksi biogas. Suhu dalam reaktor harus dijaga di kisaran optimal antara 35-38°C untuk proses mesofilik atau 55-57°C untuk proses termofilik. pH harus dijaga antara 6,5 dan 7,5 untuk aktivitas mikroba yang efisien. Waktu retensi hidrolik (HRT) juga harus diperhatikan untuk memberikan cukup waktu bagi mikroba untuk menguraikan bahan organik. Pemantauan terus-menerus terhadap komposisi biogas, terutama kandungan metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂) merupakan hal yang penting untuk memastikan kualitas biogas yang dihasilkan. Selain itu, penanganan limbah padat dan cair yang dihasilkan dari proses juga harus dikelola dengan baik untuk mengurangi dampak lingkungan. Dengan melakukan kontrol yang ketat pada parameter-parameter ini, produksi biogas dari POME dapat dioptimalkan, baik dari segi kuantitas maupun kualitas.

Pengawasan dan pengendalian kualitas terhadap jalannya operasi dilakukan melalui berbagai alat pengendalian yang tersedia di ruang pengawasan, yang

sering disebut sebagai control room. Pengawasan ini dilakukan secara otomatis menggunakan indikator. Ketika terjadi penyimpangan pada proses, berbagai sinyal seperti lampu yang menyala, bunyi alarm, atau tanda lainnya akan aktif. Hal ini menandakan terjadinya penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan dan diatur dengan baik, mulai dari *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, *pressure control*, hingga *temperature control*. Dengan demikian, sistem pengawasan ini memungkinkan deteksi cepat dan respons yang tepat terhadap setiap perubahan yang terjadi dalam proses operasional.

a. Alat sistem kontrol

- 1) Sensor, berfungsi untuk memantau berbagai parameter penting dalam proses, seperti pH, suhu, tekanan, aliran, dan komposisi gas. Alat yang digunakan meliputi manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan, dan level serta *thermocouple* sebagai sensor suhu.
- 2) *Controller* dan indikator adalah dua komponen dalam sistem kontrol yang bekerja sama untuk memastikan proses berjalan optimal dan menghasilkan biogas yang berkualitas baik, dapat dilakukan secara *automatic control* maupun secara manual dengan bantuan indikator. Alat kontrol yang digunakan antara lain: *Temperature Control* (TC), *Level Control* (LC), *Pressure Control* (PC), dan *Flow Control* (FC).

b. Aliran sistem kontrol

- 1) Aliran bahan baku (POME), aliran ini merupakan *input* limbah cair POME ke dalam sistem biogas. POME ini merupakan bahan baku utama yang akan diolah oleh mikroorganisme dalam reaktor biogas untuk menghasilkan biogas.
- 2) Aliran nutrien, nutrien seperti nitrogen, fosfor, dan kalium sering kali ditambahkan ke dalam sistem untuk mendukung pertumbuhan dan aktivitas mikroorganisme yang efisien. Aliran nutrien ini dapat dikendalikan melalui sistem pompa dosis berdasarkan kebutuhan.
- 3) Aliran udara, udara atau gas lainnya dapat ditambahkan ke dalam sistem untuk memberikan oksigen bagi mikroorganisme yang melakukan proses dekomposisi anaerobik. Aliran udara ini biasanya dikendalikan dengan sistem aerasi.
- 4) Aliran gas hasil, adalah aliran biogas yang dihasilkan oleh proses fermentasi anaerobik di dalam reaktor biogas. Biogas ini terdiri dari campuran metana dan karbon dioksida, dan dapat dialirkan ke dalam sistem untuk digunakan sebagai sumber energi atau diolah lebih lanjut.
- 5) Aliran limbah sisa, setelah proses fermentasi selesai, limbah sisa atau digestat yang telah mengalami proses pencernaan dapat dialirkan keluar dari sistem untuk pemrosesan lebih lanjut atau pembuangan yang aman.
- 6) Aliran kontrol dan pemantauan, adalah aliran informasi dari sensor-sensor yang terpasang di dalam sistem, seperti sensor pH, suhu, level, dan lainnya, yang memberikan data kepada sistem kontrol untuk mengatur kondisi operasional secara optimal.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengujian kualitas produk merupakan langkah penting untuk memastikan produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan. Proses ini dilakukan dengan cara yang serupa dengan pengujian bahan baku, di mana sampel produk diuji di laboratorium. Tujuannya adalah untuk mengetahui apakah produk tersebut memenuhi spesifikasi yang ditentukan dan bebas dari cacat.

Memenuhi standar MSDS (*Material Safety Data Sheet*) merupakan kunci utama dalam menghasilkan biogas berkualitas. Hal ini diawali dengan pemilihan bahan baku yang berkualitas. Setelah perencanaan produksi tersusun rapi dan proses produksi berjalan, pengawasan dan pengendalian kualitas menjadi langkah penting untuk memastikan kelancaran dan ketepatan proses. Pengendalian produksi dilakukan dengan ketat untuk menjaga kualitas produk biogas yang akan dihasilkan. Pengujian dilakukan untuk memastikan kemurnian produk dan komposisi komponennya sesuai dengan standar dan layak digunakan. Proses ini dilakukan secara menyeluruh, mulai dari pemilihan bahan baku hingga produk akhir (Feigenbaum, A. V. 2004).

Menjaga kualitas produk yang dihasilkan erat kaitannya dengan biaya yang dikeluarkan oleh pabrik. Biaya kualitas, yang menjadi salah satu tolak ukur keberhasilan program perbaikan kualitas di pabrik, menjadi peran penting dalam mencapai produk berkualitas tinggi. Menurut Ransun (2016), optimalisasi biaya kualitas berdampak positif pada peningkatan kualitas produk. Hal ini menunjukkan bahwa pengelolaan biaya kualitas yang efektif dan efisien dapat menghasilkan produk yang lebih baik.

Pada dasarnya, biaya kualitas terbagi menjadi dua kategori: biaya pencegahan dan biaya koreksi. Biaya pencegahan meliputi kegiatan-kegiatan yang dilakukan untuk mencegah terjadinya cacat produk, seperti pelatihan karyawan, inspeksi bahan baku, dan pemeliharaan mesin. Sedangkan biaya koreksi meliputi kegiatan-kegiatan yang dilakukan untuk memperbaiki cacat produk yang telah terjadi, seperti rework, scrap, dan garansi. Keseimbangan antara biaya pencegahan dan biaya koreksi menjadi kunci dalam mencapai kualitas produk yang optimal. Pabrik perlu mengalokasikan sumber daya secara tepat untuk kedua jenis biaya ini.

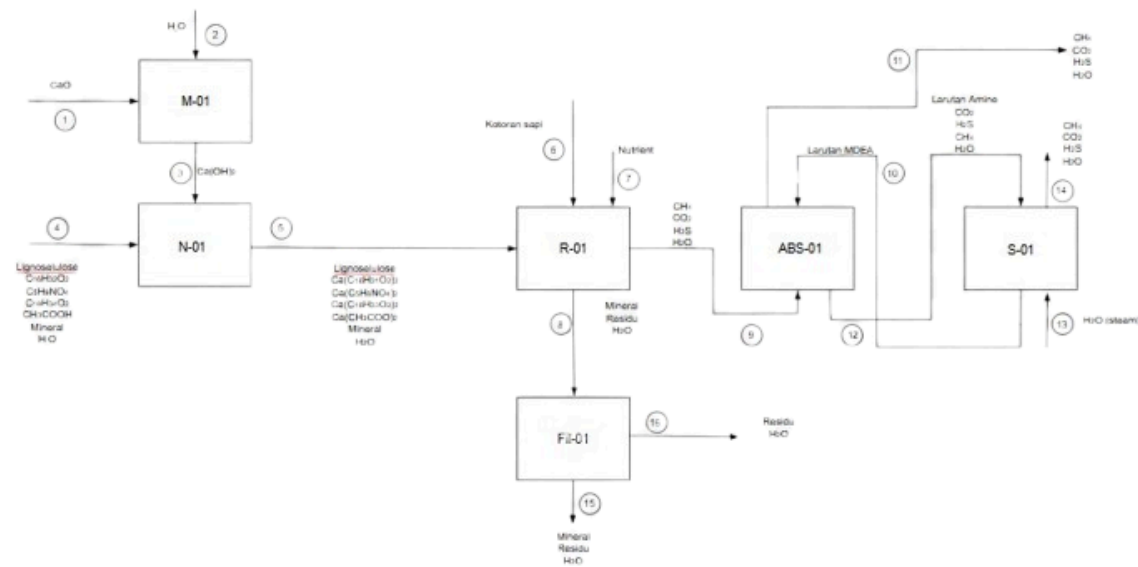
Meningkatkan biaya pencegahan dapat membantu mengurangi biaya koreksi di masa depan. Hal ini karena dengan mencegah terjadinya cacat produk, pabrik dapat menghemat biaya rework, scrap, dan garansi. Namun, perlu diingat bahwa meningkatkan biaya pencegahan secara berlebihan juga tidak ideal. Pabrik perlu mempertimbangkan rasio biaya pencegahan dan biaya koreksi yang optimal untuk memaksimalkan kualitas produk dengan tetap menjaga efisiensi biaya (Juran, J. M. 1999).

BAB III

PERANCANGAN PROSES

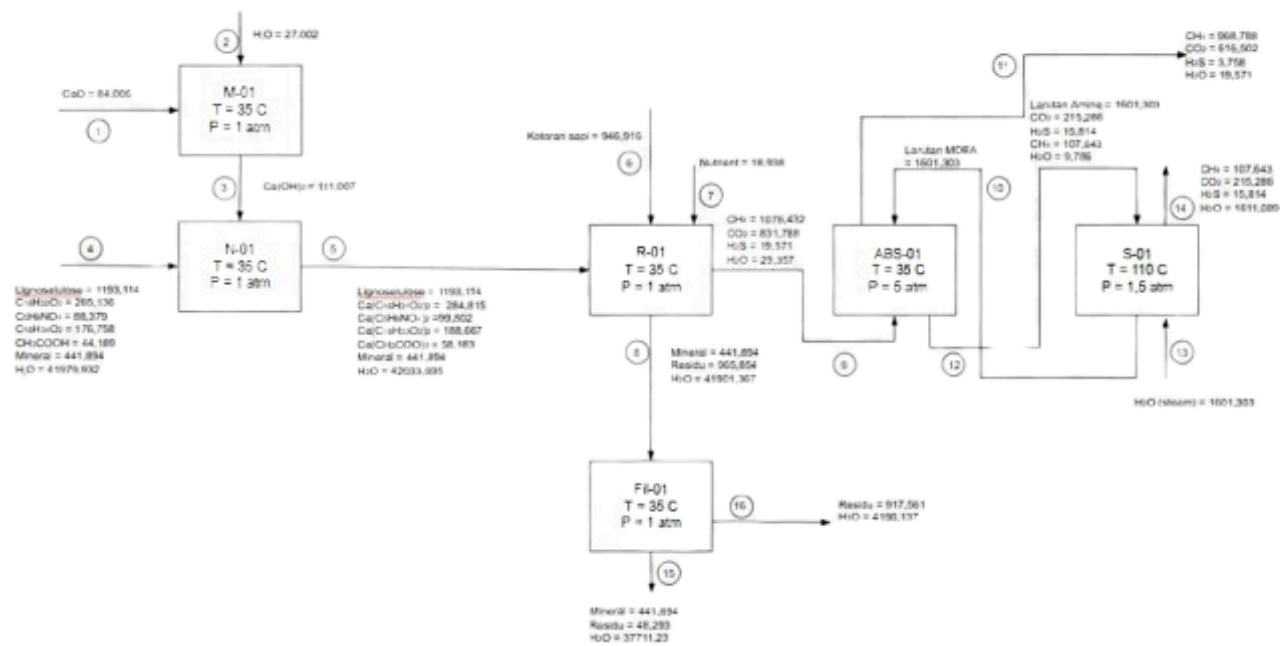
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pengolahan limbah cair pabrik kelapa sawit (POME) menjadi biogas yang dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi melibatkan beberapa tahapan. Pada tahap persiapan bahan baku, POME terlebih dahulu ditampung dalam tangki penyimpanan yang dirancang untuk menampung limbah cair ini dari pabrik kelapa sawit. Setelah itu, POME dianalisis untuk mengetahui komposisi dan karakteristiknya, termasuk kadar padatan tersuspensi (TSS), kadar bahan organik terlarut (COD), dan kadar nitrogen (N). Tahap selanjutnya adalah pencampuran, di mana air proses dicampur dengan kalsium oksida (CaO) dalam alat Mixer (M-01), menghasilkan kalsium hidroksida (Ca(OH)_2) yang berfungsi sebagai bahan penetralisasi. Selanjutnya dalam tangki netralisasi (N-01), POME diinputkan ke dalam tangki dengan ditambahkan output dari mixer (M-01) berupa (Ca(OH)_2) untuk menetralkan keasaman POME. Pada tangki digester anaerobik (R-01), bahan baku dari tangki penyimpanan POME (T-01) ditambah kan dengan kotoran sapi yang mengandung bakteri hidrolitik dan nutrisi tambahan. Bakteri hidrolitik memecah rantai panjang senyawa organik menjadi senyawa yang lebih sederhana, yang kemudian akan difermentasi oleh bakteri anaerobik. Proses ini menghasilkan biogas yang terdiri dari metana (CH_4), karbon dioksida (CO_2), dan hidrogen sulfida (H_2S). Suhu digester dijaga pada kisaran optimum untuk pertumbuhan mikroorganisme anaerobik, yaitu 35°C . Selain itu, waktu retensi hidrolis (HRT), yaitu waktu yang dibutuhkan oleh aliran POME untuk melewati digester, diatur sedemikian rupa agar bahan organik dapat terurai secara optimal dan menghasilkan biogas dalam jumlah maksimal.

Biogas yang dihasilkan dari digester (R-01) dialirkan ke absorber (ABS-01) untuk pemurnian, menggunakan larutan MDEA (Methyldiethanolamine) untuk menyerap CO₂ dan H₂S untuk menghasilkan biogas yang lebih murni. Larutan MDEA yang jenuh dengan CO₂ dan H₂S kemudian diproses dalam Stripper (S-01)), di mana larutan dipanaskan menggunakan steam sehingga CO₂ dan H₂S terlepas dari larutan amina, dan larutan amina yang telah diregenerasi dikembalikan ke absorber untuk digunakan kembali. Biogas yang telah dimurnikan dari CO₂, H₂S, dan H₂O disimpan dalam tangki penyimpanan biogas dan siap digunakan sebagai bahan bakar untuk berbagai keperluan seperti pembangkit listrik, boiler, atau bahan bakar transportasi.

Sludge yang dihasilkan dari digester dipisahkan dari air limbah melalui proses filtrasi pada tangki Filtrasi (Fil-01). Sludge yang telah dipisahkan kemudian dapat diolah menjadi kompos melalui proses pengomposan, sehingga menghasilkan produk yang bermanfaat untuk pertanian dan penghijauan.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

REAKTOR	
Kode	R-01
Fungsi	Tempat terjadinya proses fermentasi biogas
Jenis	Silinder vertikal dengan Head dan Bottom berbentuk Torispherical
Mode Operasi	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kapasitas per Alat	905.325,26 kg
Jumlah	1 buah
Harga	\$2.235.705,15
Kondisi Operasi	
Suhu	35°C
Tekanan	1 atm
Kondisi Proses	Adiabatis, non-isothermal
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	Beton
Diameter	22,643 m
Tinggi	22,643 m
Tebal dinding	1 m
Jenis Head	<i>Flat head</i>
Tebal Head	4,5 m

Tinggi Head	4,5 m
Tinggi reaktor	27,143 m
Pengaduk	
Tipe pengaduk	<i>Paddle with 4 flat blades</i>
Kecepatan pengadukan	25 rpm
Power/tenaga pengadukan	296 HP
Diameter pengaduk	7,548 m
Jarak pengaduk	7,548 m
Tinggi pengaduk	16,982 m
Jumlah pengaduk	3 buah
Baffles	
Bahan konstruksi	
- Bahan rangka	Besi cor
- Poros	Baja
Jumlah baffle	3 buah

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

a. Neutralizer

Tabel 3.2 Spesifikasi Neutralizer

NEUTRALIZER	
Kode	N-01
Fungsi	Tempat pencampuran (penetralan) senyawa Ca(OH)_2 dengan POME
Jenis	Tangki Berpengaduk

Jumlah	1 unit
Kapasitas	12396,561 kg/jam
Harga	\$272.700,00
Kondisi Operasi	
Suhu	35°C
Tekanan	1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 grade 11 tipe 316</i>
Diameter (ID) shell	2,646 m
Tinggi Shell	2,646 m
Tebal shell	0,25 in
Tebal head	0,3125 in
Tinggi Netralizer	3,682 m
Jenis Head	<i>Torispherical head</i>
Pengaduk	
Tipe pengaduk	<i>Flat six blade turbines</i>
Jumlah baffle	4 buah
Kecepatan pengadukan	74,008 rpm
Power/tenaga pengadukan	12,030 HP

b. Mixer

Tabel 3.3 Spesifikasi Mixer

MIXER	
Kode	M-01
Fungsi	Tempat pencampuran senyawa CaO (Kalsium Oksida) dengan air agar membentuk senyawa Ca(OH) ₂ sebagai penetral bahan baku POME
Jenis	Tangki Berpengaduk
Jumlah	1 unit
Kapasitas	18,501 kg/jam
Harga	\$2.800,00
Kondisi Operasi	
Suhu	35°C
Tekanan	1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Diameter (ID) shell	0,2168 m
Tinggi shell	0,2168 m
Tebal shell	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in
Tinggi Mixer	0,3947 m
Jenis Head	<i>Torispherical head</i>
Pengaduk	
Tipe pengaduk	<i>Flat six blade turbines</i>

Jumlah baffle	3 buah
Kecepatan pengadukan	125 rpm
Power/tenaga pengadukan	0,0002 HP

c. Absorber

Tabel 3.4 Spesifikasi Absorber

ABSORBER	
Kode	ABS-01
Fungsi	Penyerapan gas CO ₂ dan H ₂ S dari campuran gas yang keluar dari reaktor (D-01) dengan menggunakan larutan MDEA (<i>Methyldiethanolamine</i>)
Jenis	Packed Tower
Jumlah	1 unit
Harga	\$2.700,00
Kondisi Operasi	
Suhu	35°C
Tekanan	3 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Diameter (ID) shell	0,10 m
Tebal shell	0,25 in
Tebal head	0,1875 in
Tinggi Absorber	30,463 m
Jenis head	<i>Torispherical head</i>

Packing	
Jenis packing	Intalox ring
Bahan konstruksi packing	Metal
Diameter packing	51 mm

d. Stripper

Tabel 3.5 Spesifikasi Stripper

STRIPPER	
Kode	S-01
Fungsi	Tempat meregenerasi solvent MDEA dari larutan jenuh yang keluar dari Absorber (ABS-01) dengan menggunakan larutan steam.
Jenis	Packed Tower
Jumlah	1
Harga	\$2.700,00
Kondisi Operasi	
Suhu	110°C
Tekanan	1,2 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Diameter (ID) shell	0,10 m
Tebal shell	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in
Tinggi total	7,216 m

Jenis head	<i>Torispherical head</i>
Packing	
Jenis packing	Intalox ring
Bahan konstruksi packing	Metal
Diameter packing	51 mm

e. Filter

Tabel 3.6 Spesifikasi Filter

FILTER	
Kode	Fil-01
Tipe	<i>Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)</i>
Fungsi	Tempat pemisahan antara padatan garam dan residu (<i>cake</i>) dengan larutan (<i>filtrat</i>)
Jumlah	1 buah
Kapasitas per Alat	67,339 kg
Harga	\$163.300,00
Kondisi Operasi	
Suhu	35°C
Tekanan	1,2 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Diameter Drum	1,892 m
Panjang	2,838 m

Luas drum	6,842 m ²
Daya Motor Blower	8 HP

3.3.3 Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3.7 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Parameter	SL-01
Fungsi	Menyimpan Bahan Baku Kalsium Oksida (CaO)
Jenis	Silinder Tegak dengan Conical Bottom
Kondisi Operasi	
- Suhu	30 C
- Tekanan	1 atm
Kapasitas	14112,92 kg
Waktu Tinggal	7 Hari
Jumlah	1 alat
Dimensi	
- Diameter	1,439 m
- Tebal Shell	0,1875 in
- Tebal Head	0,25 in
- Tinggi	3,5 m
- Volume	5,071 m ³
Harga	\$21.100,00

Tabel 3.8 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)

Parameter	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan Bahan Baku berupa <i>Palm Oil Mill Effluent</i> (POME)	Menyimpan <i>Co-Substrat</i> Kotoran Sapi	Menyimpan Nutrisi
Jenis	<i>Horizontal Tank, Flat Bottom</i>	<i>Horizontal Tank, Flat Bottom</i>	<i>Vertical Tank, Flat Bottom</i>
Kondisi Operasi			
- Suhu	30 C	30 C	30 C
- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Kapasitas	7442468,682 kg	159081,845 kg	3181,636 kg
Waktu Tinggal	7 Hari	7 Hari	7 Hari
Jenis Head	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Torispherical Roof</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 grade II tipe 316</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Jumlah	1 alat	1 alat	1 alat
Dimensi			

- Tinggi Tangki	19,08 m	10,475 m	5,448 m
- Tinggi Shell	12,8 m	7,315 m	4,876 m
- Diameter	36,574 m	18,287 m	3,048 m
- Tebal Shell			
• Course 1	0,875 in	0,3125 in	0,1875 in
• Course 2	0,75 in	0,25 in	0,1875 in
• Course 3	0,625 in	0,25 in	-
• Course 4	0,4375 in	0,1875 in	-
• Course 5	0,3125 in	0,1875 in	-
• Course 6	-	0,1875 in	-
- Tebal Bottom	1,875 in	0,75 in	0,25 in
- Tebal Roof	1,375in	0,5 in	0,1875 in
Harga	\$898.300,00	\$168.400,00	\$41.700,00

Tabel 3.9 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)

