PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS

DARI KOTORAN AYAM DAN MOLASES DENGAN

KAPASITAS 16.300 TON/TAHUN SETARA 9,4 MWEL

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama : Nabilah Nur Syafiyah
NIM : 19521123

Nama : Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf
NIM : 19521168

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2024

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI
KOTORAN AYAM DAN MOLASE DENGAN
KAPASITAS 14.800 TON/TAHUN SETARA
62.555 MW_{EL}

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama	: Nabilah Nur S.	Nama	: Syarif Luthfi Muhammad A. A
No. Mahasiswa.	: 19521123	No. Mahasiswa.	: 19521168

Yogyakarta, 10 Juli 2024

Pembimbing I,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T, M.Sc.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI
KOTORAN AYAM DAN MOLASE DENGAN
KAPASITAS 14.800 TON/TAHUN SETARA
62.555 MW_{EL}

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama	: Nabilah Nur S.	Nama	: Syarif Luthfi Muhammad A. A
No. Mahasiswa.	: 19521123	No. Mahasiswa.	: 19521168

Yogyakarta, 10 Juli 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan 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 ini saya buat semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan	Td. Tangan
Nabilah Nur Syafiyah	Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM DAN MOLASES DENGAN KAPASITAS 16.300 TON/TAHUN ATAU SETARA 9,4 MWEL

PRARANCANGAN PABRIK

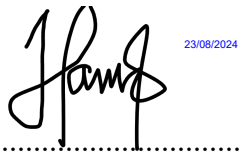
Oleh :

Nama : Nabilah Nur Syafiyah
NIM : 19521123

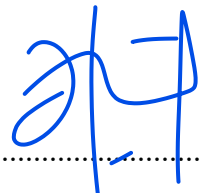
Nama : Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf
NIM : 19521168

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 24 Juli 2024

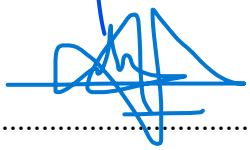
Tim Penguji,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.
Ketua Penguji (.....)



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.
Penguji I (.....)



Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.
Penguji II (.....)

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri

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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadirat Allah Swt. Yang telah melimpahkan Rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **"PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM DAN MOLASES DENGAN KAPASITAS 16.300 TON/TAHUN SETARA 9,4 MW_{EL}"** tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penyusun ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada pihak - pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak, yang terhormat:

1. Allah Swt. Karena atas kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua dan saudara kami tercinta yang selalu mendoakan kami serta memberikan dukungan serta motivasi kepada kami untuk menyelesaikan tugas akhir dan penyusunan laporan tugas akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN. Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr. Khamdan Cahyari S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh civitas akademik Program Studi, Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2019 yang selalu memberikan semangat.
9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini.

Penyusun berusaha semaksimal mungkin dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penyusun pada khususnya. Penyusun menyadari masih terdapat kekurangan dalam penulisan laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya Mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 10 Juli 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil'alamin

Puji syukur saya panjatkan kehadirat Allah SWT. yang telah memberikan rahmat, karunia, serta hidayah-Nya kepada saya, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar. Sholawat serta salam semoga tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad *Shalallahu Alaihi Wasallam* hingga akhir hayat kita.

Untuk kedua orang tua saya bapak Nur Samsul Purnawan dan ibu Hajrah, serta adik-adik saya Muhammad Fadhil dan Anisah Nur Fathinah, serta seluruh keluarga besar tercinta terima kasih atas segala pengorbanan dan usaha yang telah dilakukan untuk mendukung pendidikan saya. Kebaikan hati, ketulusan, dan cinta yang diberikan kepada saya telah menjadi sumber kekuatan yang luar biasa dalam setiap langkah menuju cita-cita saya.

Untuk bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing, terimakasih atas bimbingan dan arahannya selama ini sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir dengan baik. Semoga bimbingan dan dedikasi yang luar biasa dapat terus memberikan inspirasi dan manfaat bagi mahasiswa lainnya di masa depan.

Untuk Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf terimakasih telah menjadi partner yang luar biasa selama proses penyusunan tugas akhir ini. Karena tanpa

bantuannya, penyelesaian tugas akhir ini tidak mungkin tercapai. Semoga kerja sama ini dapat menjadi pengalaman yang bermanfaat dan berharga bagi kita semua.