Parameter	T-04	T-05	T-06
Fungsi	Menyimpan <i>Filtrat</i> dari Digester Anaerobik	Menyimpan <i>Cake</i> dari Digester Anaerobik	Menyimpan Produk Akhir Biogas
Jenis	<i>Horizontal Tank, Flat Bottom</i>	<i>Horizontal Tank, Flat Bottom</i>	<i>Spherical Tank</i>
Kondisi Operasi			
- Suhu	30 C	35 C	35 C
- Tekanan	1 atm	1 atm	7 atm
Kapasitas	6417838,033 kg	858093,271 kg	77213,734 kg
Waktu Tinggal	7 Hari	7 Hari	7 Hari
Jenis Head	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Torispherical Roof</i>	<i>Torispherical Roof</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Jumlah	1 alat	1 alat	1 alat
Dimensi			
- Tinggi Total	19,093 m	10,485 m	2,179 m

- Tinggi Shell	12,801 m	7,315 m	1,829 m
- Diameter	36,574 m	18,287 m	3,658 m
- Tebal Shell			0,5 in
● Course 1	1 in	0,375 in	-
● Course 2	0,875 in	0,25 in	-
● Course 3	0,75 in	-	-
● Course 4	0,5 in	-	-
● Course 5	0,375 in	-	-
● Course 6	0,1875 in	-	
- Tebal Bottom	2,25 in	1 in	-
- Tebal Roof	1,875 in	0,875 in	0,75 in
Harga	\$332.700,00	\$168.400,00	\$60.400,00

3.3.4 Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O menuju mixer	Mengalirkan umpan dari tangki penyimpanan bahan baku (T-01) menuju neutralizer (N-01)	Mengalirkan hasil keluaran M-01 ke N-01 untuk netralisasi
Jenis	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	0,1395 gpm	3,430 gpm	0,269 gpm
Jumlah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Dimensi			
- ID	0,49 in	12,09 in	0,622 in
- OD	0,68 in	12,75 in	0,84 in
- IPS	0,38 in	12 in	0,5 in

- Flow Area	0,19 in ²	115 in ²	0,30 in ²
Kecepatan Aliran	0,233 ft/s	0,975 ft/s	0,284 ft/s
Power Pompa	32,577 HP	117,269 HP	2 HP
Power Motor	40 HP	200 HP	3 HP

Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan hasil keluaran N-01 ke R-01 untuk proses fermentasi	Mengalirkan umpan dari tangki penyimpanan kotoran sapi (T-02) ke R-01	Mengalirkan umpan dari tangki penyimpanan nutrisi (T-03) ke R-01
Jenis	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	76,252 gpm	3,521 gpm	0,097 gpm
Jumlah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

Dimensi			
- ID	6,07 in	2,07 in	0,493 in
- OD	6,625 in	2,38 in	0,68 in
- IPS	6 in	2 in	0,375 in
- Flow Area	29 in ²	3,35 in ²	0,192 in ²
Kecepatan Aliran	0,846 ft/s	0,337 ft/s	0,163 ft/s
Power Pompa	742 HP	408 HP	5,234 HP
Power Motor	200 HP	200 HP	7 HP

Tabel 3.12 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan hasil keluaran bawah R-01 ke FIL-01	Mengalirkan hasil keluaran FIL-01 bentuk liquid ke tangki filtrat (T-04)	Mengalirkan hasil keluaran ABS-01 (liquid) ke HE-01
Jenis	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>

Kapasitas	232,241 gpm	32 gpm	9,578 gpm
Jumlah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Dimensi			
- ID	12,09 in	6,07 in	7,981 in
- OD	12,75 in	6,625 in	8,625 in
- IPS	12 in	6 in	8 in
- Flow Area	115 in ²	28,90 in ²	50 in ²
Kecepatan Aliran	0,648 ft/s	0,359 ft/s	0,061 ft/s
Power Pompa	128 HP	28 HP	2,141 HP
Power Motor	150 HP	40 HP	3 HP

Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan hasil keluaran dari HE-01 ke S-01 (bag atas)	Mengalirkan hasil keluaran S-01 ke CL-01 untuk proses pendinginan	Mengalirkan hasil keluaran CL-01 ke ABS-01
Jenis	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	9,578 gpm	8,292 gpm	8,292 gpm
Jumlah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Dimensi			
- ID	3,068 in	3,068 in	3,068 in
- OD	3,5 in	3,5 in	3,5 in
- IPS	3 in	3 in	3 in
- Flow Area	28,9 in ²	28,9 in ²	28,9 in ²
Kecepatan Aliran	0,106 ft/s	0,092 ft/s	0,092 ft/s

Power Pompa	2,998 HP	2,47 HP	2 HP
Power Motor	5 HP	5 HP	3 HP

Tabel 3.14 Spesifikasi Conveyor

Parameter	SC-01	BC-01
Fungsi	Mengangkut CaO menuju ke M-01	Mengangkut padatan hasil filtrasi dari FIL-01 ke tangki penampung (T-05)
Bahan yang diangkut	Padatan CaO	Padatan hasil filtrasi (cake)
Kondisi Operasi		
Suhu (°C)	30 °C	35 °C
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm
Bentuk Bahan	<i>Powder</i>	<i>Slurry</i>
Jenis Conveyor	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Belt Conveyor, Continuous, Closed</i>
Capacity (kg/jam)	0,0926 ton/jam	51,971 ton/jam

Kecepatan (rpm)	0,0007 rpm	-
Kemiringan	-	10°
Motor Power (Watt)	37,285 Watt	372,85 Watt
Diameter Screw (in)	6 in	14 in
Panjang (ft)	11 ft	16.66 ft
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 grade 11 Tipe 316</i>
Harga	\$2.200,00	\$1.600,00

Tabel 3.15 Spesifikasi Kompresor

Parameter	CP-01	CP-02
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan udara dari 1 atm ke 5 atm untuk dialirkan menuju Absorber (ABS-01)	Untuk menaikkan tekanan udara dari 5 atm ke 10 atm untuk dialirkan menuju Absorber (ABS-01)
Jumlah	1 Buah	1 Buah
Tipe	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 203 grade C</i>

Kondisi Operasi				
- Tekanan Masuk	1 atm	14,696 psi	5 atm	73,48 psi
- Tekanan Keluar	5 atm	73,48 psi	10 atm	146,96 psi
- Suhu Masuk	35 °C	308 K	35 °C	308 K
- Suhu Keluar	15,075 °C	288,075 K	27,075 °C	300,075 K
Spesifikasi				
- Jumlah Stage	2 Buah		1 Buah	
- Power	59,151 HP	44,109 kW	1,387 HP	1,861 kW
- Harga	\$64.200,00		\$53.700,00	

3.3.5 Expansion Valve

Tabel 3.16 Spesifikasi *Expansion Valve*

Parameter	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran ABS-01 ke S-01 dari 3 atm ke 1,2 atm
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>
Kapasitas	1949,832 kg/jam
Jumlah	1 Buah
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 316</i>
Dimensi	
- ID	0,364 in
- OD	0,405 in
- IPS	0,25 in

- Flow Area	0,000722 in ²
Kecepatan Aliran	0,02722 ft/s
Panjang Ekuivalen	4,572 m

3.3.6 Alat Penukar Panas (*Heat Exchanger*)

Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Penukar Panas (*Heat Exchanger*)

Parameter	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan arus umpan dari tangki Absorber dengan peningkatan suhu dari 35 C menjadi 110 C	Memanaskan steam saturated dari unit utilitas dengan peningkatan suhu dari 150 C menjadi 250 C
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

Jumlah	1 alat		1 alat	
	Shell	Tube	Shell	Tube
Fluida Panas	Steam	-	Water	-
Fluida Dingin	-	<i>Heavy Organic</i>	-	Steam
Posisi Fluida				
- Panas	Inner Pipe, Shell	-	Inner Pipe, Shell	-
- Dingin	-	Annulus, Tube	-	Annulus, Tube
Spesifikasi				
- ID	10 in	-	10 in	-
- OD	-	0,75 in	-	0,75 in
- Panjang	-	16 ft	-	16 ft
- Hairpin count	-	1 alat	-	1 alat
- Pressure Drop	2,07E-05 Psi	3,48E-07 Psi	3,94E-06 Psi	2,02E-08 Psi
Luas transfer panas	217,818 ft ²		212,164 ft ²	
UD	38,146 Btu/jam.ft ² .F		5,215 Btu/jam.ft ² .°F	

UC	1,36E+03 Btu/jam.ft ² .F	6,70E+02 Btu/jam.ft ² .°F
Calculated dirt factor (RD)	0,0255 Btu/jam.ft ² .F	0,1903 Btu/jam.ft ² .F
Harga	\$13.200,00	\$13.800,00

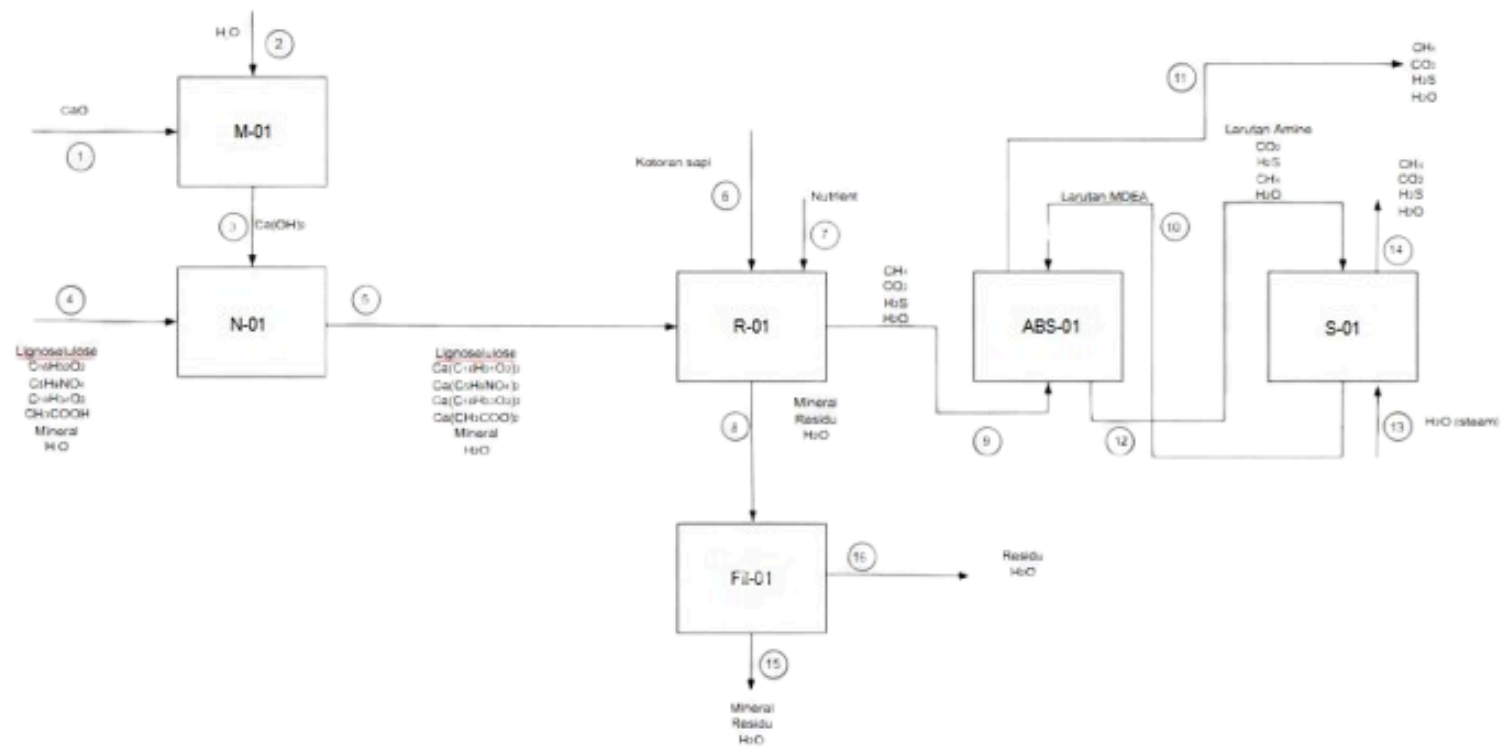
Tabel 3.18 Spesifikasi Alat Penukar Panas (*Heat Exchanger*) (lanjutan)

Parameter	CL-01		CL-02		CL-03	
Fungsi	Mendinginkan output reaktor dari CP-01 menuju Absorber (ABS-01)		Mendinginkan output bawah Stripper menuju Absorber (ABS-01)		Mendinginkan arus 11 (produk) dari Absorber (ABS-01) menuju Tangki penyimpanan Biogas (T-06)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah	1 alat		1 alat		1 alat	
	Shell	Tube	Shell	Tube	Shell	Tube
Fluida Panas	-	<i>Gases</i>	-	<i>Heavy Organic</i>	-	<i>Gases</i>
Fluida Dingin	Water	-	Water	-	Water	-
Posisi Fluida						

- Panas	-	Annulus, Tube	-	Annulus, Tube	-	Annulus, Tube
- Dingin	Inner Pipe, Shell	-	Inner Pipe, Shell	-	Inner Pipe, Shell	-
Spesifikasi						
- ID	10 in	-	10 in	-	10 in	-
- OD	-	0,75 in	-	0,75 in	-	0,75 in
- Panjang	-	16 ft	-	16 ft	-	16 ft
- Hairpin count	-	1 alat	-	1 alat	-	1 alat
- Pressure Drop	3,39E-06 Psi	2,03E-09 Psi	4,81E-06 Psi	3,69E-08 Psi	1,15E-04 Psi	1,72E-09 Psi
Luas transfer panas	217,818 ft ²		212,818 ft ²		212,818 ft ²	
UD	20,248 Btu/jam.ft ² .F		19,946 Btu/jam.ft ² .°F		17,755 Btu/jam.ft ² .°F	
UC	550,05 Btu/jam.ft ² .F		977,942 Btu/jam.ft ² .°F		1546,810 Btu/jam.ft ² .°F	
Calculated dirt factor (RD)	0,0476 Btu/jam.ft ² .F		0,0491 Btu/jam.ft ² .F		0,0557 Btu/jam.ft ² .F	
Harga	\$13.800,00		\$13.800,00		\$13.800,00	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total



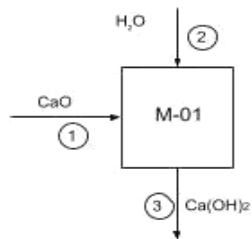
Tabel 3.17 Neraca Massa Total

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)						OUTPUT (kg/jam)			
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 6	Arus 7	Arus 13	Arus 11	Arus 14	Arus 15	Arus 16
H ₂ O		325,259	41979,932			1601,303	19,5715	1611,089	37711,230	4190,137
CaO	84,005									
Ca(OH) ₂										
Lignoselulosa			1193,114							
C ₁₆ H ₃₂ O ₂			265,136							
C ₅ H ₉ NO ₄			88,379							
C ₁₈ H ₃₄ O ₂			44,189							
CH ₃ COOH			176,758							
Mineral			441,894						441,894	
Ca(C ₁₆ H ₃₂ O ₂) ₂										
Ca(C ₅ H ₉ NO ₄) ₂										
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂										
Ca(CH ₃ COO) ₂										

Kotoran Sapi				946,916						
Nutrisi					18,938					
Residu									48,29270317	917,561
CH4							968,788	107,643		
CO2							616,502	215,286		
H2S							3,758	15,814		
Larutan MDEA										
TOTAL	84,005	325,259	44189,402	946,916	18,938	1601,303	1608,619	1949,832	38201,417	5107,698
	46867,566						46867,567			

3.4.2 Neraca Massa Per Alat

a. Neraca Massa Mixer (M-01)

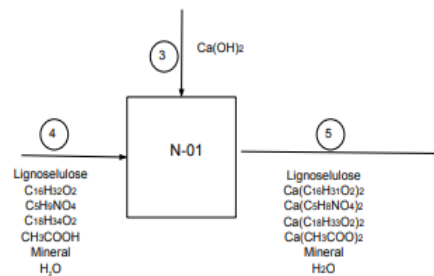


Tabel 3.18 Neraca Massa Mixer

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₂ O		27,002	
CaO	84,005		
Ca(OH) ₂			111,007
Lignoselulosa			
C ₁₆ H ₃₂ O ₂			
C ₅ H ₉ NO ₄			
C ₁₈ H ₃₄ O ₂			
CH ₃ COOH			
Mineral			
Ca(C ₁₆ H ₃₂ O ₂) ₂			
Ca(C ₅ H ₉ NO ₄) ₂			
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂			
Ca(CH ₃ COO) ₂			
Kotoran Sapi			
Nutrisi			
Residu			
CH ₄			
CO ₂			
H ₂ S			

Larutan MDEA			
TOTAL	84,005	27,002	111,007
	111,007		111,007

b. Neraca Massa Netralizer (N-01)

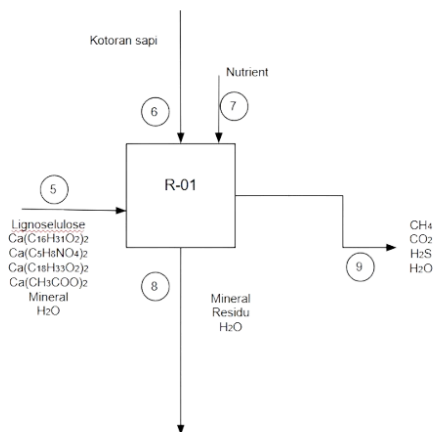


Tabel 3.19 Neraca Massa Netralizer

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
H ₂ O		41979,932	42033,935
CaO			
Ca(OH) ₂	111,007		
Lignoselulosa		1193,114	1193,114
C ₁₆ H ₃₂ O ₂		265,136	
C ₅ H ₉ NO ₄		88,379	
C ₁₈ H ₃₄ O ₂		176,758	
CH ₃ COOH		44,189	
Mineral		441,894	441,894
Ca(C ₁₆ H ₃₂ O ₂) ₂			284,815
Ca(C ₅ H ₉ NO ₄) ₂			99,802
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂			188,667
Ca(CH ₃ COO) ₂			58,183
Kotoran Sapi			
Nutrisi			
Residu			

CH ₄			
CO ₂			
H ₂ S			
Larutan MDEA			
TOTAL	111,007	44189,402	44300,409
	44300,409		44300,409

c. Neraca Massa Digester (R-01)

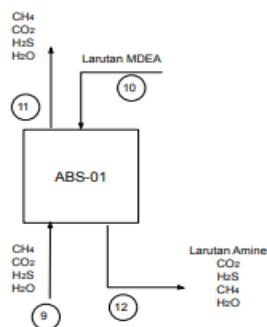


Tabel 3.20 Neraca Massa Digester

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)			OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
H ₂ O	42033,935			41901,3668	29,35723
CaO					
Ca(OH) ₂					
Lignoselulosa	1193,114				
C ₁₆ H ₃₂ O ₂					
C ₅ H ₉ NO ₄					
C ₁₈ H ₃₄ O ₂					
CH ₃ COOH					

Mineral	441,894			441,894	
$\text{Ca}(\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2)_2$	284,815				
$\text{Ca}(\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_4)_2$	99,802				
$\text{Ca}(\text{C}_{18}\text{H}_{33}\text{O}_2)_2$	188,667				
$\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$	58,183				
Kotoran Sapi		946,916			
Nutrisi			18,938		
Residu				965,854	
CH_4					1076,432
CO_2					831,788
H_2S					19,571
Larutan MDEA					
TOTAL	44300,409	946,916	18,938	43309,1149	1957,14846
	45266,263			45266,263	

d. Neraca Massa Absorber (ABS-01)

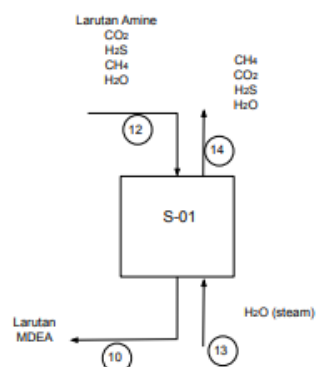


Tabel 3.21 Neraca Massa Absorber

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H_2O	29,357		19,571	9,786
CaO				

Ca(OH) ₂				
Lignoselulosa				
C ₁₆ H ₃₂ O ₂				
C ₅ H ₉ NO ₄				
C ₁₈ H ₃₄ O ₂				
CH ₃ COOH				
Mineral				
Ca(C ₁₆ H ₃₂ O ₂) ₂				
Ca(C ₅ H ₉ NO ₄) ₂				
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂				
Ca(CH ₃ COO) ₂				
Kotoran Sapi				
Nutrisi				
Residu				
CH ₄	1076,432		968,788	107,643
CO ₂	831,788		616,502	215,286
H ₂ S	19,571		3,758	15,814
Larutan MDEA		1601,303		1601,303
TOTAL	1957,148	1601,303	1608,619	1949,832
	3558,452		3558,452	

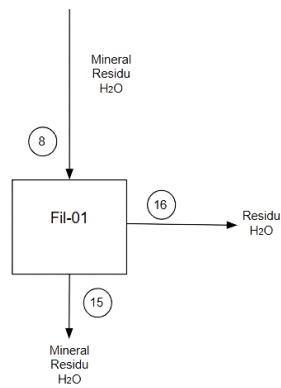
e. Neraca Massa Stripper (S-01)



Tabel 3.22 Neraca Massa Stripper

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 10
H ₂ O	9,786	1601,303	1611,089	
CaO				
Ca(OH) ₂				
Lignoselulosa				
C ₁₆ H ₃₂ O ₂				
C ₅ H ₉ NO ₄				
C ₁₈ H ₃₄ O ₂				
CH ₃ COOH				
Mineral				
Ca(C ₁₆ H ₃₂ O ₂) ₂				
Ca(C ₅ H ₉ NO ₄) ₂				
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂				
Ca(CH ₃ COO) ₂				
Kotoran Sapi				
Nutrisi				
Residu				
CH ₄	107,643		107,643	
CO ₂	215,286		215,286	
H ₂ S	15,814		15,814	
Larutan MDEA	1601,303			1601,303
TOTAL	1949,832	1601,303	1949,832	1601,303
	3351,136		3351,136	

f. Neraca Massa Filter (Fil-01)



Tabel 3.23 Neraca Massa Filter

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)	OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 15	Arus 16
H ₂ O	41901,367	37711,230	4190,137
CaO			
Ca(OH) ₂			
Lignoselulosa			
C ₁₆ H ₃₂ O ₂			
C ₅ H ₉ NO ₄			
C ₁₈ H ₃₄ O ₂			
CH ₃ COOH			
Mineral	441,894	441,894	
Ca(C ₁₆ H ₃₂ O ₂) ₂			
Ca(C ₅ H ₉ NO ₄) ₂			
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂			
Ca(CH ₃ COO) ₂			
Kotoran Sapi			
Nutrisi			
Residu	965,854	48,29270317	917,561
CH ₄			
CO ₂			

H ₂ S			
Larutan MDEA			
TOTAL	43309,115	38201,417	5107,698
	43309,115	43309,115	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.24 Neraca Panas Total

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Q Keluar (Kj/Kmol)
Mixer	-223417.3144	-223417.3144
Neutralizer	3888806.356	3888806.356
Reaktor	7229575.137	7229575.137
Absorber	-5673547.091	-5673547.091
Stripper	-6598074.1	-6598074.1
Filter	0.3761186191	0.3761186191
Heater-01	748442.8019	748442.8019
Heater-02	689319.4784	689319.4784
Cooler-01	499404.8261	499404.8261
Cooler-02	361142.8330	361142.8330
Cooler-03	329605.756	329605.756
TOTAL	890116.2605	890116.2605

3.5.2 Neraca Panas Alat

a. Mixer

Tabel 3.25 Neraca Panas pada Mixer (M-01)

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
Q in	-226492.5095	
Q out		1312.58277
Q Reaksi	3075.195	
Q Pemanas		-224729.8971
TOTAL	-223417.3144	-223417.3144

b. Neutralizer

Tabel 3.26 Neraca Panas pada Neutralizer (N-01)

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
Q in	2038646.929	
Q out		2042279.881
Q Reaksi	1850159.427	
Q Pemanas		1846526.475
TOTAL	3888806.356	3888806.356

c. Reaktor

Tabel 3.27 Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
Q in	2042279.881	
Q out		-941936.989
Q Reaksi	5187295.257	

Q Pendingin		8171512.126
TOTAL	7229575.137	7229575.137

d. Absorber

Tabel 3.28 Neraca Panas pada Absorber (ABS-01)

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
Q in	-2994326.004	-
Q out 1	-	-2211967.111
Q out 2	-	-782358.841
Q Vap	-	-73.366
Q Steam Masuk	-2679221.087	-
Q Steam Keluar	-	-467180.662
Panas Hilang	-	-2211967.111
TOTAL	-5673547.091	-5673547.091

e. Stripper

Tabel 3.29 Neraca Panas pada Stripper (S-01)

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
Q in	-6598819.402	-
Q out 1	-	-6431698.944
Q out 2	-	-167120.458
Q Vap	-	702.719
Q Steam Masuk	745.3360528	-
Q Steam Keluar	-	42.617
TOTAL	-6598074.1	-6598074.1

f. Filter

Tabel 3.30 Neraca Panas pada Filter (FIL-01)

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
Q in	0.3761186191	
Q out		0.3761186191
TOTAL	0.3761186191	0.3761186191

g. Heater-01

Tabel 3.31 Neraca Panas pada Heater (HE-01)

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	Kj/jam	Kj/jam
Qin	70701,49452	
Qout		748442,8019
Qsteam	677741,3073	
Total	748442,8019	748442,8019

h. Heater-02

Tabel 3.32 Neraca Panas pada Heater (HE-02)

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	Kj/jam	Kj/jam
Qin	378414,1342	
Qout		689319,4784
Qsteam	310905,3442	
Total	689319,4784	689319,4784

i. Cooler-01

Tabel 3.33 Neraca Panas pada Cooler (CL-01)

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	Kj/jam	Kj/jam
Q _{in}	499404,8261	
Q _{out}		32235,109
Q _{pendingin}		467169,7172
Total	499404,8261	499404,8261

j. Cooler-02

Tabel 3.34 Neraca Panas pada Cooler (CL-02)

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	Kj/jam	Kj/jam
Q _{in}	361142,8328	
Q _{out}		41065,343
Q _{pendingin}		320077,4901
Total	361142,8328	361142,8328

k. Cooler-03

Tabel 3.35 Neraca Panas pada Cooler (CL-03)

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	Kj/jam	Kj/jam
Q _{in}	329605,756	

Qout		27673,161
Qpendingin		301932,5947
Total	329605,756	329605,756

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik memiliki peran penting dalam mendukung kesuksesan suatu industri. Pemilihan lokasi harus didasarkan pada pertimbangan dari berbagai faktor. Yang paling penting, pabrik harus ditempatkan sedemikian rupa agar biaya produksi dan distribusi dapat ditekan serendah mungkin, serta memberikan peluang yang baik untuk pengembangan di masa depan. Lokasi pabrik ditentukan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Ketersediaan bahan baku.

Ketersediaan bahan baku adalah faktor penting dalam menentukan lokasi pabrik. Pabrik sebaiknya dibangun di area yang memungkinkan akses mudah terhadap bahan baku atau setidaknya memiliki fasilitas transportasi yang memadai untuk mendukung pengadaannya.

4.1.2 Pemasaran

Lokasi pabrik sebaiknya berada cukup dekat dengan area pemasaran, atau minimal memiliki akses transportasi yang memadai untuk mendistribusikan produk kepada konsumen.

4.1.3 Tersedianya utilitas yang cukup

Pabrik sebaiknya dibangun di lokasi yang memiliki ketersediaan utilitas yang memadai, terutama pasokan air bersih dan sumber energi.

4.1.4 Tersedianya tenaga kerja.

Tenaga kerja adalah komponen utama dalam proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan berpendidikan akan membantu kelancaran operasional produksi.

4.1.5 Letak daerah

Pabrik sebaiknya dibangun di kawasan industri yang terletak cukup jauh dari area pemukiman, sehingga masyarakat tidak terdampak oleh limbah dan polusi yang dihasilkan oleh pabrik.

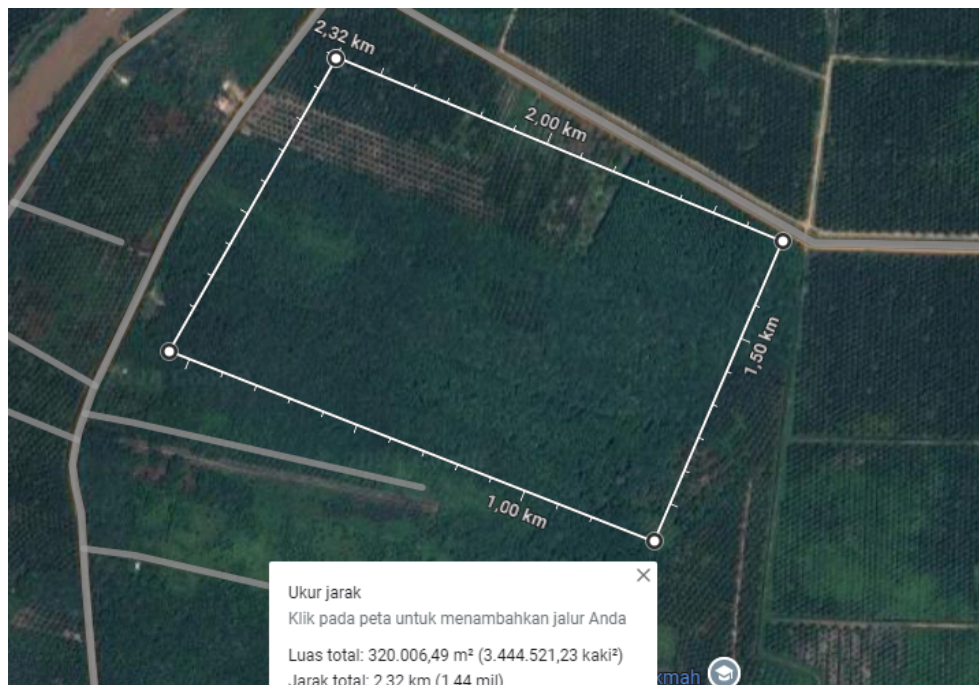
4.1.6 Faktor keamanan

Pabrik sebaiknya dibangun di lokasi yang aman, baik dari segi kondisi alam maupun sosial politik. Daerah tersebut harus stabil, tidak rawan gempa, memiliki angin dengan kekuatan yang stabil, tanah yang kuat, dan bebas dari ancaman bencana alam lainnya. Selain itu, wilayah tersebut juga harus aman secara sosial politik, dengan minim resiko kerusakan.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik dipilih di daerah Kabupaten Deli Serdang, Sumatera Utara. Dipilihnya Tanjung Morawa, sebagai lokasi pendirian pabrik dengan pertimbangan :

- a. Pemasok bahan baku pembuatan biogas (POME) terdapat di daerah ini, yaitu PT Perkebunan Nusantara I.
- b. Lokasi ini relatif dekat dengan Jalan Raya yang merupakan akses utama di wilayah tersebut, untuk transportasi darat. Ini akan memudahkan transportasi material dan produk.
- c. Ketersediaan lahan di daerah ini cukup untuk pembangunan pabrik biogas

- d. Pemilihan lokasi yang jauh dari pemukiman dapat meminimalkan potensi gangguan terhadap penduduk, namun tetap cukup dekat untuk memanfaatkan tenaga kerja lokal.
- e. Kecamatan ini relatif dekat dengan Kota Medan, yang bisa menjadi pasar potensial untuk biogas.
- f. Keberadaan sungai bakosah dapat menjadi sumber air untuk operasional pabrik, dengan tetap memperhatikan aspek konservasi.
- g. Daerah sekitar Kecamatan Tanjung Morawa telah lama menjadi basis industri kelapa sawit, sehingga proses perizinan akan lebih mudah dibandingkan dengan membuka kawasan industri baru.
- h. Meski dekat dengan sungai, area ini tidak termasuk dalam zona rawan banjir besar, yang penting untuk keamanan operasional jangka panjang.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

Sistem tata letak pabrik meliputi area proses, sumber tenaga, kantor, bengkel, gudang, unit pengolahan limbah, dan sebagainya. Hal-hal yang harus diperhatikan sebagai berikut:

- 4.2.1 Alat-alat dikelompokkan menjadi unit-unit proses, sehingga jika terjadi kecelakaan pada satu alat, dampaknya tidak akan menyebar ke alat lainnya. Setiap unit alat dikelompokkan dalam suatu blok yang dipisahkan oleh jalan.
- 4.2.2 Setiap unit minimal dapat dicapai melalui dua jalan dalam pabrik.
- 4.2.3 Jarak antara jalan dengan unit proses cukup, sehingga alat proses aman, tidak terkena kendaraan yang melalui jalan.
- 4.2.4 Jarak antara dua peralatan harus cukup jauh, setidaknya sama dengan diameter peralatan yang lebih besar, agar memudahkan proses perawatan dan pembersihan.
- 4.2.5 Unit utilitas dan sumber tenaga diletakkan terpisah dari peralatan proses, untuk memastikan operasi yang aman.
- 4.2.6 Susunan pabrik memungkinkan distribusi air dan bahan lain secara lancar, cepat, dan ekonomis
- 4.2.7 Tata letak peralatan memungkinkan pabrik untuk diperluas dan dikembangkan.

Secara garis besar layout pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

a. Daerah administrasi/perkantoran dan laboratorium

Area administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan manajerial pabrik yang mengatur kelancaran operasional. Laboratorium bertindak sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

b. Daerah Proses dan ruang Kontrol

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

c. Daerah Pergudangan, Umum, bengkel, dan garasi

d. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

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

Tabel 4.1 Luas Pabrik

Kode	Lokasi	Bangunan		Luas (m ²)	Tanah		Luas (m ²)
		Panjang (m)	Lebar (m)		Panjang (m)	Lebar (m)	
1	Pos Keamanan	10	9	90	17	10	170
2	Parkir Utama dan Karyawan	32	15	480	32	20	640
3	Kantor Utama	65	24	1560	67	27	1809
4	Poliklinik	15	12	180	16	15	240
5	Masjid	17	12	204	20	17	340
6	Kantin dan Koperasi	19	8	152	21	13	273
7	Gudang Alat	31	16	496	33	21	693

8	Bengkel	30	17	510	32	25	800
9	Perpustakaan	23	16	368	25	21	525
10	Area Proses	151	95	14345	153	100	15300
11	Area Utilitas	46	24	1104	50	29	1450
12	Control Room	18	12	216	20	17	340
13	Ruang Kontrol Utilitas	18	15	270	20	20	400
14	Laboratorium	22	15	330	25	20	500
15	Gudang Bahan Kimia	34	19	646	35	24	840
16	Taman				23	16	368
17	Perumahan	61	42	2562	63	47	2961
18	Gedung Serba Guna	34	21	714	36	26	936
19	Kantor Teknik dan Produksi	34	21	714	36	26	936
20	Parkir Truk	20	15	300	22	18	396
21	Unit Pemadam Kebakaran	17	13	221	19	18	342
22	Area Perluasan				23	12	276
23	Unit Pengolahan Limbah	40	30	1200	42	35	1470
Total		Luas Bangunan		26662	Luas Tanah		32005



Gambar 4.2 Tata letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang efisien akan memberikan keuntungan ekonomi yang signifikan, serta mendukung kelancaran dan keamanan proses produksi. Selain itu, perlu diperhatikan ketinggian pipa; untuk pipa yang dipasang di atas tanah, sebaiknya berada pada ketinggian tiga meter atau lebih, sementara pipa yang berada di permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja sehingga perlu juga diperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3 Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia

Dalam merancang tata letak peralatan, penting untuk memastikan bahwa pekerja dapat mengakses semua alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses, perbaikan harus dilakukan segera. Selain itu, keselamatan pekerja saat menjalankan tugasnya harus diutamakan.

4.3.5 Tata Letak Alat Proses

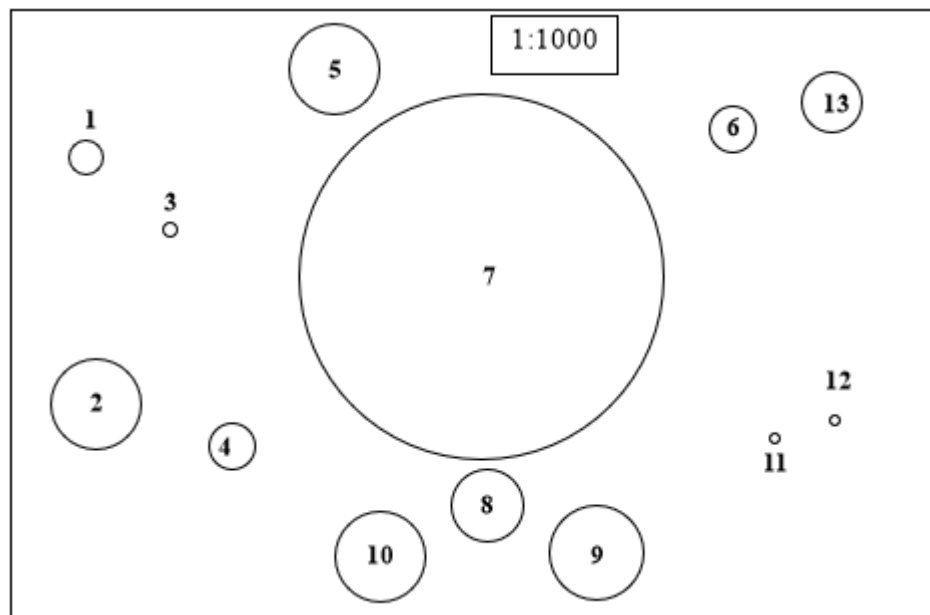
Saat menempatkan alat-alat proses di pabrik, diupayakan untuk meminimalkan biaya operasional sekaligus memastikan kelancaran dan keamanan produksi, sehingga memberikan keuntungan ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga jika terjadi ledakan atau kebakaran, tidak akan membahayakan alat proses lain.

4.3.7 Maintenance

Pemeliharaan bertujuan untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik melalui pemeliharaan dan perbaikan alat, sehingga produksi dapat berjalan lancar dan produktivitas meningkat. Hal ini akan membantu mencapai target produksi serta memenuhi spesifikasi bahan baku yang diharapkan.



Gambar 4.3 Tata letak Alat Proses

Keterangan :

- | | |
|-----------------------------------|--------------------------------|
| 1. Silo CaO | 9. Tangki Penyimpanan Cake |
| 2. Tangki Penyimpanan POME | 10. Tangki Penyimpanan Filtrat |
| 3. Mixer | 11. Absorber |
| 4. Netralizer | 12. Stripper |
| 5. Tangki Penyimpanan Co-substrat | 13. Tangki Penyimpanan Biogas |
| 6. Tangki Penyimpanan Nutrisi | |
| 7. Reaktor | |
| 8. Filter | |

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Dalam prarancangan pabrik Biogas ini, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk badan usaha yang memiliki karakteristik utama pemisahan antara kekayaan perusahaan dan kekayaan pribadi pemiliknya. Dalam PT, tanggung jawab pemegang saham terbatas hanya pada jumlah modal yang mereka setorkan. Hal ini memberikan perlindungan hukum bagi para pemilik dan pemegang saham dari risiko kerugian yang bisa timbul dari operasional pabrik. Adapun alasan pemilihan Perseroan Terbatas sebagai bentuk perusahaan ini adalah:

- a. Dalam PT, tanggung jawab pemilik hanya terbatas pada jumlah modal yang disetorkan, sehingga kekayaan pribadi pemilik terlindungi dari risiko kebangkrutan

atau kerugian perusahaan. Ini memberikan jaminan keamanan bagi investor atau pemegang saham untuk menanamkan modal tanpa khawatir akan kehilangan aset pribadi mereka.

- b. PT memiliki kemampuan untuk menghimpun modal yang lebih besar dibandingkan bentuk usaha lain, seperti perseorangan atau firma.
- c. PT memungkinkan adanya fleksibilitas dalam hal kepemilikan. Saham perusahaan dapat dengan mudah dialihkan atau dijual kepada pihak lain tanpa harus membubarkan perusahaan. Hal ini memudahkan masuknya investor baru atau perubahan struktur kepemilikan perusahaan sesuai dengan perkembangan bisnis.
- d. Dalam PT, pemilik (pemegang saham) tidak harus terlibat langsung dalam manajemen sehari-hari. Manajemen operasional perusahaan dijalankan oleh direksi, yang ditunjuk oleh pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Ini memungkinkan pemilik fokus pada aspek strategis perusahaan, sementara pengelolaan sehari-hari dilakukan oleh para profesional yang lebih berpengalaman di bidangnya.
- e. PT dianggap lebih sesuai dengan regulasi yang ditetapkan pemerintah, terutama jika perusahaan tersebut beroperasi dalam skala besar atau bergerak di industri yang memerlukan izin khusus. Status PT memberikan legitimasi formal yang diperlukan untuk mendapatkan izin operasi, sertifikasi, atau lisensi dari instansi terkait.

4.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan proses operasional pabrik dengan efektif, diperlukan manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang jelas.

Dalam sebuah perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), dibentuk struktur organisasi dengan tingkat kepemimpinan sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur utama
- d. Direktur
- e. Kepala bagian
- f. Kepala seksi
- g. Karyawan dan operator

Setiap tingkatan dalam struktur organisasi tersebut memiliki tanggung jawab dan wewenang yang berbeda. Tanggung jawab dan wewenang terbesar ada pada dewan komisaris sebagai pimpinan puncak, sementara kekuasaan tertinggi berada di tangan pemegang saham.

4.4.3 Tugas dan Wewenang

- a. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan otoritas tertinggi dalam struktur PT. RUPS berperan dalam mengambil keputusan strategis, termasuk pengangkatan dan pemberhentian anggota Dewan Komisaris serta Direksi. Selain itu, RUPS memiliki wewenang untuk menyetujui laporan keuangan tahunan, pembagian dividen, dan perubahan anggaran dasar perusahaan. RUPS juga menetapkan kebijakan perusahaan yang mencakup arah pengembangan serta keputusan investasi yang penting bagi kelangsungan bisnis.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertugas mengawasi kebijakan umum dan pelaksanaan tugas Direksi. Dewan komisaris juga memberikan nasihat kepada Direksi terkait jalannya perusahaan. Selain itu, Dewan Komisaris melakukan evaluasi terhadap kinerja Direksi dan laporan manajemen. Dewan Komisaris berwenang meminta informasi dan data terkait operasional perusahaan kepada Direksi untuk memastikan kelancaran pengelolaan perusahaan.

c. Direksi

Direksi bertanggung jawab menjalankan pengelolaan sehari-hari perusahaan sesuai dengan kebijakan yang ditetapkan oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Direksi juga bertanggung jawab atas pelaksanaan dan pencapaian target perusahaan, serta menyusun dan menyampaikan laporan keuangan dan manajemen kepada RUPS. Selain itu, Direksi menetapkan kebijakan operasional, administrasi dan keuangan, pemasaran, dan sumber daya manusia untuk memastikan perusahaan berjalan secara efektif dan efisien. Dalam melaksanakan tugasnya, Direksi membawahi beberapa direktur, yaitu :

1) Direktur Utama

Direktur Utama memimpin dan mengarahkan kegiatan perusahaan secara keseluruhan, serta bertanggung jawab atas kinerja Direksi. Direktur Utama juga bertugas menyusun strategi jangka panjang perusahaan untuk memastikan perkembangan dan keberlanjutan. Selain itu, Direktur Utama menjadi perwakilan perusahaan dalam urusan eksternal, termasuk menjalin komunikasi dan hubungan

dengan pemegang saham, pemerintah, dan mitra bisnis, sehingga dapat memperkuat posisi perusahaan di pasar dan lingkungan industri.