Untuk teman-teman seperjuangan saya di kuliah Sinta Rahmawati Dewi, Fitria Nur Penia, Diya Ayu Putri Utami, Nurul Imama serta teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu terima kasih banyak atas semua dukungan, bantuan serta doa-doanya. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses bersama untuk kedepannya.

Untuk teman saya Herman, Satria, dan Nanda terimakasih telah membersamai dan mendukung saya atas penyusunan tugas akhir ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses bersama untuk kedepannya.

Untuk Mochammad Arkaf Desiandri terima kasih telah memberikan dukungan serta semangat selama proses pengerjaan tugas akhir ini. Terimakasih telah menjadi bagian penting dalam perjalanan ini dan membuat proses yang sulit ini menjadi lebih ringan. Semoga kita bisa terus mendukung satu sama lain dalam setiap pencapaian yang akan datang.

Saya ingin menyampaikan rasa terima kasih yang mendalam kepada diri sendiri atas dedikasi, ketekunan, dan kerja keras yang telah diberikan dalam penyusunan tugas akhir ini. Selama proses ini, saya telah belajar banyak tentang kesabaran, disiplin, dan kemampuan untuk menghadapi tantangan. Semoga pencapaian ini menjadi motivasi untuk terus berkembang dan berusaha lebih baik di masa depan.

(Nabilah Nur Syafiyah)

LEMBAR PERSEMBAHAN

This Work of Art Humbly Dedicated to:

In the name of Allah SWT, the Most Gracious and the Most Merciful, the Almighty. Through daily prayers and sincere sujud, I found solace and guidance. Each sujud in prayer reminded me of the blessings and mercy that surround me, leading me through every challenge I faced.

To my number one number two, my mother Kurniati and my father Syarif Alwi Assegaf, the late nights you spent worrying about me, the advice you gave during tough times, and all your prayers have all been a huge part of my achievements. I am eternally grateful for everything you have done and continue to do. This achievement is as much yours as it is mine.

To my brothers, Syarif Vikri Yazid Assegaf, Syarif Irvan Fahreza Assegaf, and Syarif Nabil Aqil Hud Assegaf, your existence made the challenges easier to face and the successes more meaningful. Your role in my life has been nothing short of a leading act. Your support has been a constant reminder that I am never alone in this world.

To Dr. Khamdan Cahyari, ST., M.Sc., who has been more than just a mentor—a true inspiration. Your dedication to teaching and your insights have inspired me to strive for excellence and pursue knowledge with passion.

To Nabilah Nur Syafiyah for your exceptional partnership and dedication throughout this journey. Working together has been both a challenge and a

rewarding experience, I am truly grateful of the effort and enthusiasm you brought to every aspect of our work.

To my dearest friends, Anta, Yandi, Avaya, Heristia(mbul), Isel, MAbduh20, Rohaizha, Fadhil, Satria(saep), Moko(dzulham), Herman, Kholis, Bagus, Sheren, Silvi(slipi), Nadia, and Nanda, for your support, laughter, and the questionable life choices that somehow worked out. Thank you for being the best (and worst) influences in my life. Through every wild idea and last-minute scramble, you've been the source of both my sanity and chaos. And to my fellow Chemical Engineering students, I am grateful for the connections we've forged and the mutual encouragement we've provided. I'll always cherish the memories we've made along the way.

To Ollie and Madam, for the comforting purrs, the gentle nudges, and the unspoken understanding when I needed a break. You've been my fluffy companions in both stress and success—thanks for always being there, whether I needed a distraction or a cuddle.

Lastly, to myself, a big thank me for weathering the storm of deadlines and the pressure of last-minute efforts, for somehow turning panic into productivity. To all those times I kept going when my brain was ready to take a nap, and for managing to keeping it together. Here's to the journey, the growth, and the endless possibilities that lies ahead.