2) Direktur Administrasi dan Keuangan

Direktur Administrasi dan Keuangan mengelola administrasi dan keuangan perusahaan, termasuk arus kas, pelaporan keuangan, investasi, meningkatkan efisiensi proses bisnis, mengoptimalkan sistem informasi manajemen, dan memastikan integrasi antara berbagai fungsi administratif dalam organisasi. Direktur administrasi dan Keuangan bertugas menyusun anggaran serta memastikan bahwa keuangan perusahaan dalam kondisi sehat, serta membangun dan memelihara hubungan dengan lembaga keuangan, investor, dan mitra bisnis. Selain itu, Direktur ini juga bertanggung jawab atas pelaksanaan audit internal dan eksternal, memastikan bahwa semua transaksi keuangan sesuai dengan standar akuntansi dan peraturan yang berlaku.

3) Direktur Operasional (Produksi dan Teknik)

Direktur Operasional mengelola seluruh aktivitas operasional pabrik dan bertanggung jawab atas kinerja produksi, efisiensi proses, serta pengelolaan sumber daya. Direktur Operasional memastikan bahwa operasional berjalan sesuai dengan standar kualitas, keamanan, dan peraturan lingkungan yang berlaku. Selain itu, Direktur Operasional juga bekerja sama dengan departemen produksi dan teknik untuk meningkatkan efisiensi dan efektivitas proses, sehingga dapat mendukung pencapaian target perusahaan.

4) Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertanggung jawab atas keseluruhan strategi pemasaran perusahaan, termasuk pengembangan produk baru, penetapan harga, promosi, dan distribusi. Direktur ini memimpin tim pemasaran untuk mencapai target penjualan, menganalisis tren pasar, dan membangun hubungan dengan pelanggan utama. Direktur Pemasaran juga berkolaborasi dengan departemen lain untuk memastikan keselarasan antara pemasaran dan tujuan bisnis secara keseluruhan.

5) Direktur Umum

Direktur Umum mengawasi operasional sehari-hari perusahaan, memastikan efisiensi dan efektivitas di semua departemen. Direktur ini bertanggung jawab atas perencanaan strategis jangka panjang, pengambilan keputusan tingkat tinggi, dan menjaga hubungan dengan pemangku kepentingan eksternal. Direktur Umum juga memimpin inisiatif pengembangan bisnis dan memastikan kepatuhan terhadap regulasi dan standar industri.

d. Manajer Operasional (Produksi dan Teknik)

Manajer Operasional (Produksi dan Teknik) bertanggung jawab atas kelancaran proses produksi dan pemeliharaan fasilitas teknis. Manajer ini mengoptimalkan alur kerja, mengelola inventori, dan memastikan standar kualitas produk terpenuhi. Manajer ini juga mengawasi pemeliharaan dan perbaikan peralatan, serta mengimplementasikan teknologi baru untuk meningkatkan efisiensi operasional.

1) Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi memimpin beberapa seksi dalam departemen produksi, seperti seksi produksi, pengendalian mutu (QC), keselamatan dan lingkungan (HSE), dan laboratorium. Kepala bagian ini mengawasi proses manufaktur dari awal hingga akhir, bertanggung jawab atas penjadwalan produksi, kontrol kualitas, dan optimalisasi proses. Kepala bagian ini juga mengelola staf produksi dan memastikan kepatuhan terhadap standar keselamatan.

2) Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik mengelola beberapa seksi yang fokus pada aspek teknis operasional, termasuk seksi pengadaan peralatan, R&D (research dan development, dan pemeliharaan. Kepala bagian ini memimpin proyek-proyek perbaikan teknis dan mengawasi implementasi teknologi baru dalam proses produksi.

e. Manajer Pemasaran

Manajer Pemasaran mengembangkan dan mengimplementasikan strategi pemasaran untuk mencapai target penjualan dan pangsa pasar. Manajer ini mengelola kampanye pemasaran, menganalisis efektivitas program, dan mengidentifikasi peluang pasar baru. Manajer Pemasaran juga berkoordinasi dengan tim penjualan untuk memastikan pesan pemasaran yang konsisten dan efektif.

1) Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran mengawasi beberapa seksi yang menangani berbagai aspek pemasaran, seperti seksi analisis pasar, pengembangan produk, dan manajemen produk. Kepala bagian ini mengkoordinasikan kampanye pemasaran,

menganalisis kinerja penjualan, dan mengembangkan strategi untuk meningkatkan visibilitas produk di pasar.

f. Manajer Administrasi dan Keuangan

Manajer Administrasi dan Keuangan mengelola aspek administratif dan keuangan perusahaan. Ia mengawasi proses penganggaran, pelaporan keuangan, dan audit internal. Manajer ini juga bertanggung jawab atas manajemen kas, analisis keuangan, dan memastikan kepatuhan terhadap regulasi keuangan.

1) Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian Administrasi memimpin beberapa seksi yang menangani tugas-tugas administratif perusahaan. Ini mencakup manajemen dokumen, dan dukungan administratif untuk departemen lain. Kepala bagian ini memastikan efisiensi dalam proses administratif dan kepatuhan terhadap kebijakan perusahaan.

2) Kepala Bagian Keuangan

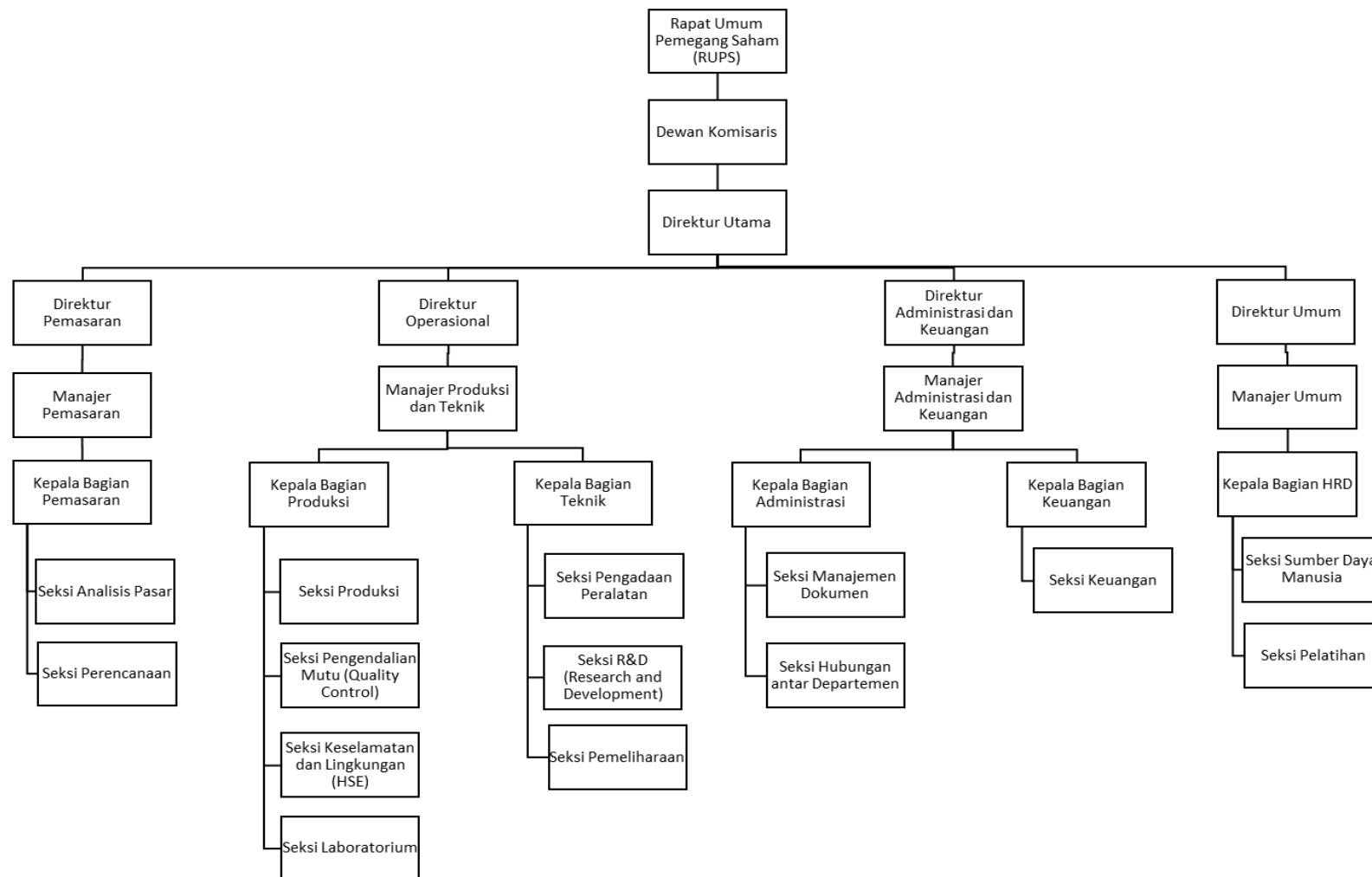
Kepala Bagian Keuangan membawahi seksi keuangan yang menangani berbagai aspek keuangan perusahaan, termasuk akuntansi, penganggaran, dan pelaporan keuangan. Kepala bagian ini mengawasi proses audit, manajemen risiko keuangan, dan memberikan analisis keuangan untuk mendukung pengambilan keputusan bisnis.

g. Manajer Umum

Manajer Umum mengkoordinasikan berbagai fungsi pendukung dalam perusahaan, termasuk fasilitas, keamanan, dan layanan umum. Manajer ini memastikan lingkungan kerja yang aman dan nyaman, mengelola kontrak dengan vendor, dan mengawasi proyek-proyek perbaikan fasilitas.

1) Kepala Bagian HRD

Kepala Bagian HRD memimpin beberapa seksi yang fokus pada manajemen personel, termasuk rekrutmen, pelatihan, dan pengembangan karyawan. Kepala bagian ini mengembangkan kebijakan SDM, mengelola sistem kompensasi dan tunjangan, serta memastikan lingkungan kerja yang positif dan produktif



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

4.4.4 Status Karyawan dan Jam Kerja Karyawan

a. Status Karyawan

1) Karyawan Tetap

Karyawan dengan status ini dipekerjakan dengan perjanjian kerja yang tidak memiliki batas waktu tertentu. Karyawan memiliki hak yang lebih stabil seperti tunjangan, pesangon saat PHK, dan cuti. Hubungan kerja berakhir jika karyawan mengundurkan diri, pensiun, atau di-PHK oleh perusahaan dengan alasan yang sah.

2) Karyawan Kontrak

Karyawan yang dipekerjakan dengan perjanjian kerja yang memiliki batas waktu, seperti kontrak selama satu atau dua tahun. Biasanya, karyawan ini tidak berhak atas pesangon atau tunjangan seperti karyawan tetap, dan hubungan kerja berakhir sesuai dengan kesepakatan kontrak.

3) Karyawan Harian

Karyawan ini dipekerjakan berdasarkan kebutuhan perusahaan, misalnya untuk proyek tertentu. Upah mereka dihitung berdasarkan jumlah hari kerja atau hasil pekerjaan yang mereka lakukan.

4) Karyawan Magang

Status ini mengacu pada karyawan yang bekerja dengan jam kerja lebih sedikit dari jam kerja penuh. Perusahaan biasanya memberikan fleksibilitas dalam hal jam kerja, namun mungkin tidak menerima tunjangan yang sama seperti karyawan penuh waktu.

b. Jam Kerja Karyawan

Jam kerja di PT diatur sesuai dengan peraturan ketenagakerjaan Indonesia, terutama dalam UU Ketenagakerjaan dan Peraturan Pemerintah Nomor 35 Tahun 2021 tentang PKWT, Alih Daya, Waktu Kerja, dan Waktu Istirahat. Rincian jam kerja yang diatur adalah sebagai berikut:

1) Jam Kerja Shift

Jam kerja shift menerapkan 7 jam per hari dan 40 jam per minggu untuk 6 hari kerja dalam seminggu, atau 8 jam per hari dan 40 jam per minggu untuk 5 hari kerja dalam seminggu. Dengan rincian jam kerja karyawan dan jadwal kerja karyawan sebagai berikut :

Shift 1 : Pukul 07.00 - 15.00 WIB

Shift 2 : Pukul 15.00 - 21.00 WIB

Shift 3 : Pukul 21.00 - 07.00 WIB

Karyawan dibagi menjadi 4 tim (A, B, C, D), di mana 3 tim bekerja sementara 1 tim istirahat, dan ini dilakukan secara bergantian. Setiap tim bekerja selama 3 hari dan libur 1 hari untuk setiap shift, kemudian melanjutkan ke shift berikutnya. Berikut adalah jadwal kerja shift karyawan:

Tabel 4.2 Jadwal Shift

Regu	Hari									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	II	II	II		III	III	III		I	I
B		III	III	III		I	I	I		II
C	III		I	I	I		II	II	II	
D	I	I		II	II	II		III	III	III

Regu	Hari									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	I		II	II	II		III	III	III	
B	II	II		III	III	III		I	I	I
C	III	III	III		I	I	I		II	II
D		I	I	I		II	II	II		III

Regu	Hari									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	I	I	I		II	II	II		III	III
B		II	II	II		III	III	III		I
C	II		III	III	III		I	I	I	
D	III	III		I	I	I		II	II	II

Beberapa perusahaan menerapkan rotasi shift, di mana karyawan berpindah-pindah antar shift secara berkala. Ini sering digunakan untuk mencegah kelelahan dan memastikan semua karyawan mendapatkan pengalaman kerja di berbagai jam. Karyawan yang bekerja dalam sistem shift, terutama shift malam, sering kali mendapatkan tunjangan tambahan (shift allowance) sebagai kompensasi atas jam kerja yang tidak biasa.

2) Jam Kerja Non-shift

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung dalam produksi. Yang termasuk karyawan non-shift adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik, dan Produksi, jadwal jam kerjanya yaitu 5 hari (Senin – Jumat) dalam satu minggu, dengan pembagian jam kerja pukul 08.00 – 16.00 WIB.

4.4.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji, Hak Karyawan, dan Fasilitas Penunjang

a. Penggolongan Karyawan

Tabel 4.3 Penggolongan Karyawan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Teknik Kimia/Teknik industri (S2)
2	Direktur Administrasi dan Keuangan	Akuntansi/ Ekonomi (S2)
3	Direktur Operasional	Teknik Kimia/ Teknik Industri / Teknik Elektro / Teknik Instrumentasi Pabrik / Teknik Mesin (S2)
4	Direktur Pemasaran	Akuntansi/ Ekonomi/ Manajemen (S2)
5	Direktur Umum	Ilmu Komunikasi / Psikolog (S2)
6	Manajer Produksi dan Teknik	Teknik Kimia/ Teknik Industri / Teknik Elektro / Teknik Instrumentasi Pabrik / Teknik Mesin (S1)
7	Manajer Administrasi dan Keuangan	Akuntansi/ Ekonomi (S1)
8	Manajer Umum	Ilmu Komunikasi / Psikolog (S1)
9	Manajer Pemasaran	Akuntansi/ Ekonomi/ Manajemen (S1)
10	Kepala Bagian Pemasaran	Akuntansi/ Ekonomi/ Manajemen (S1)
11	Kepala Bagian Produksi	Teknik Kimia/ Teknik Industri /Teknik Instrumentasi Pabrik (S1)
12	Kepala Bagian Teknik	Teknik Kimia/ Teknik Industri / Teknik Elektro / Teknik Instrumentasi Pabrik / Teknik Mesin (S1)
13	Kepala Bagian Administrasi	Akuntansi/ Ekonomi/ Manajemen (S1)
14	Kepala Bagian Keuangan	Akuntansi/ Ekonomi (S1)
15	Kepala Bagian HRD	Ilmu Komunikasi / Psikolog (S1)
16	Karyawan Analisis Pasar	D3 / S1
17	Karyawan Perencanaan	D3 / S1
18	Karyawan Produksi	Teknik Kimia/ Teknik Industri / Teknik Elektro / Teknik Instrumentasi Pabrik / Teknik Mesin (S1)
19	Karyawan Pengendalian Mutu (QC)	Teknik Kimia/ Teknik Industri / Teknik Elektro / Teknik Instrumentasi Pabrik / Teknik Mesin (S1)

20	Karyawan Keselamatan dan Lingkungan (HSE)	Teknik Kimia/ Teknik Lingkungan (S1)
21	Karyawan Research and Development (R&D)	Teknik Kimia/ Kimia (S1)
22	Karyawan Pemeliharaan	Teknik Kimia/ Teknik Industri / Teknik Elektro / Teknik Instrumentasi Pabrik / Teknik Mesin (S1)
23	Karyawan Pembelian dan Penjualan	D3 / S1
24	Karyawan Hubungan Pelanggan	D3 / S1
25	Karyawan Keuangan	D3 / S1
26	Karyawan Sumber Daya Manusia	D3 / S1
27	Karyawan Pelatihan	D3 / S1
28	Karyawan Laboratorium	Teknik Kimia/ Kimia (S1)
29	Karyawan Pengadaan Peralatan	Akuntansi/ Ekonomi/ Manajemen (S1)
30	Operator Proses	D3 / S1
31	Operator Utilitas	D3 / S1
32	Dokter	Sarjana Kedokteran (S1)
33	Perawat	Akademi Keperawatan (D3)
34	Satpam	SMK / SMA / D1
35	Supir	SMK / SMA / D1
36	Cleaning Service	SMK / SMA

b. Jumlah Gaji

Tabel 4.4 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Jumlah
			(Rp)	(Rp)
1	Direktur Utama	1	Rp100.000.000	Rp100.000.000
2	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
3	Direktur Operasional	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
4	Direktur Pemasaran	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000

5	Direktur Umum	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
6	Manajer Produksi dan Teknik	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
7	Manajer Administrasi dan Keuangan	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
8	Manajer Umum	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
9	Manajer Pemasaran	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
10	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
11	Kepala Bagian Produksi	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
12	Kepala Bagian Teknik	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
13	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
14	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
15	Kepala Bagian HRD	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
16	Karyawan Analisis Pasar	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000
17	Karyawan Perencanaan	15	Rp10.000.000	Rp150.000.000
18	Karyawan Produksi	40	Rp10.000.000	Rp400.000.000
19	Karyawan Pengendalian Mutu (QC)	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000
20	Karyawan Keselamatan dan Lingkungan (HSE)	10	Rp10.000.000	Rp100.000.000
21	Karyawan Research and Development (R&D)	10	Rp10.000.000	Rp100.000.000
22	Karyawan Pemeliharaan	8	Rp10.000.000	Rp80.000.000
23	Karyawan Pembelian dan Penjualan	10	Rp10.000.000	Rp100.000.000
24	Karyawan Hubungan Pelanggan	5	Rp10.000.000	Rp50.000.000
25	Karyawan Keuangan	8	Rp10.000.000	Rp80.000.000

26	Karyawan Sumber Daya Manusia	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000
27	Karyawan Pelatihan	7	Rp10.000.000	Rp70.000.000
28	Karyawan Laboratorium	15	Rp10.000.000	Rp150.000.000
29	Karyawan Pengadaan Peralatan	8	Rp10.000.000	Rp80.000.000
30	Operator Proses	25	Rp8.000.000	Rp200.000.000
31	Operator Utilitas	14	Rp8.000.000	Rp112.000.000
32	Dokter	4	Rp10.000.000	Rp40.000.000
33	Perawat	8	Rp6.000.000	Rp48.000.000
34	Satpam	8	Rp5.000.000	Rp40.000.000
35	Supir	8	Rp5.000.000	Rp40.000.000
36	Cleaning Service	10	Rp5.000.000	Rp50.000.000
Total		246	Rp957.000.000	Rp2.840.000.000

c. Hak Karyawan

1) Tunjangan

Tunjangan merupakan jaminan sosial yang diterima oleh karyawan dengan tunjangan berupa :

- Tunjangan Hari Raya
- Tunjangan Istri dan anak
- Tunjangan rumah sakit dan kematian

2) Cuti

Karyawan memiliki hak untuk mendapatkan cuti sesuai dengan peraturan yang berlaku, antara lain :

- Cuti Tahunan

Karyawan berhak mendapatkan cuti tahunan, biasanya 12 hari kerja untuk karyawan yang sudah bekerja selama 1 tahun. Jumlah ini dapat bertambah seiring dengan masa kerja.

- Cuti Sakit

Karyawan berhak mendapatkan cuti apabila sakit dengan memberikan surat keterangan dari dokter.

- Cuti Melahirkan

Karyawan perempuan berhak atas cuti melahirkan selama 3 bulan, dengan hak untuk mendapatkan upah selama cuti tersebut.

3) Pengobatan

Perusahaan berkewajiban untuk menyediakan fasilitas kesehatan bagi karyawan, yang biasanya mencakup program kesehatan seperti pemeriksaan kesehatan berkala, layanan medis di tempat kerja, dan pengobatan dasar. Selain itu, perusahaan juga menyediakan jaminan kesehatan dalam bentuk asuransi kesehatan atau fasilitas kesehatan lainnya, baik untuk karyawan maupun keluarganya.

4) Asuransi Tenaga Kerja

Karyawan berhak mendapatkan perlindungan melalui asuransi tenaga kerja, yang biasanya mencakup jaminan kecelakaan kerja, yang menyediakan perlindungan finansial bagi karyawan yang mengalami kecelakaan saat bekerja. Selain itu, asuransi ini juga mencakup jaminan kesehatan, yang meliputi biaya pengobatan dan rawat inap akibat sakit atau kecelakaan.

d. Fasilitas Penunjang

1) Pakaian Kerja

Perusahaan biasanya menyediakan pakaian kerja sesuai dengan kebutuhan dan jenis pekerjaan. Pakaian kerja ini dirancang untuk memberikan kenyamanan, keamanan, dan kesesuaian dengan standar perusahaan. Di beberapa industri, pakaian kerja juga berfungsi sebagai alat pelindung diri, terutama jika pekerjaan tersebut melibatkan risiko tertentu.

2) Kantin

Kantin di tempat kerja menyediakan makanan dan minuman bagi karyawan, memungkinkan mereka untuk mendapatkan asupan yang sehat dan bergizi tanpa harus meninggalkan area kerja. Kantin biasanya menawarkan berbagai pilihan makanan, termasuk makanan sehat, dan bisa menjadi tempat untuk beristirahat dan bersosialisasi di antara jam kerja.

3) Medical Center

Medical center adalah fasilitas kesehatan yang disediakan oleh perusahaan untuk memberikan pelayanan medis dasar kepada karyawan. Fasilitas ini biasanya dilengkapi dengan tenaga medis yang dapat menangani masalah kesehatan ringan, memberikan pertolongan pertama, dan melakukan pemeriksaan kesehatan berkala. Keberadaan medical center membantu memastikan kesehatan karyawan dan mengurangi waktu yang dihabiskan untuk mencari pelayanan kesehatan di luar.

4) Mobilitas

Fasilitas mobilitas mencakup dukungan untuk transportasi karyawan, seperti kendaraan dinas, subsidi transportasi, atau fasilitas parkir. Hal ini bertujuan untuk

memudahkan karyawan dalam perjalanan ke dan dari tempat kerja, serta memastikan karyawan dapat tiba tepat waktu dan dalam keadaan siap untuk bekerja.

5) Alat Pengamanan Diri

Alat pengamanan diri (APD) adalah perlengkapan yang disediakan oleh perusahaan untuk melindungi karyawan dari potensi bahaya di tempat kerja. APD ini dapat mencakup helm, masker, sarung tangan, sepatu keselamatan, dan pelindung mata, tergantung pada jenis pekerjaan. Menyediakan alat pengamanan diri yang memadai adalah langkah penting dalam menjaga keselamatan dan kesehatan karyawan di lingkungan kerja.

6) Tempat Ibadah

Perusahaan sering menyediakan tempat ibadah untuk mendukung karyawan dalam menjalankan kegiatan keagamaan mereka. Fasilitas ini memberikan ruang bagi karyawan untuk beribadah dengan nyaman dan memfasilitasi kegiatan keagamaan seperti doa atau pertemuan komunitas. Menyediakan tempat ibadah menciptakan lingkungan kerja yang inklusif dan menghormati keberagaman agama di antara karyawan.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas adalah bagian yang menyediakan layanan atau sumber daya pendukung yang diperlukan untuk menjalankan proses produksi utama. Unit ini bertanggung jawab atas penyediaan energi, air, udara, dan kebutuhan lain yang digunakan dalam berbagai proses. Beberapa unit utilitas yang dibutuhkan pada perancangan pabrik biogas meliputi:

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

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

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) adalah sistem yang bertujuan untuk menyediakan air yang sesuai kualitasnya untuk berbagai keperluan produksi. Proses ini dimulai dari penyediaan air baku yang dapat berasal dari sumber-sumber seperti air sungai, air danau, atau air laut. Air baku tersebut kemudian dipompa dan disimpan sebelum menjalani berbagai tahapan pengolahan seperti filtrasi untuk menghilangkan partikel besar dan pengolahan kimia dengan bahan seperti klorin untuk membunuh mikroorganisme. Dalam beberapa kasus, desalinasi dilakukan untuk menghilangkan garam dari air laut atau payau.

Selain itu, pengolahan air proses dilakukan untuk memenuhi kebutuhan spesifik industri, seperti air yang digunakan dalam sistem pendingin, yang harus bebas dari kontaminan yang dapat menyebabkan korosi atau fouling. Untuk kebutuhan ketel uap (boiler), air diolah lebih lanjut melalui demineralisasi dan deaerasi untuk memastikan ketahanan peralatan.

Pada proses pembuatan biogas ini kebutuhan air meliputi, air proses, air pendingin, air steam, air domestik, dan air service. Dengan air baku yang digunakan berasal dari air sungai dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Air sungai tersedia dalam jumlah besar dan kontinu. Hal ini memastikan pasokan air yang stabil untuk operasi industri, terutama yang membutuhkan air dalam jumlah besar.
- b. Dibandingkan dengan sumber air lain seperti air tanah atau air laut, pengambilan air dari sungai cenderung lebih murah karena letaknya yang biasanya mudah dijangkau dan tidak memerlukan infrastruktur kompleks seperti pengeboran atau desalinasi.
- c. Pabrik didirikan di dekat sungai untuk memudahkan akses terhadap air baku. Lokasi ini mengurangi biaya transportasi air dan memfasilitasi proses pengambilan serta distribusi air ke seluruh fasilitas pabrik.

Berikut merupakan kebutuhan air yang diperlukan untuk proses produksi biogas, diantaranya :

5.1.1 Air Proses

Dalam proses produksi, pabrik biogas ini membutuhkan air proses yang dibutuhkan untuk alat Mixer (M-01) sebesar 27,002 kg/jam dan untuk kebutuhan alat

Filtrasi (Fil-01) sebesar 10,992 kg/jam. Kebutuhan air proses dirancang over design 20%, sehingga total kebutuhan air proses sebesar 45,593 kg/jam.

5.1.2 Air Pendingin

Air pendingin adalah air yang digunakan dalam industri untuk menyerap dan menghilangkan panas dari peralatan atau proses yang menghasilkan suhu tinggi, pada pabrik biogas ini digunakan untuk alat cooler-01 (CL-01), cooler-02 (CL-02), cooler-03 (CL-03). Air pendingin yang dibutuhkan alat cooler sebesar 504,916 kg/jam, dengan air pendingin dirancang over design 20%, sehingga kebutuhan air pendingin sebesar 605,899 kg/jam. Selama proses berlangsung, air pendingin mengalami blowdown di unit cooling tower, sehingga dibutuhkan tambahan air make-up. Kebutuhan air make-up ini sebesar 8,240 kg/jam.

5.1.3 Steam

Steam atau uap air, adalah air yang dipanaskan hingga berubah fase menjadi gas (uap). Uap air digunakan dalam industri sebagai media penghantar energi termal, terutama dalam sistem pemanas, turbin, dan reaktor kimia. Pada pabrik biogas ini digunakan untuk alat heater (HE-01) dan alat stripper (S-01), dengan kebutuhan sebagai berikut :

Tabel 5.1 Kebutuhan Steam

No.	Alat	Kode alat	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	Heater	HE-01	269,544
2	Heater	HE-02	97,904
3	Stripper	S-01	1601,303
Total			1968,752

Perancangan dibuat over design 20%, sehingga kebutuhan steam sebesar 2.362,502 kg/jam. Selanjutnya, dilakukan perhitungan blowdown, yaitu pengeluaran sebagian kecil air dari sistem untuk mengontrol akumulasi kotoran terlarut. Asumsi yang digunakan dalam perhitungan ini adalah bahwa blowdown sebesar 10% dari total kebutuhan steam, sehingga didapatkan nilai blowdown sebesar 236,250 kg/jam.

Selain blowdown, sejumlah air juga hilang melalui proses penguapan. Air yang menguap diasumsikan sebesar 5% dari total kebutuhan steam, menghasilkan nilai penguapan sebesar 118,125 kg/jam. Kebutuhan air makeup steam, yang merupakan penjumlahan dari blowdown dan air yang menguap, adalah 354,375 kg/jam. dengan dirancang over design sebesar 20%, sehingga air makeup steam sebesar 425,250 kg/jam.

5.1.4 Air Domestik

Menurut Permendagri 71/2016 dan UNESCO, rata-rata hak manusia atas air yaitu sebesar 60 liter per orang per hari. Pada pabrik biogas terdapat karyawan sebanyak 246, sehingga kebutuhan air untuk semua karyawan sebesar 601,165 kg/jam. Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak 25 rumah dengan mess diperkirakan dihuni oleh sebanyak 75 orang, dengan perkiraan kebutuhan air setiap orang 60 kg/hari dan

didapatkan kebutuhan air untuk mess adalah 187,5 k/jam. Sehingga kebutuhan air domestik sebesar 788,665 kg/jam.

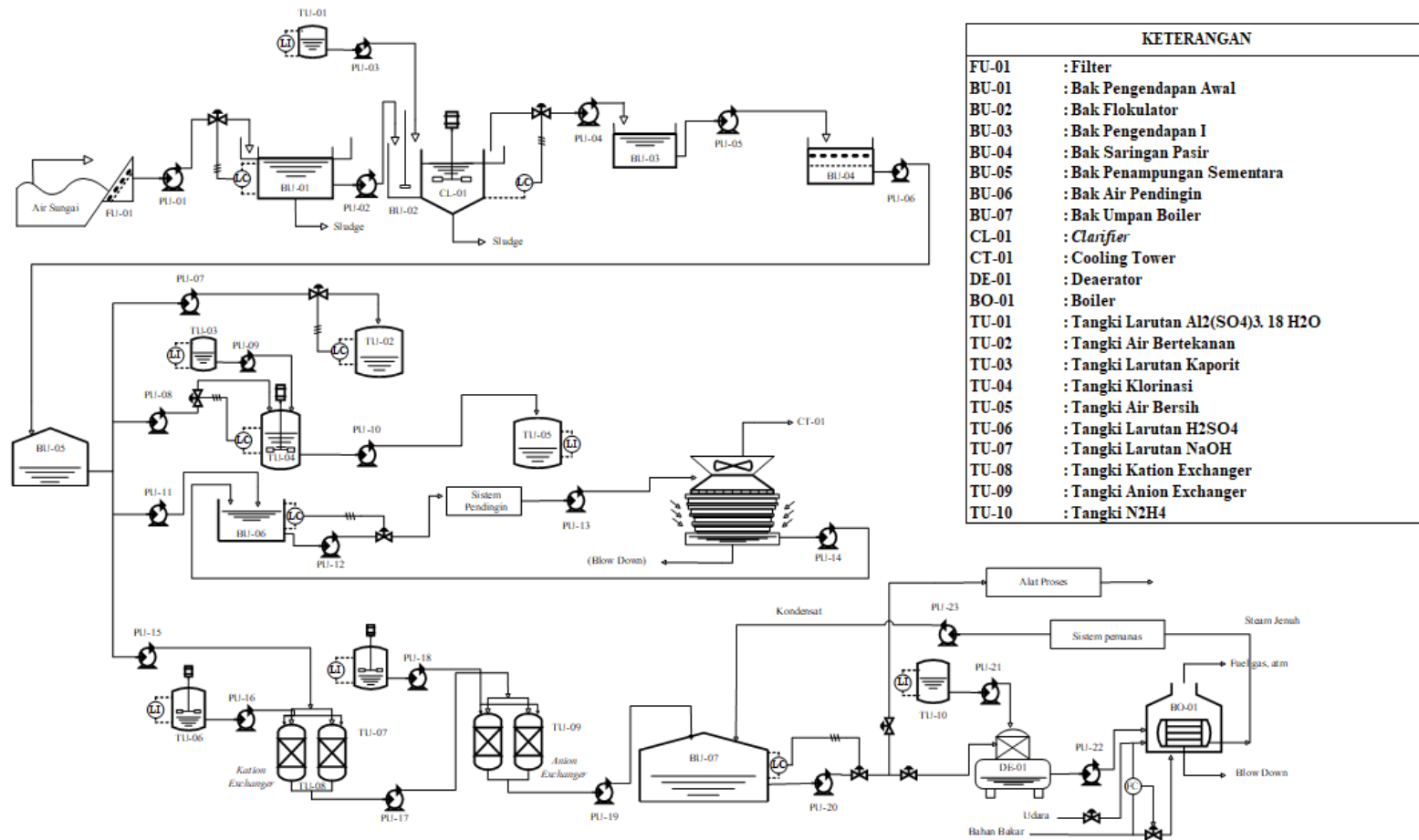
Persyaratan air domestik mengacu pada standar dan kriteria yang harus dipenuhi untuk memastikan bahwa air yang digunakan dalam kegiatan rumah tangga aman dan memenuhi kualitas yang diperlukan. Berikut adalah beberapa persyaratan penting terkait air domestik:

- a. Air harus jernih tanpa kekeruhan
- b. Tidak boleh berwarna, dengan batasan tertentu pada kandungan zat pewarna.
- c. Air tidak boleh memiliki bau yang menyengat atau tidak sedap.
- d. Nilai pH air harus berada dalam rentang yang aman (antara 6,5 hingga 8,5).

5.1.5 Air Service

Service water adalah air yang digunakan untuk berbagai keperluan operasional pabrik. Beberapa penggunaan umum dari service water meliputi bengkal, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, mushola, dan taman. Kebutuhan air service total sebesar 250 kg/jam.

UNIT PENGOLAHAN AIR



Dalam pengolahan air sungai, terdapat beberapa tahapan yang harus dilakukan agar air tersebut dapat dimanfaatkan sebagai pendukung operasional di suatu pabrik. Beberapa tahapan tersebut meliputi :

a. Penyaringan awal (*Screening*)

Screening merupakan tahap awal pengolahan air dimana air sungai disaring untuk menghilangkan partikel besar seperti sampah, daun, ranting, dan benda lain yang tidak larut. Proses ini biasanya dilakukan untuk mencegah kerusakan pada peralatan di tahapan selanjutnya.

b. Pengendapan awal (*Pre-sedimentation*)

Pengendapan awal bertujuan untuk menghilangkan partikel padatan yang lebih besar dan berat seperti pasir dan lumpur dengan cara diendapkan secara alami karena gravitasi. Proses ini berfungsi untuk mengurangi kandungan padatan tersuspensi yang berpotensi menyumbat sistem pengolahan berikutnya.

c. Flokulator

Pada tahap ini, bahan kimia koagulan seperti aluminium sulfat (alum) ditambahkan ke dalam air. Koagulan membantu menggabungkan partikel-partikel kecil (koloid) menjadi flok yang lebih besar. Proses ini biasanya berlangsung di tangki flokulasi, di mana air diaduk secara perlahan untuk memungkinkan terbentuknya flok yang mudah diendapkan.

d. Pengendapan I (*Sedimentation*)

Setelah flok terbentuk, air dialirkan ke tangki pengendapan. Pada tahap ini, flok yang terbentuk diendapkan ke dasar tangki karena gravitasi. Partikel-partikel padat yang

tersuspensi akan membentuk lapisan lumpur (sludge) di dasar tangki, sementara air jernih berada di bagian atas dan siap untuk diproses lebih lanjut.

e. Saringan pasir (*Sand filtration*)

Air yang sudah melalui proses pengendapan akan dialirkan melalui saringan pasir untuk menghilangkan partikel halus yang masih tersisa. Saringan pasir terdiri dari beberapa lapisan pasir dengan ukuran butiran yang berbeda, di mana air akan disaring secara fisik melalui pori-pori diantara butiran pasir.

f. Penampungan air bersih

Setelah melalui saringan pasir, air bersih disimpan di penampungan sementara sebelum diproses lebih lanjut atau dialirkan ke konsumen. Penampungan ini juga berfungsi sebagai cadangan untuk menjamin ketersediaan air bersih.

g. Deaerasi (Penghilangan gas terlarut)

Pada tahap deaerasi, gas-gas terlarut seperti oksigen dan karbon dioksida dihilangkan dari air. Penghilangan gas ini penting terutama dalam pengolahan air industri, karena keberadaan gas seperti oksigen dapat menyebabkan korosi pada peralatan logam. Deaerasi dilakukan dengan memanaskan air atau menggunakan sistem vakum.

h. Demineralisasi (Penghilangan mineral terlarut)

Demineralisasi adalah proses penghilangan ion-ion mineral seperti kalsium (Ca^{2+}), magnesium (Mg^{2+}), natrium (Na^{+}), klorida (Cl^{-}), dan sulfat (SO_4^{2-}) yang masih terlarut dalam air. Proses ini dapat dilakukan dengan metode pertukaran ion. Air yang telah didemineralisasi sangat murni dan sering digunakan dalam industri yang

memerlukan kualitas air bebas mineral, seperti industri farmasi, pembangkit listrik, dan produksi kimia.

5.2 Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Storage System*)

Unit penyedia bahan bakar untuk boiler berfungsi sebagai sistem yang menyuplai bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran didalam generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah biogas yang dihasilkan dari pabrik ini. Kebutuhan bahan bakar pada generator sebesar 798,925 kg/jam, dan kebutuhan bahan bakar pada boiler sebesar 569,41 kg/jam.

5.3 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator System*)

Unit pembangkit steam atau steam generation unit, adalah sistem yang digunakan untuk memproduksi uap yang digunakan dalam industri, seperti pada alat heater (HE-01) dan stripper (S-01) dengan kapasitas Boiler 21.530.004 kJ/jam. Komponen utama unit ini adalah boiler, yang memanaskan air menggunakan energi dari pembakaran bahan bakar berupa biogas yang dihasilkan dari pabrik ini hingga berubah menjadi uap. Uap yang dihasilkan kemudian digunakan untuk proses industri. Selain boiler, unit ini juga mencakup sistem bahan bakar untuk mengatur pasokan bahan bakar, sistem air umpan yang menyediakan air yang akan diuapkan, serta sistem kontrol otomatis yang menjaga stabilitas tekanan, suhu, dan laju aliran uap.

5.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit Pembangkit Listrik dalam utilitas pabrik berperan dalam menyediakan energi listrik yang dibutuhkan untuk operasional pabrik. Unit ini biasanya terdiri dari generator listrik yang digerakkan oleh turbin, yang dapat menggunakan bahan bakar fosil seperti gas, batubara, atau minyak bumi, atau sumber energi terbarukan seperti biogas, biomassa, biosolar atau tenaga surya.

Selain generator, unit ini juga dilengkapi dengan berbagai peralatan pendukung, seperti transformator untuk mengatur tegangan, sistem distribusi daya untuk menyalurkan listrik ke seluruh pabrik, dan sistem kontrol untuk memantau serta mengatur beban listrik. Ketersediaan dan kestabilan suplai listrik dari unit ini sangat penting agar pabrik dapat beroperasi secara optimal tanpa gangguan. Dalam pabrik pembuatan biogas ini digunakan bahan bakar berupa biogas yang dihasilkan dari pabrik ini, dengan Input generator sebesar 2000 kWh pada efisiensi 80%. Detail penggunaan listrik sebagai berikut :

Tabel 5.2 Kebutuhan Listrik

1	Power plant	933,569
2	Utilitas	49,894
3	Penerangan	7,484
4	Peralatan kantor	7,484
5	Bengkel laboratorium	7,484
6	Perumahan	26,520
7	Instrumentasi	12,473
Total		1044,908

5.5 Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit penyedia udara instrumen adalah sistem yang menyediakan udara bertekanan tinggi dan bersih untuk mengoperasikan peralatan instrumen dalam proses industri, seperti katup kontrol, penggerak pneumatik, dan sensor. Sistem ini terdiri dari beberapa komponen penting, termasuk kompresor yang berfungsi untuk menghisap udara atmosfer dan memampatkannya hingga mencapai tekanan yang diinginkan, filter udara untuk menyaring debu dan partikel, pengering udara (air dryer) yang menghilangkan kelembaban dari udara terkompresi, serta pengatur tekanan yang menjaga agar tekanan udara tetap stabil sesuai kebutuhan. Kebutuhan udara total sebesar 22,43 m³/jam dengan tekanan yang digunakan 6,1 bar. Kompresor yang digunakan bergerak menggunakan daya sebesar 2.238 Watt, dengan efisiensi 60%.

5.6 Unit Pengolahan Limbah (*Waste Water Treatment*)

Unit pengolahan limbah adalah sistem yang dirancang untuk menangani, mengolah, dan mengurangi dampak limbah yang dihasilkan oleh kegiatan industri atau domestik sebelum dibuang ke lingkungan. Unit ini bertujuan untuk meminimalkan pencemaran air, udara, dan tanah, serta mematuhi peraturan lingkungan yang berlaku. Pengolahan limbah bisa berupa limbah cair, padat, atau gas, dengan metode yang bervariasi tergantung pada jenis limbah yang dihasilkan. Berikut pengolahan limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan biogas :

5.6.1 Limbah cair (*digestate*)

Setelah proses fermentasi anaerobik di dalam digester, sisa bahan organik yang tidak terurai akan diolah lebih lanjut. Limbah cair ini mengandung nutrisi dan dapat

dimanfaatkan sebagai pupuk organik. Namun, sebelum dibuang atau digunakan, limbah cair biasanya diolah terlebih dahulu untuk menurunkan kadar bahan berbahaya dan mengurangi potensi pencemaran air tanah atau perairan.

5.6.2 Limbah padat

Residu padat yang dihasilkan dapat dipisahkan dari limbah cair menggunakan teknologi seperti centrifuge atau filter press. Residu ini juga bisa diolah menjadi pupuk atau kompos untuk aplikasi pertanian, tergantung pada kualitas dan kandungan nutrisinya.

5.6.3 Gas sisa

Gas yang dihasilkan dari digester biogas biasanya mengandung CH_4 (metana), CO_2 , dan H_2S . Untuk meningkatkan kualitas biogas, gas-gas yang tidak diinginkan seperti CO_2 dan H_2S dipisahkan melalui proses pemurnian, misalnya dengan menggunakan absorber yang berisi larutan MDEA (Methyldiethanolamine) atau teknologi lain seperti penyaringan membran.

5.7 Spesifikasi Alat

Tabel 5.3 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air yang telah di Filter (FU-01) menuju Bak Pengendapan Awal (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan Awal (BU-01) menuju Bak Flokulator (BU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Larutan Alum (TU-01) menuju Bak Flokulator (BU-02)	Mengalirkan air dari Clarifier (CL-01) menuju ke Bak Pengendapan I (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan I (BU-03) menuju Bak Saringan Pasir (BU-04)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe					
Bahan	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (gpm)	23,90 gpm	22,706 gpm	0,05 gpm	22,706 gpm	20,493 gpm
Head Pompa	1,323 m	0,162 m	1,937 m	0,323 m	1,4 m
Spesifikasi					
- IPS (in)	4	4	0,125	4	4
- No.Sch	40	40	40	40	40

- OD (in)	4,5 in	4,5 in	0,4 in	4,5 in	4,5 in
- ID (in)	4,026 in	4,026 in	0,269 in	4,026 in	4,026 in
Efisiensi Pompa					
- Tenaga Pompa (HP)	5,249 Hp	0,612 Hp	0,0003 Hp	1,218 Hp	4,760 Hp
- Tenaga Motor (HP)	7,5 Hp	1 Hp	0,05 Hp	2 Hp	8 Hp
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.4 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Saringan Pasir (BU-04) menuju Bak Penampungan Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-05) menuju Tangki Air Bertekanan (TU-02)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-05) menuju Tangki Klorinasi (TU-04)	Mengalirkan kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-04) menuju Tangki Air Bersih (TU-05)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe					

Bahan	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (gpm)	19,468 gpm	1,291 gpm	4,073 gpm	0,000029 gpm	4,073 gpm
Head Pompa	1,058 m	1,073 m	0,042 m	1,114 m	1,897 m
Spesifikasi					
- IPS (in)	4	1	2	0,125	2
- No.Sch	40	40	40	40	40
- OD (in)	4,5 in	1,32 in	2,38 in	0,405 in	2,38 in
- ID (in)	4,026 in	1,049 in	2,067 in	0,269 in	2,067 in
Efisiensi Pompa					
- Tenaga Pompa (HP)	3,419 Hp	1,840 Hp	0,141 Hp	0,000217 Hp	6,411 Hp
- Tenaga Motor (HP)	5 Hp	3 Hp	0,250 Hp	0,05 Hp	10 Hp
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.5 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-05) menuju Bak Air Pendingin (BU-06)	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-06) menuju Sistem Pendingin Cooler (CL-01)	Mengalirkan air dari Cooler (CL-01) menuju Cooling Tower (CT-01)	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju Bak Air Pendingin (BU-06)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-05) menuju Kation Exchanger (TU-08)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe					
Bahan	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (gpm)	0,186 gpm	0,154 gpm	0,155 gpm	0,154 gpm	13,917 gpm
Head Pompa	0,424 m	0,219 m	8,702 m	0,659 m	0,498 m
Spesifikasi					
- IPS (in)	0,5	0,5	0,5	0,5	3
- No.Sch	40	40	40	40	40
- OD (in)	0,8 in	0,8 in	0,8 in	0,8 in	3,5 in
- ID (in)	0,622 in	0,622 in	0,622 in	0,622 in	3,068 in

Efisiensi Pompa					
- Tenaga Pompa (HP)	0,262 Hp	0,112 Hp	4,477 Hp	0,339 Hp	1,151 Hp
- Tenaga Motor (HP)	0,5 Hp	0,167 Hp	7,5 Hp	0,5 Hp	1,5 Hp
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.6 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari Tangki Larutan H ₂ SO ₄ (TU-06) menuju Kation Exchanger (TU-08)	Mengalirkan air dari Kation Exchanger (TU-08) menuju Anion Exchanger (TU-09)	Mengalirkan NaOH dari Tangki Larutan NaOH (TU-07) menuju Anion Exchanger (TU-09)	Mengalirkan air dari Anion Exchanger (TU-09) menuju Bak Umpan Boiler (BU-07)	Mengalirkan air dari Bak Umpan Boiler (BU-07) menuju alat proses dan Tangki Deaerator (DE-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe					
Bahan	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (gpm)	0,116 gpm	14,033 gpm	0,029 gpm	14,062 gpm	13,980 gpm

Head Pompa	0,209 m	0,652 m	0,663 m	0,652 m	0,652 m
Spesifikasi					
- IPS (in)	0,5	3	0,25	3	3
- No.Sch	40	40	40	40	40
- OD (in)	0,8 in	3,5 in	0,5 in	3,5 in	3,5 in
- ID (in)	0,622 in	3,068 in	0,364 in	3,068 in	3,068 in
Efisiensi Pompa					
- Tenaga Pompa (HP)	0,081 Hp	1,736 Hp	0,128 Hp	1,739 Hp	1,721 Hp
- Tenaga Motor (HP)	0,125 Hp	3 Hp	0,167 Hp	3 Hp	3 Hp
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.7 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-21	PU-22	PU-23	PU-24
Fungsi	Mengalirkan N ₂ H ₄ dari	Mengalirkan air dari	Mengalirkan steam dari	Mengalirkan gas buang

	Tangki N2H4 (TU-10) menuju Deaerator (DE-01)	Deaerator (DE-01) menuju Boiler (BO-01)	Boiler (BO-01) menuju Sistem Pemanas Heater (HE-01) dan Stripper (S-01)	dari Heater (HE-01) dan Stripper (S-01) menuju Bak Umpan Boiler (BU-07)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe				
Bahan	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (gpm)	0,00058 gpm	13,744 gpm	13,134 gpm	11,647 gpm
Head Pompa	0,677 m	0,652 m	0,652 m	0,949 m
Spesifikasi				
- IPS (in)	0,125	3	3	3
- No.Sch	40	40	40	40
- OD (in)	0,405 in	3,5 in	3,5 in	3,5 in
- ID (in)	0,269 in	3,068 in	3,068 in	3,068 in
Efisiensi Pompa				
- Tenaga Pompa (HP)	0,005 Hp	1,691 Hp	1,672 Hp	2,435 Hp

- Tenaga Motor (HP)	0,05 Hp	3 Hp	3 Hp	3 Hp
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5.8 Spesifikasi alat proses utilitas

Bak	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan kotoran berupa dispersi koloid dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang masih terbawa dari bak pengendapan awal	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Jenis Bahan	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang
Spesifikasi				
- Panjang	3,483 m	2,193m	4,388 m	1,621m
- Lebar	3,483 m	2,193 m	4,388 m	1,621 m
- Tinggi	1,741 m	1,097 m	2,194m	0,811 m
Jenis Impeller	-	Marine propeller 3 blade	-	-

Jumlah Impeller	-	1	-	-
Power Motor	-	2 Hp	-	-
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5.9 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan)

Bak	BU-05	BU-06	BU-07
Fungsi	Menampung sementara raw water setelah dari bak saringan	Menampung kebutuhan air pendingin	Mencampur kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler
Jenis Bahan	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang
Spesifikasi			
- Panjang	2,084 m	1,257 m	1,870 m
- Lebar	2,084 m	1,257 m	1,870 m
- Tinggi	1,042 m	0,638 m	0,935 m
Jumlah	1	1	1

Tabel 5.10 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan)

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan Alum 5% untuk 7 hari operasi	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum (service water)	Menampung kebutuhan kaporit selama 7 hari yang akan dimasukkan ke dalam tangki Klorinasi (TU-04)	Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder berpengaduk	Tangki silinder tegak
Bahan	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Tinggi	3,774 m	2,093 m	0,138 m	1,064 m	2,94 m
Diameter	1,887 m	2,093 m	0,138 m	1,064 m	2,94 m
Volume	0,151 m ³	7,2 m ³	0,002 m ³	0,95 m ³	19,98 m ³
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.11 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan)

Tangki	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	Menampung larutan H ₂ SO ₄ yang akan digunakan untuk meregenerasi Kation exchanger.	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi Anion exchanger	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh Kation seperti Ca dan Mg	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh Anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
Jenis	Tangki Silinder	Tangki Silinder	<i>Mix Bed Reactor</i>	<i>Mix Bed Reactor</i>	Tangki Silinder Tegak
Bahan	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Tinggi	1,334 m	0,713 m	1,524 m	1,524 m	1,612 m
Diameter	1,334 m	0,713 m	0,529 m	0,529 m	1,612 m
Volume	1,863 m ³	0,284 m ³	0,28 m ³	0,28 m ³	3,287 m ³
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.12 Spesifikasi alat proses utilitas (lanjutan)

Tangki	T-11	FU-01	CT-01	BL-01	DE-01
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air umpan boiler.	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun dan ranting.	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler.
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Filter	Induced draft Cooling Tower	Blower	Tangki Silinder Tegak
Bahan	Carbon Steel	Alumunium	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Tinggi	4,640 m	-	9,516m	-	1,603 m
Diameter	4,640 m	2,44 m	0,059 m	-	1,603 m
Panjang	78,415 m	3,048 m	0,059 m	-	-
Volume	-	-	0,257 m ³	-	3,234 m ³
Hp	-	-	-	0,050 Hp	-
Jumlah	1	1	1	1	1

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dilakukannya evaluasi ekonomi dalam tahap prarancangan pabrik adalah untuk memastikan bahwa proyek yang direncanakan memiliki kelayakan finansial sebelum dilakukan investasi lebih lanjut. Evaluasi ini membantu perusahaan mengidentifikasi total biaya yang dibutuhkan untuk membangun dan mengoperasikan pabrik, termasuk investasi awal seperti konstruksi dan peralatan, serta biaya operasional yang mencakup energi, tenaga kerja, dan bahan baku. Selain itu, evaluasi ini memproyeksikan potensi pendapatan yang bisa diperoleh dari penjualan produk atau penghematan biaya operasional. Oleh karena itu, prarancangan pabrik memerlukan evaluasi atau analisis ekonomi, yang dilakukan menggunakan metode:

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

Untuk mengevaluasi faktor-faktor tersebut, diperlukan analisis mendalam terhadap beberapa aspek penting, yaitu:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang meliputi:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Operasional (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), yang meliputi:
 - a. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Umum dan Administrasi (*General Expense*)
3. Total Pendapatan (*Sales Price*).

Untuk menentukan titik impas (BEP), diperlukan estimasi terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost/Fa*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost/Va*)
- c. Biaya Pengembangan (*Regulated Cost/Ra*)

6.1 Penentuan Harga Alat

Penentuan harga alat merupakan suatu proses yang melibatkan penetapan harga jual untuk peralatan atau mesin dengan mempertimbangkan sejumlah faktor yang relevan. Di antara faktor-faktor tersebut adalah biaya produksi, yang mencakup semua pengeluaran yang diperlukan untuk membuat alat, dan biaya operasional, yang berkaitan dengan pengeluaran yang dikeluarkan untuk menjalankan dan memelihara alat tersebut. Selain itu, analisis pasar juga menjadi aspek penting, di mana informasi mengenai harga produk serupa dan kondisi pasar saat ini dievaluasi. Strategi penetapan harga yang digunakan akan mempengaruhi bagaimana harga ditentukan. Tujuan dari proses ini adalah untuk memastikan bahwa harga yang ditawarkan tidak hanya mencerminkan nilai dan kualitas produk, tetapi juga tetap kompetitif di pasar.

Penafsiran harga peralatan pabrik dapat dilakukan dengan metode yang disesuaikan dengan kondisi saat ini. Karena data yang tersedia berasal dari tahun 2002, maka untuk menentukan harga peralatan yang lebih akurat, diperlukan penyesuaian menggunakan

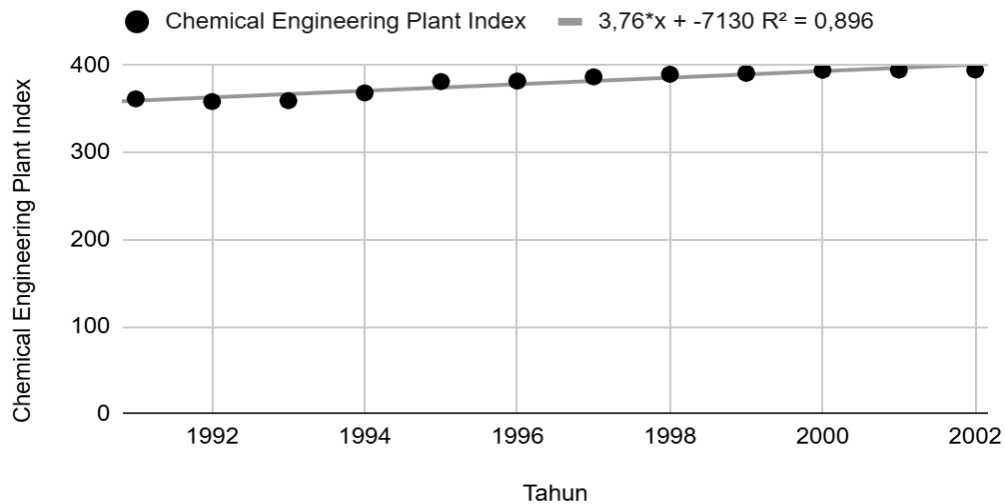
indeks harga. Indeks ini memungkinkan penyesuaian nilai dari tahun sebelumnya ke nilai saat ini, sehingga dapat memperhitungkan perubahan biaya akibat inflasi maupun faktor ekonomi lainnya.

Tabel 6.1 Indeks Harga

Tahun	Chemical Engineering Plant 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	394,4

(Peters & Timmerhaus, 2003)

Chemical Engineering Plant Index vs. Tahun



Gambar 6.1 Grafik indeks harga

Melalui metode Regresi Linear dapat diperkirakan bahwa indeks harga memiliki persamaan sebagai berikut :

$$Y = 3,76X + (-7130)$$

Keterangan :

Y = Indeks harga

X = Tahun pembelian

Berdasarkan persamaan di atas, diperoleh bahwa indeks harga pada tahun 2035 adalah 521,6. Untuk memperkirakan harga peralatan, terdapat dua metode pendekatan yang bisa diterapkan. Harga peralatan pada tahun pendirian pabrik dapat dihitung dengan mengalikan harga pada tahun referensi dengan rasio indeks harga. Harga peralatan pada tahun 2035 dapat dicari dengan persamaan berikut :

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

Keterangan :

E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Nilai indeks tahun x

N_y = Nilai indeks tahun y (Aries & Newton, 1955)

Untuk alat dengan tipe yang sama namun kapasitas berbeda, perkiraan harga sebuah alat dapat dihitung menggunakan pendekatan dengan persamaan berikut:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^x$$

Keterangan :

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui

C_b = Kapasitas alat b

C_a = Kapasitas alat a

x = Eksponen (Aries & Newton, 1955)

6.2 Perhitungan Biaya Produksi

Perhitungan biaya adalah suatu proses terstruktur yang bertujuan untuk menghitung total pengeluaran yang berkaitan dengan pembuatan barang atau penyediaan layanan dalam suatu proyek. Proses ini mencakup tahap-tahap seperti pengumpulan, analisis, dan pengelolaan data keuangan untuk mengidentifikasi semua biaya yang diperlukan agar produk atau layanan dapat dihasilkan dan disampaikan kepada pelanggan. Perhitungan

biaya memiliki peran yang cukup penting dalam proses pengambilan keputusan bisnis, penentuan harga jual, serta perencanaan anggaran.

Basis perhitungan :

Kapasitas produksi = 12.740 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari produksi

Pabrik didirikan pada tahun = 2035

Indeks harga 2035 = 521,6

Kurs 1 USD ke Rupiah = Rp. 15.695

Upah tenaga asing = \$20,00

Upah tenaga indonesia = Rp.20.000

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2020	2035	2020	2035
Mixer	M-01	1	465,2	521,6	\$30.200,00	\$33.861,39
Netralizer	N-01	1	465,2	521,6	\$3.193.600,00	\$3.580.786,24
Reaktor	R-01	171	465,2	521,6	\$2.665.100,00	\$510.984.229,06
Absorber	ABS-01	1	465,2	521,6	\$403.300,00	\$452.195,36
Stripper	S-01	1	465,2	521,6	\$30.400,00	\$34.085,64
Filter	Fil-01	1	465,2	521,6	\$959.000,00	\$1.075.267,41
Heater	HE-01	1	465,2	521,6	\$166.600,00	\$186.798,28
Cooler	CL-01	1	465,2	521,6	\$150.100,00	\$168.297,85
Silo	SL-01	1	465,2	521,6	\$164.000,00	\$183.883,06
Tangki	T-01	4	465,2	521,6	\$3.448.400,00	\$15.465.910,92
Tangki	T-02	7	465,2	521,6	\$3.448.400,00	\$27.065.344,11
Tangki	T-03	1	465,2	521,6	\$225.400,00	\$252.727,09
Tangki	T-04	3	465,2	521,6	\$3.448.400,00	\$11.599.433,19
Tangki	T-05	7	465,2	521,6	\$4.157.100,00	\$32.627.694,58
Tangki	T-06	1	465,2	521,6	\$1.567.700,00	\$1.757.765,09

Pompa	P-01	1	465,2	521,6	\$1.500,00	\$1.681,86
Pompa	P-02	1	465,2	521,6	\$18.300,00	\$20.518,66
Pompa	P-03	1	465,2	521,6	\$2.100,00	\$2.354,60
Pompa	P-04	1	465,2	521,6	\$18.300,00	\$20.518,66
Pompa	P-05	1	465,2	521,6	\$15.400,00	\$17.267,07
Pompa	P-06	1	465,2	521,6	\$3.800,00	\$4.260,71
Pompa	P-07	1	465,2	521,6	\$18.300,00	\$20.518,66
Pompa	P-08	1	465,2	521,6	\$18.300,00	\$20.518,66
Pompa	P-09	1	465,2	521,6	\$7.000,00	\$7.848,67
Pompa	P-10	1	465,2	521,6	\$7.000,00	\$7.848,67
Pompa	P-11	1	465,2	521,6	\$5.500,00	\$6.166,81
Pompa	P-12	1	465,2	521,6	\$5.500,00	\$6.166,81
Belt Conveyor	BC-01	1	465,2	521,6	\$1.600,00	\$1.793,98
Screw Conveyor	SC-01	1	465,2	521,6	\$2.200,00	\$2.466,72
Compressor	CP-01	1	465,2	521,6	\$85.200,00	\$95.529,49
Compressor	CP-02	1	465,2	521,6	\$99.900,00	\$112.011,69
Total					\$24.367.600,00	\$605.815.750,99

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2020	2035	2020	2035
Filter	FU-01	1	465,2	521,6	\$856.200,00	\$960.004,13
Bak Pengendapan Awal	BU-01	1	465,2	521,6	\$1.371,42	\$1.537,69
Bak Flokulator	BU-02	1	465,2	521,6	\$436,78	\$489,74
Bak Pengendapan I	BU-03	1	465,2	521,6	\$2.575,24	\$2.887,45
Bak Saringan Pasir	BU-04	1	465,2	521,6	\$239,67	\$268,73
Bak Penampungan Sementara	BU-05	1	465,2	521,6	\$390,46	\$437,80
Bak Air Pendingin	BU-06	1	465,2	521,6	\$167,18	\$187,45
Bak Umpan Boiler	BU-07	1	465,2	521,6	\$312,12	\$349,96

Cooling Tower	CT-01	1	465,2	521,6	\$10.200,00	\$11.436,63
Deaerator	DE-01	1	465,2	521,6	\$18.000,00	\$20.182,29
Boiler	BO-01	1	465,2	521,6	\$793.500,00	\$889.702,49
Tangki Larutan Alum	TU-01	1	465,2	521,6	\$6.500,00	\$7.288,05
Tangki Air Bertekanan	TU-02	1	465,2	521,6	\$23.800,00	\$26.685,47
Tangki Lautan Kaporit	TU-03	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Tangki Klorinasi	TU-04	1	465,2	521,6	\$11.700,00	\$13.118,49
Tangki Air Bersih	TU-05	1	465,2	521,6	\$34.100,00	\$38.234,22
Tangki Larutan H2SO4	TU-06	1	465,2	521,6	\$14.800,00	\$16.594,33
Tangki Larutan NaOH	TU-07	1	465,2	521,6	\$7.700,00	\$8.633,53
Tangki Kation Exchange	TU-08	1	465,2	521,6	\$224.100,00	\$251.269,48
Tangki Anion Exchange	TU-09	1	465,2	521,6	\$224.100,00	\$251.269,48
Tangki N2H4	TU-10	1	465,2	521,6	\$18.100,00	\$20.294,41
Pompa	PU-01	1	465,2	521,6	\$12.600,00	\$14.127,60
Pompa	PU-02	1	465,2	521,6	\$12.600,00	\$14.127,60
Pompa	PU-03	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-04	1	465,2	521,6	12.600,000	14127,60103
Pompa	PU-05	1	465,2	521,6	\$12.600,00	\$14.127,60
Pompa	PU-06	1	465,2	521,6	\$12.600,00	\$14.127,60
Pompa	PU-07	1	465,2	521,6	\$5.800,00	\$6.503,18
Pompa	PU-08	1	465,2	521,6	\$8.600,00	\$9.642,65
Pompa	PU-09	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-10	1	465,2	521,6	\$8.600,00	\$9.642,65
Pompa	PU-11	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-12	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-13	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-14	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-15	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Pompa	PU-16	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00

Pompa	PU-17	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Pompa	PU-18	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-19	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Pompa	PU-20	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Pompa	PU-21	1	465,2	521,6	\$0,00	\$0,00
Pompa	PU-22	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Pompa	PU-23	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Pompa	PU-24	1	465,2	521,6	\$10.700,00	\$11.997,25
Kompresor Udara	CPU-01	1	465,2	521,6	\$54.000,00	\$60.546,86
Total					\$2.463.192,87	\$2.761.825,89

Dari hasil penaksiran harga alat tersebut, maka diketahui bahwa total harga alat adalah senilai \$6.247.350,23 atau Rp. 98.052.786.651

6.2.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Total Capital Investment merujuk pada pengeluaran yang dilakukan untuk mendapatkan aset tetap yang digunakan dalam proses operasional atau produksi. Investasi ini biasanya meliputi pembelian barang-barang modal, seperti mesin, peralatan, gedung, dan infrastruktur lain yang diperlukan untuk mendukung operasional pabrik. *Total Capital Investment* ini terdiri dari :

a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

Fixed Capital Investment adalah pengeluaran yang terkait dengan pembelian dan pemasangan peralatan, pembangunan infrastruktur atau fasilitas, serta akuisisi tanah yang diperlukan untuk mendukung operasi perusahaan. Biaya ini mencakup berbagai investasi yang bersifat jangka panjang dan tidak dapat dengan mudah diubah atau dijual.

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost Alat Proses (PPC)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	83.558.654.500	5.323.869
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	20.889.663.625	1.330.967
3	<i>Installation Cost</i>	11.929.186.351	760.058
4	<i>Piping Cost</i>	21.469.618.762	1.367.919
5	<i>Instrumentation Cost</i>	19.240.501.006	1.225.892
6	<i>Insulation Cost</i>	3.221.423.815	205.250
7	<i>Electrical Cost</i>	8.355.865.450	532.387
Total		168.664.913.509	10.746.342

Tabel 6.5 *Physical Plant Cost Alat Utilitas (PPC)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	43.379.100.156	2.763.863
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	10.844.775.039	690.966
3	<i>Installation Cost</i>	6.192.983.510	394.581
4	<i>Piping Cost</i>	11.145.856.143	710.149
5	<i>Instrumentation Cost</i>	9.988.619.673	636.416
6	<i>Insulation Cost</i>	1.672.387.704	106.555
7	<i>Electrical Cost</i>	4.337.910.016	276.386
Total		87.561.632.241	5.578.915

Tabel 6.6 *Physical Plant Cost Land and Yard*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>PPC Alat Proses</i>	166.966.771.294	10.638.146
2	<i>PPC Alat Utilitas</i>	87.515.621.349	5.575.984
3	<i>Building Cost</i>	26.662.000.000	1.698.747
4	<i>Land & Yard Improvement</i>	4.800.750.000	305.876
Total		285.945.142.643	18.218.753

Tabel 6.7 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Physical Plant Cost</i>	287.689.295.750	18.329.880
2	<i>Engineering & Construction</i>	57.537.859.150	3.665.976
Total		345.227.154.900	21.995.856

Tabel 6.8 *Fixed Capital Investment (FCI)*

<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
Direct Plant Cost	345.227.154.900	21.995.856
Indirect Plant Cost	40.276.501.405	6.232.159
Jumlah	385.503.656.305	28.228.015

b. Modal Operasional (*Working Capital Investment*)

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan aktivitas operasional sehari-hari perusahaan secara efisien. Modal ini mencakup berbagai pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendukung kelancaran operasional perusahaan sebelum pendapatan dari penjualan produk atau jasa dapat dihasilkan. Yang termasuk dalam *Working Capital Investment* seperti bahan baku, operasional awal (listrik, air, sewa), gaji karyawan dan kebutuhan kas lainnya.

Tabel 6.9 *Working Capital Investment (WCI)*

<i>Working Capital (WC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	3.425.231.525	218.236
<i>Inproses Onventory</i>	809.070	1.033
<i>Product Inventory</i>	16.214.884	1.033
<i>Extended Credit</i>	870.502.898	55.463
<i>Available Cash</i>	8.705.028.981	554.634
Total	13.017.787.359	830.399

6.2.2 Total Production Cost (TPC)

Total Production Cost adalah jumlah keseluruhan biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan untuk memproduksi barang atau jasa dalam periode tertentu. Biaya ini mencakup semua elemen biaya yang terlibat dalam proses produksi, mulai dari pengadaan bahan baku hingga barang atau jasa siap dipasarkan.

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merujuk pada seluruh pengeluaran yang terkait dengan proses produksi barang atau jasa dalam sebuah perusahaan manufaktur. Biaya ini mencakup beberapa komponen, seperti biaya bahan baku yang digunakan, biaya tenaga kerja langsung yang terlibat dalam produksi, biaya overhead pabrik, serta biaya lainnya yang secara langsung berhubungan dengan proses produksi itu sendiri.

1) *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang secara langsung terkait dengan proses pembuatan produk. Biaya ini mencakup berbagai komponen seperti:

Tabel 6.10 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Raw Material	102.756.945.754	6.547.072
Labor	34.080.000.000	2.171.378
Supervision	5.112.000.000	325.707
Maintenance	11.565.109.689	736.861
Plant Supplies	1.387.813.163	88.423
Royalty and Patents	3.999.195.026	254.805
Utilities	8.952.910.195	570.427
Total	167.853.973.827	10.694.674

2) *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost merupakan biaya yang timbul sebagai akibat dari operasional pabrik, namun tidak secara langsung terkait dengan proses produksi.

Biaya ini meliputi berbagai komponen seperti:

Tabel 6.11 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	5.112.000.000	325.707
<i>Laboratory</i>	3.408.000.000	217.138
<i>Plant Overhead</i>	20.448.000.000	1.302.827
<i>Packaging and Shipping</i>	19.995.975.132	1.274.027
Total	48.963.975.132	3.119.698

3) *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya yang berkaitan dengan modal tetap awal dan bersifat tetap, tidak dipengaruhi oleh waktu maupun tingkat produksi.

Biaya ini mencakup berbagai komponen, antara lain:

Tabel 6.12 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	38.550.365.630	2.456.204
<i>Property taxes</i>	3.855.036.563	245.620
<i>Insurance</i>	1.927.518.282	122.810
Total	44.332.920.475	2.824.634

4) *Total Manufacturing Cost (TMC)*

Total Manufacturing Cost adalah keseluruhan biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi barang dalam suatu periode tertentu. Biaya ini merupakan total dari *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, dan *Fixed Manufacturing Cost*.

Tabel 6.13 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	167.853.973.827	10.694.674
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	48.963.975.132	3.119.698
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	44.332.920.475	2.824.634
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	261.150.869.435	16.639.006

b. *General Expense*

Biaya Administrasi dan Umum merujuk pada pengeluaran yang diperlukan untuk kegiatan di kantor administrasi perusahaan, serta biaya lain yang harus dikeluarkan untuk mendukung kelancaran operasional perusahaan secara keseluruhan. Biaya ini mencakup berbagai pengeluaran yang tidak terkait langsung dengan produksi, tetapi penting untuk memastikan bahwa semua fungsi perusahaan berjalan dengan efektif.

Tabel 6.14 *General Expense (GE)*

<i>General Expenses(GE)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	5.223.017.389	332.780
<i>Sales Expense</i>	26.115.086.943	1.663.901
<i>Research</i>	10.446.034.777	665.560
<i>Finance</i>	7.970.428.873	507.829
Total	49.754.567.983	3.170.070

6.3 Keuntungan Produksi

- a. Penjualan selama 1 tahun = Rp. 399.919.502.647
- b. Pajak = 22 % dari keuntungan = Rp. 19.583.094.351
- c. Keuntungan setelah pajak = Rp. 69.430.970.879

Berdasarkan perhitungan dengan diketahui pajak sebesar 22%, pabrik menghasilkan keuntungan bersih lebih dari 69 Miliar.

6.4 Analisis Risiko

Tabel 6.15 Analisis Risiko

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu paling tinggi: 110°C	✓	
		Tekanan: 7 atm		✓
2	Bahan baku yang digunakan			
	POME	Toksisitas: korosif		✓
		<i>Explosion limits: 1%</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: tidak stabil		✓
	Nutrisi	Toksisitas: akut		✓
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	
	CaO	Toksisitas: akut		✓
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	
	MDEA	Toksisitas: akut		✓
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	

		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	
	Kotoran Sapi	Toksisitas: akut		✓
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: tidak stabil		✓
3.	Sifat produk yang dihasilkan			
	BIOGAS	Toksisitas: gas berbahaya		✓
		<i>Explosion limits: 5%-15% (vol)</i>		✓
		<i>Flammability: mudah terbakar</i>		✓
		Stabilitas: stabil	✓	
4.	Regulasi Pemerintah	Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Nomor 70 Tahun 2016: Tentang "Baku Mutu Emisi Usaha Kegiatan Pengolahan Sampah". Peraturan ini menetapkan standar emisi dari kegiatan pengolahan sampah, termasuk pabrik biogas yang mengolah limbah. Selain peraturan tersebut, pemerintah juga mendukung pengembangan biogas melalui Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Nomor 18 Tahun 2019: Tentang "Rencana Strategis Nasional Pengembangan Energi Terbarukan". Peraturan ini menetapkan rencana strategis nasional untuk pengembangan energi terbarukan, termasuk biogas.	✓	
5.	Keberadaan Pabrik	Proses pengolahan POME menjadi biogas mengurangi dampak pencemaran yang dihasilkan oleh POME jika dibuang secara langsung ke lingkungan. Pabrik ini membantu menjaga kualitas air dan tanah. Dengan penerapan prosedur keselamatan yang tepat, seperti ventilasi yang baik dan pemantauan gas, risiko kesehatan bagi pekerja	✓	

		dapat diminimalkan. pabrik biogas dari POME di Indonesia memiliki potensi besar untuk mengurangi dampak lingkungan dari limbah kelapa sawit, sekaligus menghasilkan energi terbarukan.		
--	--	--	--	--

Berdasarkan tabel tersebut diketahui bahwa pabrik Biogas ini termasuk ke dalam kategori *Fermentation Product Low Risk*.

6.5 Analisa Kelayakan

Kelayakan suatu pabrik dapat dinilai berdasarkan tingkat profitabilitasnya. Jika profitabilitasnya tinggi, maka pabrik tersebut memiliki potensi untuk dibangun. Untuk menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan, perlu dilakukan analisis atau evaluasi kelayakan. Evaluasi kelayakan tersebut meliputi :

6.5.1 Percent Return of Investment (ROI)

Percent Return of Investment (ROI) adalah sebuah metrik atau ukuran kinerja yang digunakan untuk menunjukkan seberapa besar keuntungan yang didapatkan dibandingkan dengan biaya yang telah dikeluarkan untuk melakukan investasi tersebut.

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri *fermentation product low risk* yaitu 10% . Berdasarkan perhitungan didapatkan :

ROI sebelum pajak = 23,09%

ROI setelah pajak = 18,01%

Berdasarkan hasil perhitungan tersebut dapat diketahui bahwa nilai ROI lebih besar dari nilai minimum *low risk* yang dapat disimpulkan bahwa pabrik Biogas ini menarik untuk dijalankan.

6.5.2 *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) menunjukkan berapa lama waktu yang diperlukan bagi suatu investasi untuk menghasilkan keuntungan yang cukup untuk menutup seluruh biaya investasi awal, berdasarkan teori yang dikemukakan oleh Aries-Newton pada tahun 1954.

Batas maksimum *Pay Out Time* (POT) setelah pajak untuk industri *fermentation product* dengan *low risk* adalah 5 tahun. Berdasarkan perhitungan didapatkan :

POT sebelum pajak = 3 tahun

POT setelah pajak = 3,6 tahun

Kesimpulan yang didapatkan yaitu durasi pengembalian modal proyek ini dengan memperpanjang periode pengembalian dari 3 tahun menjadi 3,6 tahun. Proyek ini masih relatif cepat dalam pengembalian modal meskipun pajak telah diperhitungkan, yang menunjukkan potensi profitabilitas yang baik.

6.5.3 *Break Even Point* (BEP)

Titik impas (BEP) adalah kondisi di mana sebuah usaha telah berhasil menutup semua biaya yang dikeluarkan. Pada titik ini, laba yang diperoleh sama dengan nol, yang artinya usaha tersebut tidak menghasilkan keuntungan maupun kerugian. Sebuah pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi di bawah standar Break Even Point (BEP) dan akan meraih keuntungan jika beroperasi di atas Break Even Point (BEP). Umumnya, harga Break Even Point (BEP) berada dalam kisaran 40% hingga 60% dari kapasitas produksi.

Tabel 6.16 *Break Event Point* (BEP)

Fa (<i>Fixed Cost</i>)	44.332.920.475
Ra (<i>Regulated Cost</i>)	130.867.490.835
Va (<i>Variable Cost</i>)	135.705.026.108
Sa (<i>Sales</i>)	399.919.502.647
BEP	48,43%

6.5.4 *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point adalah titik dimana garis total biaya dan garis total pendapatan bertemu. Titik penutupan usaha ini terletak di sebelah kiri titik impas, yang menunjukkan bahwa kondisi tersebut berada di area kerugian, di mana garis total biaya berada di atas garis total pendapatan.

Persentase kapasitas minimal suatu pabrik harus dapat mencapai target produksi yang diharapkan dalam setahun. Jika pabrik tidak dapat mencapai persentase kapasitas minimal tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus menghentikan operasinya atau ditutup. Tingkat produksi di mana biaya untuk mempertahankan operasi pabrik menjadi lebih tinggi dibandingkan dengan biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*. Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai SDP sebesar 22,75%.

6.5.5 *Discounted Cash Flow* (DCF)

Discounted Cash Flow adalah metode yang digunakan untuk menganalisis kelayakan ekonomi suatu pabrik, dimana *Discounted Cash Flow* didefinisikan sebagai total uang dari keuntungan yang tidak dialokasikan untuk pembayaran pinjaman modal dan bunganya. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank, dengan berdasarkan

pusat data kontan diketahui bunga bank 4,25%. Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

$$(FC+WC) (1+i)^n = [(1+i)^n - 1 + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1] + (SV+WC)/CF$$

Keterangan :

R = S

SV = Salvage Value

WC = Working Capital

FCI = Fixed Capital Investment

I = Discounted Cash Flow Rate

n = Umur Pabrik

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

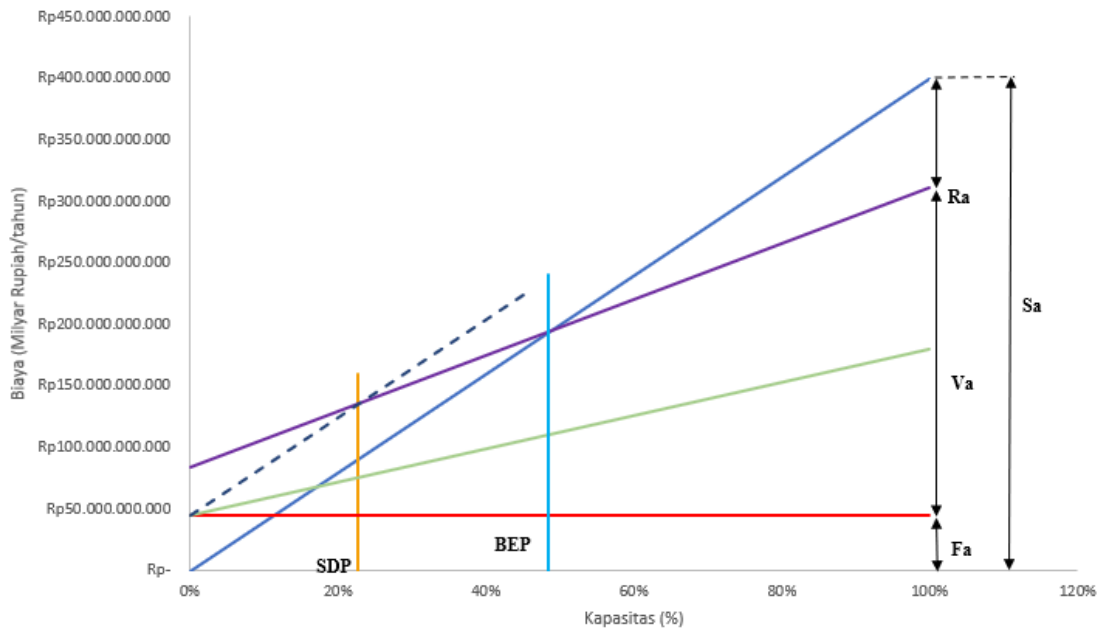
FCI = Rp. 385.503.656.305

WC = Rp. 13.017.787.359

SV = Rp. 38.550.365.630

n = 10 tahun

Sehingga setelah trial & error dapat diketahui nilai DCFR, yaitu sebesar 29,11%.



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi pada pabrik biogas memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi. Hasil analisis ekonomi pabrik dan analisis resiko menunjukkan pabrik biogas yang akan didirikan termasuk dalam industri *fermentation product* dimana tergolong dalam pabrik yang memiliki resiko rendah (*low risk*).

Diperoleh hasil perhitungan masing-masing komponen evaluasi ekonomi, antara lain ROI sebesar 23,09% sebelum pajak dan 18,01% setelah pajak, POT selama 3 tahun sebelum pajak dan 3,6 tahun sesudah pajak, BEP sebesar 48,43%, SDP sebesar 22,75% dan DCF sebesar 29,11%. Hasil perhitungan kelayakan ekonomi pendirian pabrik biogas dapat dipahami melalui grafik BEP (Gambar 6.2). Grafik Break Even Point (BEP) digunakan untuk menentukan total kapasitas produksi yang perlu dicapai agar pabrik dapat beroperasi tanpa mengalami kerugian, atau dengan kata lain, untuk mencapai titik balik modal. Jika pabrik berhasil memproduksi di atas kapasitas BEP, maka pabrik tersebut dianggap menguntungkan. Sebaliknya, jika produksi berada di bawah titik BEP,

pabrik akan mengalami kerugian. Sementara itu, SDP adalah batas yang menunjukkan kapan pabrik harus ditutup karena mengalami kerugian yang signifikan.

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang didapatkan dari perancangan pabrik biogas dengan bahan baku palm oil mill mill effluent sebagai berikut :

1. Prospek didirikannya pabrik biogas dengan bahan baku *palm oil mill effluent* sangat menjanjikan karena melimpahnya bahan baku dan menggunakan teknologi ramah lingkungan.
2. Pabrik Biogas ini akan didirikan pada tahun 2035 dan lokasi pabrik dipilih bertempat di Kecamatan Tanjung Morawa, Kabupaten Deli Serdang, Provinsi Sumatera Utara, dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air akses transportasi dan ketersediaan tenaga kerja.
3. Parameter kelayakan dengan kapasitas produksi 12.740 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp. 399.919.502.647 dan keuntungan bersih sebesar Rp. 69.430.970.879 dengan pajak sebesar 22%. *Break Even Point* (BEP) 48,43%, *Shut Down Point* (SDP) 22,75%, *Discounted Cash Flow* (DCF) 29,11%, *Return on Investment* (ROI) sesudah pajak 18,01%, *Pay out time* (POT) sesudah pajak 3,6 tahun. Berdasarkan parameter tersebut pabrik biogas sesuai dengan jenis industri *low risk* maka dapat disimpulkan pabrik ini menarik untuk beroperasi.
4. Pabrik biogas dari limbah makanan merupakan pabrik resiko rendah karena bahan baku biogas yang digunakan merupakan bahan yang tidak mudah terbakar, dan tekanan tertinggi yang digunakan 7 atm.

7.2 Saran

Dalam perancangan industri produk fermentasi diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik, diantaranya sebagai berikut :

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

DAFTAR PUSTAKA

- Abdulsalam, Mohammed & Che Man, Hasfalina & Isma, M.I. & Yunus, Khairul & Abidin, Zurina. (2018). Treatment of Palm Oil Mill Effluent Using Membrane Bioreactor: Novel Processes and Their Major Drawbacks. *Water*. 10. 10.3390
- Alastair J. Ward, Phil J. Hobbs, Peter J. Holliman, David L. Jones, Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources, *Bioresource Technology*, Volume 99, Issue 17, 2008, Pages 7928-7940
- Aries, R. S., and Newton, R. D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, New York.
- A. V. Feigenbaum, "Total Quality Control," 4th Edition, McGraw-Hill, New York, 2004.
- Awad Abdelgadir et al., 2015, Characteristics, Process Parameters, and Inner Components of Anaerobic Bioreactors, *Hindawi Publishing Corporation, BioMed Research International*, Volume 2014, Article ID 841573, 10 pages
- Bhumibhamon, O., Kopraserstak, A. and Funthong, S. (2002) Biotreatment of high fat and oil wastewater by lipase producing microorganisms. *Kasetsart Journal Natural Science*, 36, 261-267.
- Brownell, Lloyd L. (1959). *Process Equipment Design*. New Jersey, Wiley.
- Brownell, Lloyd L. (1959). *Process Equipment Design : Vessel Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Chin, K.K., Wong, K.K., 1981. Palm oil refinery waste treatment. *Water Research* 15, 1087–1092
- Coulson, J.M, and Richardson, J.F., 1988, *Chemical Engineering*, Vol. 6, Pergamon Press, Inc., New York

- Deublein, D. and Steinhauser, A. (2008) Biogas from Waste and renewable Resources: An Introduction. Wiley-VCH, Weinheim, 89-290.
- Geankoplis, C.J., 1983, Transport Process and Unit Operation, 2 nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston
- Gebreeyessus, G.D. & Jenicek, P. 2016. Thermophilic versus mesophilic anaerobic digestion of sewage sludge: a comparative review. Bioengineering, 3, 15.
- Haryati, T. (2006). Limbah Peternakan yang Menjadi Sumber Energi Alternatif. Jurnal WARTAZOA, 16(3), 160-169.
- Ho CC, Tan YK. The treatment of anaerobically digested palm oil mill effluent by pressurized activated sludge. J Chem Technol Biotechnol 1988;41:75–84.
- Ibrahim, A., Yeoh, B.G., Cheah, S.C., Ma, A.N., Ahmad, S., Chew, T.Y., Raj, R., dan Wahid, M.J.A., 1984. Thermophilic anaerobic contact digestion of palm oil mill effluent. Water Science Technology, 17:155–65.
- Juran, J.M., Godfrey, A B, Hoogstoel, R.E. and Schilling, E.G. (1999). *The Quality Improvement Process, Juran's Quality Handbook*. 5th edition, McGraw-Hill, New York.
- Kern, Donald Q. (1965). Process Heat Transfer. McGraw-Hill Book Company, Inc
- Krishnan Vijayaraghavan, Desa Ahmad, Christianito Soning, Bio-hydrogen generation from mixed fruit peel waste using anaerobic contact filter, International Journal of Hydrogen Energy, Volume 32, Issue 18, 2007, Pages 4754-4760
- Md Maniruzzaman A Aziz, Khairul Anuar Kassim, Moetaz ElSergany, Syed Anuar, M. Ehsan Jorat, H. Yaacob, Amimul Ahsan, Monzur A. Imteaz, Arifuzzaman, Recent advances on palm oil mill effluent (POME) pretreatment and anaerobic reactor for

- sustainable biogas production, Renewable and Sustainable Energy Reviews, Volume 119, 2020
- Mir et al., (2016), Design considerations and operational performance of anaerobic digester, Cogent Engineering.
- Monod, J. 1949. The Growth of Bacterial Cultures. Annual Reviews Microbial 1949 3:371-394.
- Ohimain, E.I. dan Izah, S.C., 2017. A review of biogas production from palm oil mill effluents using different configurations of bioreactors. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 70 : 242–253.
- Paudel, S.R., Banjara, S.P., Choi, O.K., Park, K.Y., Kim, Y.M., Lee, J.W., Pretreatment of agricultural biomass for anaerobic digestion: current state and challenges, Bioresource Technology (2017)
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7 th ed., Mc. Graw-Hill Book Company, New York.
- Phang, S.M., Ong, K.C., 1988. Algal biomass production in digested palm oil mill effluent. Biol. Wastes 25. 177-191.
- PT Andira Agro Tbk “Laporan Tahunan PT ANDIRA AGRO TBK” diakses dari <https://www.andiraagro.com/id/annual-report>, diakses pada tanggal 10 Maret 2024
- Ransun, Kristina, M., Saerang, D.P.E., dan Warongan, J.D.L. 2016. Pengaruh Biaya Kualitas dan Biaya Produksi terhadap Peningkatan Kualitas Produk pada Trinity Percetakan Manado. Jurnal Berkala Ilmiah Efisiensi, 16 (4) : 79 – 90.
- S. G. Pavlostathis & E. Giraldo-Gomez (1991): Kinetics of anaerobic treatment: A critical review, Critical Reviews in Environmental Control, 21:5-6, 411-490

- Tassakka, Irpan & Islami, Brilyana & Saragih, Farah & Priadi, Cindy. (2019). Optimum Organic Loading Rates (OLR) for Food Waste Anaerobic Digestion: Study Case Universitas Indonesia. *International Journal of Technology*. 10. 1105. 10.14716
- Timmerhaus, K.D., Max S. Peters, and Ronald E. West, 1990, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York
- Tjandra Setiadi, Husaini, Asis Djajadiningrat, Palm oil mill effluent treatment by anaerobic baffled reactors: Recycle effects and biokinetic parameters, *Water Science and Technology*, Volume 34, Issue 11, 1996, Pages 59-66
- Wong, et al. (2009). *Wong buku ajar keperawatan pediatrik*. (alih bahasa: Andry Hartono, dkk). Jakarta. EGC.
- Wood, D A; Joron, Jean Louis; Treuil, M; Norry, Michael J; Tarney, J (1979): Chemical composition and isotopic ratios of basic lavas from Iceland and the surrounding ocean floor
- Yacob, Shahrakbah & Shirai, Yoshihito & Hassan, Mohd & Wakisaka, Minato & Subash, Sunderaj. (2006). Start-Up Operation of Semi-Commercial Closed Anaerobic Digester for Palm Oil Mill Effluent Treatment. *Process Biochemistry - PROCESS BIOCHEM*. 41. 962-964. 10.1016
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals*, MC Graw Hill Book Companies, Inc., New York.
- Zatilfarihiah Rasdi, Tabassum Mumtaz, Nor'Aini Abdul Rahman, Mohd Ali Hassan, Kinetic analysis of biohydrogen production from anaerobically treated POME in

bioreactor under optimized condition, International Journal of Hydrogen Energy,
Volume 37, Issue 23, 2012, Pages 17724-17730

LAMPIRAN-LAMPIRAN

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat terjadinya Fermentasi *Palm Oil Mill Effluent* (POME)
menjadi Biogas dengan bantuan *Co-substrat* Kotoran sapi

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

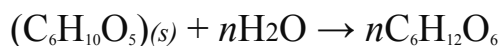
Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Kondisi Operasi : Suhu = 35 °C
Tekanan = 1 atm

1. Reaksi Fermentasi

Reaksi fermentasi memiliki beberapa proses sebagai berikut :

a. Proses Hidrolisis



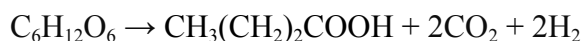
b. Proses Asidogenesis



(Glukosa diubah menjadi etanol dan karbon dioksida)

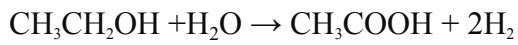


(Glukosa dan hidrogen diubah menjadi asam propionat dan air)

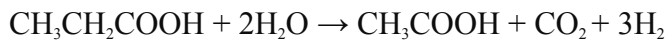


(Glukosa menjadi asam butanoat, karbon dioksida dan hidrogen)

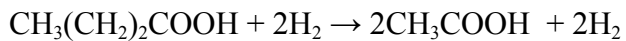
c. Proses Acetogenesis



(Etanol diubah menjadi asam asetat)

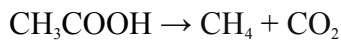


(Asam propionat dan air diubah menjadi asam asetat, karbon dioksida dan hidrogen)

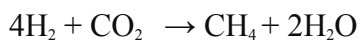


(Asam butirat menjadi asam asetat)

d. Proses Metanogenesis



(Asam asetat diubah menjadi metana dan karbon dioksida)



(Hidrogen dan karbon dioksida diubah menjadi metana dan air)

2. Neraca Massa Total Reaktor

KOMPONEN	INPUT			OUTPUT	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ O	42033,935			41901,3668	29,35723
CaO					
Ca(OH) ₂					
Lignoselulosa	1193,114				
Mineral	441,89			441,89	
Ca(C ₁₆ H ₃₁ O ₂) ₂	284,815				
Ca(C ₅ H ₈ NO ₄) ₂	99,802				
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂	188,667				
Ca(CH ₃ COO) ₂	58,1834				

Kotoran Sapi		946,916			
Nutrisi			18,938		
Residu				965,854	
CH4					1076,432
CO2					831,788
H2S					19,571
TOTAL	44300,409	946,916	18,938	43309,1149	1957,14846
	45266,263				

3. Densitas Campuran

Nilai densitas cairan (ρ) masing-masing komponen diperoleh dari Yaws (1999) dengan persamaan :

$$\rho = A.B^{-\left(1\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh data densitas campuran sebagai berikut :

KOMPONEN	ρ , kg/m ³	A	B	n	T _c	fraksi massa (xi)	xi * ρ_i
H2O	1018,409	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,929	945,688
Lignoselulosa	1500					0,026	39,537
Mineral						0,010	
Ca(C ₁₆ H ₃₁ O ₂) ₂	1060					0,006	6,670
Ca(C ₅ H ₈ NO ₄) ₂	1350					0,002	2,976
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂	1100					0,004	4,585
Ca(CH ₃ COO) ₂	1500					0,001	1,928
Kotoran Sapi						0,021	
Nutrisi						0,00042	
Residu							
CH4	555,293	0,15998	0,2881	0,277	190,58		

CO2	1773,012	0,46382	0,2616	0,2903	304,19		
H2S	752,852	0,34832	0,2816	0,2857	373,53		
Total							1001,383

Dari perhitungan, didapatkan Densitas Campuran 712,522 kg/m³

4. Laju Alir Volumetrik

Laju alir volumetrik (Fv) adalah ukuran jumlah volume fluida yang mengalir melalui suatu penampang atau saluran per satuan waktu. Satuan umum yang digunakan adalah meter kubik per jam (m³/jam), dan dapat dihitung menggunakan rumus :

$$F_v = \frac{m}{\rho}$$

$$F_v = \frac{\text{massa komponen}}{\text{densitas komponen}}$$

$$F_v = \frac{45266,263 \text{ kg/jam}}{1001,383 \text{ kg/m}^3} = 45,204 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dari perhitungan, didapatkan Laju alir volumetrik 45,204 m³/jam

5. Kinetika Reaksi

Dalam menghitung kinetika reaksi pembuatan biogas dari palm oil mill effluent (POME) menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk pada suhu mesofilik, kita dapat menggunakan pendekatan kinetika pertumbuhan mikroorganisme dan degradasi substrat, dan selulosa menjadi pendekatan dari bahan baku pome. Suhu mesofilik biasanya berkisar antara 30-40°C, dan pada suhu ini, mikroorganisme yang aktif biasanya adalah bakteri anaerob yang menguraikan bahan organik seperti selulosa menjadi biogas.

Berdasarkan review jurnal “*Kinetics of anaerobic treatment*” didapatkan kinetika seperti di atas, pada proses pembuatan biogas ini dipilih $k = 1,33 \text{ mgCOD/mgVSS-d}$ dengan substrat selulosa dan suhu mesofilik.

6. Menghitung waktu tinggal (τ) reaktor

Waktu tinggal (residence time) dalam reaktor batch merupakan waktu yang diperlukan agar substrat terdegradasi hingga mencapai tingkat konversi yang diinginkan atau hingga reaksi selesai. Pada proses pembuatan biogas dari selulosa ini menggunakan reaktor batch dengan konversi 66,83%, sehingga waktu tinggal didapatkan sebesar 168 jam untuk proses anaerobic. Dalam reaktor kontinu, waktu tinggal (τ) memiliki arti rata-rata waktu yang dihabiskan oleh fluida atau bahan untuk bereaksi di dalam reaktor sebelum keluar.

Pada proses kontinu untuk menentukan volume reaktor menyesuaikan lama waktu reaksi dan laju volumetrik dengan menggunakan rumus berikut:

$$V = F_v \cdot \tau$$

$$V = 45,204 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 168 \text{ jam} = 7594,231 \text{ m}^3$$

Diperoleh volume adalah $7594,231 \text{ m}^3$ dengan overdesign 20% maka menjadi $9113,077 \text{ m}^3$.

7. Menghitung Dimensi Tangki

Berdasarkan buku Brownell and Young, 1959, diambil perbandingan tinggi dengan diameter $H = D$, dimana rumus diameter adalah

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

maka didapatkan nilai D sebesar 22,643 m dan H sebesar 22,643 m.

8. Menghitung Tekanan Hidrostatik dan Tekanan Design

Berdasarkan Wallas, 1990, didapatkan rumus perhitungan tekanan hidrostatik yaitu

$$P_{hidrostatik} = \rho_{campuran} \cdot g \cdot H_c$$

maka dapat dihitung

$$P_{hidrostatik} = 1001,383 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 22,643 \text{ m}$$

$$P_{hidrostatik} = 222433,873 \text{ kg/m s}^2 (\text{Pa}) = 32,261 \text{ Psi} = 2,195 \text{ atm}$$

Sedangkan untuk menentukan tekanan desain dibutuhkan tekanan operasi, dimana tekanan operasi merupakan penjumlahan tekanan hidrostatik dan tekanan reaksi. Pada umumnya, tekanan desain menggunakan *overdesign* 20%, maka didapatkan nilai sebagai berikut :

P desain = 1,2 x P operasi	P reaksi	P operasi
		P hidrostatik + P reaksi
3,834 atm	1 atm	3,195 atm
56,354 Psi	14,7 Psi	46,961 Psi
388543,946 Pa	101352,749 Pa	323786,622 Pa

9. Menghitung Tebal Shell

Dari data desain, tinggi cairan reaktor adalah 22,643 m, densitas cairan sebesar 1001,383 kg/m³, dan tekanan operasi sebesar 1 atm. Tekanan hidrostatik dihitung menggunakan persamaan

$$P_{hidrostatik} = \rho_{campuran} \cdot g \cdot H_c$$

Sehingga didapatkan hasil tekanan hidrostatik 222433,873 Pa atau 2,195 atm, dengan tekanan total 323786,622 Pa.

Ketebalan beton dihitung menggunakan rumus $t = \frac{P \cdot r}{f_c \cdot \Phi}$

P = Tekanan total (Pa)

r = radius tangki (m)

f_c = kuat tekan beton (Pa)

Φ = faktor keamanan

$$t = \frac{323786,622 \text{ Pa} \cdot 22,643 \text{ m}}{4 \times 10^6 \cdot 0,85} = 0,982 \text{ m}$$

Hasil perhitungan menunjukkan ketebalan minimum sebesar 0,982 m, dengan digunakan ketebalan dinding sebesar 1 m.

10. Menghitung Tebal Head

Ketebalan head beton dapat dihitung menggunakan persamaan dari teori pelat beton bertulang yang dipengaruhi oleh tekanan seragam. Berikut adalah rumus untuk menghitung ketebalan flat head:

$$t = \sqrt{\frac{P \cdot r^2}{f_c \cdot \Phi \cdot K}}$$

P = Tekanan total (Pa)

r = radius tangki (m)

f_c = kuat tekan beton (Pa)

Φ = faktor keamanan

K = faktor yang mencakup kontribusi tulangan beton

$$t = \sqrt{\frac{323786,622 \text{ Pa} \cdot (22,643 \text{ m})^2}{4 \times 10^6 \cdot 0,85 \cdot 10}} = 4,45 \text{ m}$$

Hasil perhitungan menunjukkan ketebalan head reaktor yaitu 4,45 m dengan jenis flat head reaktor.

11. Menghitung Luas Muka Reaktor

$$A_{total} = A_{samping} + 2 \cdot A_{head}$$

$$A_{total} = (\pi \cdot D \cdot H) + \left(\frac{\pi D^2}{4}\right)$$

$$A_{total} = (3,14 \cdot 22,643 \text{ m} \cdot 22,643 \text{ m}) + \left(\frac{3,14 \cdot 22,643^2}{4}\right)$$

$$A_{total} = 2012,349 \text{ m}^2$$

Keterangan :

D = Diameter

H = Tinggi shell

A_{total} = Luas muka reaktor, m^2

12. Spesifikasi Pengadukan

Pemilihan jenis pengaduk menyesuaikan dengan kondisi fluida yang diaduk, salah satunya yaitu viskositas atau kekentalan. Pada reaktor ini nilai viskositas campuran fluida sebesar 0,683 cP, pengaduk poros vertikal dengan tipe paddle blade lebih cocok untuk dimensi tinggi seperti ini karena efektif menjaga aliran aksial dan radial dalam reaktor besar.

13. Menghitung Jumlah Pengaduk

Pengaduk dapat dipasang dengan jarak tertentu, dan jumlah pengaduk biasanya dihitung berdasarkan luas permukaan reaktor. Jumlah pengaduk dapat dihitung dengan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{H_{\text{efektif reaktor}}}{\text{jarak pengaduk}}$$

$$H_{\text{efektif reaktor}} = \frac{3}{4} \cdot H_{\text{reaktor}} = 16,982 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk} = \frac{1}{3} \cdot H_{\text{reaktor}} = 7,548 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{16,982 \text{ m}}{7,548 \text{ m}} = 2,25$$

Hasil perhitungan menunjukkan jumlah pengaduk sebanyak 2,25 atau 3 pengaduk reaktor.

14. Menghitung Power Pengaduk

Perhitungan daya pengaduk dapat diketahui menggunakan rumus

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5$$

N_p = Bilangan daya untuk agitator

ρ = Densitas campuran (kg/m^3)

N = Kecepatan putar pengaduk

D_a = Diameter pengaduk

$$P = 0,8 \cdot 1001,383 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,5^3 \cdot 7,548^5 = 2,45\text{E}+06 \text{ W}$$

Hasil perhitungan didapatkan daya pengaduk sebesar 2,45E+06 W atau 2.452,75 kW, dan 3.291,63 HP.

15. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
H ₂ O	2044598.617	2039578.269
Lignoselulose	0.000	0.000
Mineral	0.000	0.000
Ca(C ₁₆ H ₃₁ O ₂) ₂	-2155.425	0.000
Ca(C ₅ H ₈ NO ₄) ₂	-581.264	0.000
Ca(C ₁₈ H ₃₃ O ₂) ₂	-170.506	0.000
Ca(CH ₃ COO) ₂	588.458	0.000
Kotoran Sapi	0.000	0.000
Nutrisi	0.000	0.000
Residu	0.000	0.000
CH ₄	0.000	-16965.306
CO ₂	0.000	-2965268.421
H ₂ S	0.000	718.469
Q Reaksi	5187295.257	
Q Pemanas		8171512.126
TOTAL	7229575.137	7229575.137

Berdasarkan perhitungan neraca panas, reaksi yang berlangsung pada reaktor bersifat endotermis dengan nilai ΔH Reaksi sebesar 5187295,257 kJoule/jam. Karena menerima jumlah suhu panas yang cukup besar maka dilakukan evaluasi menggunakan perhitungan

$$Q = m.C_p. \Delta T$$

Diketahui :

$$Q \text{ total} = 7229575.137 \text{ kJoule/jam}$$

$$\text{Massa total campuran} = 45266.264 \text{ kg/jam}$$

$$C_p \text{ campuran} = 6.644,0991 \text{ kJoule/kmol K}$$

Suhu masuk (T_1) = 35°C

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$$

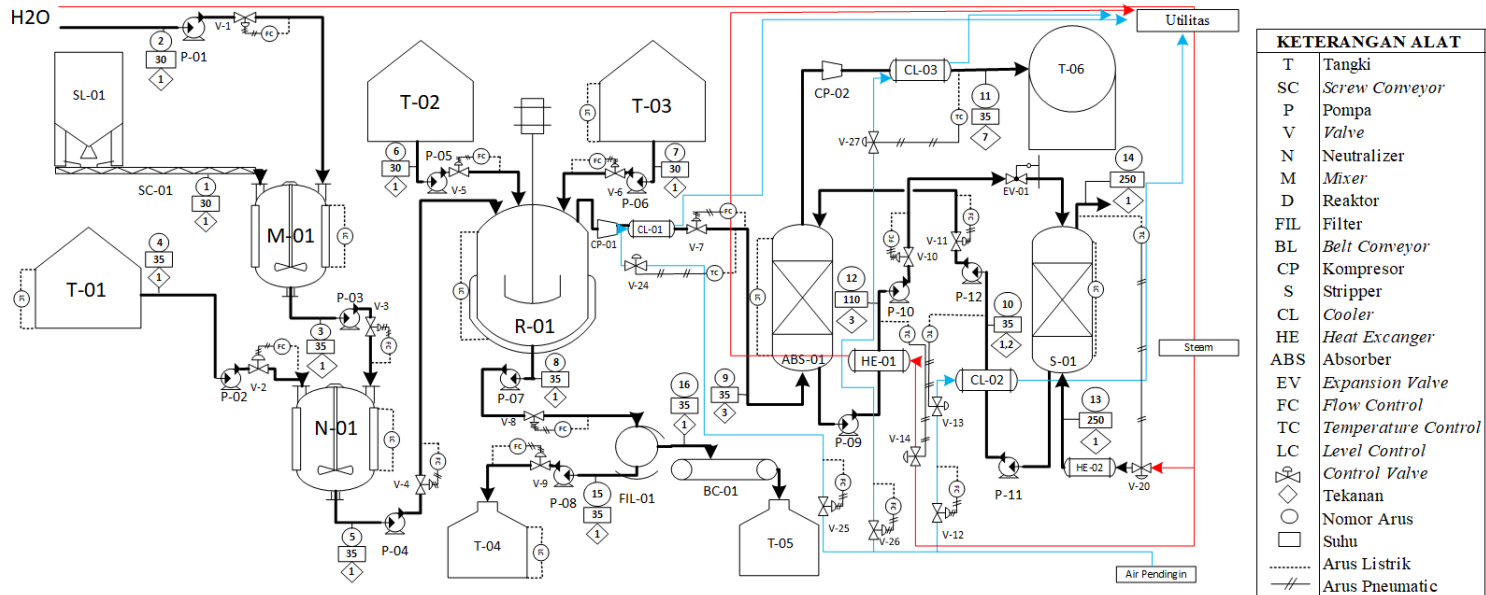
$$T_2 = \frac{Q}{m \cdot C_p} + T_1$$

$$T_2 = \frac{7229575.137 \text{ kJoule/jam}}{(45266.264 \text{ kg/jam}) \cdot (6.644,0991 \text{ kJoule/kmol K})} + 35$$

$$T_2 = 34.9759618^\circ\text{C}$$

Dengan demikian diperoleh nilai suhu keluar dari reaktor T_2 sebesar 34,976°C, dimana perubahan suhu yang terjadi tidak signifikan, sehingga tidak diperlukan media pendingin atau pemanas pada reaktor.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT
KAPASITAS 12.740 TON/TAHUN



KOMPONEN	Nomor Arus (kg/jam)															
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
H ₂ O		27,002		41979,932	42033,935			41901,367	29,357		19,571	9,786	1601,303	1611,089	37711,23	4190,137
CaO	84,005															
Ca(OH) ₂			111,007													
Lignosulphone				1193,114	1193,114											
Cl6H33O2				265,136												
CSH9NO4				88,379												
Cl8H34O2				176,758												
CH3COOH				44,189												
Mineral				441,894	441,894			441,894							441,894	
Ca(Cl6H33O2)2				284,815												
Ca(CSH9NO4)2				99,802												
Ca(Cl8H34O2)2				138,667												
Ca(CH3COO)2				58,183												
Kotoran Sapi						946,916										
Nutrisi							18,938									
Residu								965,854							48,293	917,561
CH ₄								1076,452			968,788	107,643		107,643		
CO ₂								831,788			616,502	214,286		214,286		
H ₂ S								19,571			3,758	15,814		15,814		
Larutan MDEA									1601,303		1601,303					
TOTAL	84,005	27,002	111,007	44189,402	44300,409	946,916	18,938	43309,115	1957,148	1601,303	1608,619	1949,832	1601,303	1949,832	38201,417	5107,698

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT
DENGAN KAPASITAS 12.740 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
 Berliana Ratuseptiyani
 Tiyas Fatma Wati

Dosen Pembimbing :
 Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., MEng

LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa : Berliana Ratuseptiyani
NIM : 20521083
Nama Mahasiswa : Tiyas Fatma Wati
NIM : 20521083
Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Biogas dari Palm Oil Mill Effluent
(POME) Kapasitas 77.000 ton/tahun
Mulai Masa Bimbingan: 14 September 2023
Batas Akhir Bimbingan: 13 Maret 2025

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	29-11-23	Perkenalan dan Diskusi Prarancangan Pabrik	CR
2.	13-16-24	Konsultasi Pemilihan Proses, Kinetika, Termodinamika	CR
3.	26-06-24	Konsultasi Spesifikasi Bahan	CR
4.	10-07-24	Konsultasi Perancangan Proses Pembuatan	CR
5.	30-07-24	Konsultasi Neraca Massa	CR

6.	08-09-24	Konsultasi Reaktor	CR
7.	11-09-24	Konsultasi Alat Pendukung	CR
8.	12-09-24	Konsultasi PEFD	CR
9.	16-10-24	Konsultasi Alat Penyimpanan Bahan	CR
10.	22-10-24	Konsultasi Alat Transportasi Bahan	CR
11.	28-10-24	Konsultasi Alat Peukar Panas dan Neraca Panas	CR
12.	30-10-24	Konsultasi Perancangan Pabrik (Letak dan Struktur Organisasi), Utilitas, dan Evaluasi Ekonomi	CR