With sincere appreciation,

(Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf)

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv
KATA PENGANTAR v
LEMBAR PERSEMBAHAN vii
DAFTAR ISI xi
DAFTAR TABEL xiv
DAFTAR GAMBAR xvii
DAFTAR LAMPIRAN xviii
ABSTRAK xix
ABSTRACT xx
BAB I 1
PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik 2
1.3 Tinjauan Pustaka 9
1.3.1 Pengertian Biogas 9
1.3.2 Kotoran Ayam 10
1.3.3 Tetes Tebu/Molases 12
1.3.4 Proses Pembentukan Biogas 13
1.3.5 Faktor-Faktor Mempengaruhi Pembentukan Biogas 16
1.3.6 Manfaat Biogas 20
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika 21
1.4.1 Tinjauan Termodinamika 21
1.4.2 Tinjauan Kinetika 41
BAB II 43
PERANCANGAN PRODUK 43
2.1 Spesifikasi Produk 43

2.1.1 Biogas 43
2.1.2 Pupuk Padat Organik 44
2.2 Spesifikasi Bahan Baku 45
2.2.1 Kotoran Ayam 45
2.2.2 Molases 46
2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang 46
2.3.1 Kalsium Hidroksida ($Ca(OH)_2$) 46
2.3.2 Air (H_2O) 47
2.4 Pengendalian Kualitas 47
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 47
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses 48
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk 49
BAB III 50
PERANCANGAN PROSES 50
3.1 Diagram Alir Proses dan Material 50
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif 50
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif 51
3.2 Uraian Proses 52
3.3 Spesifikasi Alat 57
3.3.1 Spesifikasi Reaktor 57
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung 58
3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk 62
3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 64
3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas 68
3.4 Neraca Massa 69
3.4.1 Neraca Massa Total 69
3.4.2 Neraca Massa Tiap Alat 71
3.5 Neraca Panas 73
BAB IV 75
PERANCANGAN PABRIK 75
4.1 Lokasi Pabrik 75
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik 76
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik 78
4.2 Tata Letak Pabrik 80
4.3 Tata Letak Mesin dan Alat 83
4.4 Struktur Organisasi 85
BAB V 93

UTILITAS 93
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) 96
5.2 Unit Penyedia Listrik (*Plant Power System*) 101
5.3 Unit Penyedia Udara Instrumentasi (*Instrument Air System*) 104
5.4 Unit Pengelola Limbah 104
5.5 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas 105
5.6 Pompa Utilitas 115

BAB VI 119

EVALUASI EKONOMI 119
6.1. Evaluasi Ekonomi 119
6.2. Perkiraan Harga Peralatan 120
6.3. Perhitungan Biaya 123
6.3.1. Dasar Perhitungan 123
6.3.2. *Total Capital Invesment* 124
6.3.3. *Total Production Cost* 127
6.4. Analisa Kelayakan 131
6.4.1. *Return On Investment (*ROI) 131
6.4.2. *Pay Out Time* (POT) 132
6.4.3. *Break Even Point* (BEP) 133
6.4.4. *Shut Down Point (SDP)* 135
6.4.5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 136

BAB VII 138

PENUTUP 138
7.1. Kesimpulan 138
7.2. Saran 140

DAFTAR PUSTAKA 141

LAMPIRAN A 144

LAMPIRAN B 157

LAMPIRAN C 159

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Jumlah Ayam di Kabupaten Sleman 4
Tabel 1.2 Jumlah Produksi Gula di Jawa Tengah 6
Tabel 1.3 Komponen Kandungan Senyawa dalam Biogas 10
Tabel 1.4 Harga $\Delta H°$ Masing-Masing Komponen Pembentukan Karbohidrat 21
Tabel 1.5 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Karbohidrat 22
Tabel 1.6 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Protein 23
Tabel 1.7 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Protein 23
Tabel 1.8 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Lemak 24
Tabel 1.9 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Lemak 24
Tabel 1.10 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Monosakarida 25
Tabel 1.11 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Monosakarida 26
Tabel 1.12 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Amino. 27
Tabel 1.13 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Amino 28
Tabel 1.14 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Lemak. 29
Tabel 1.15 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Lemak 30
Tabel 1.16 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Valerat 31
Tabel 1.17 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Valerat 32
Tabel 1.18 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Butirat. 33
Tabel 1.19 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Butirat 34
Tabel 1.20 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Propanoat 35
Tabel 1.21 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Propanoat..... 36
Tabel 1.22 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Metana 37
Tabel 1.23 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Metana 38
Tabel 1.24 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Hidrogen 39
Tabel 1.25 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Hidrogen 40
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Reaktor..... 57

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Absorber 58
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Centrifuge 59
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Mixer 60
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Watertrap 61
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk 62
Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat 64
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair 65
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas 68
Tabel 3.10 Neraca Massa Total 69
Tabel 3.11 Neraca Massa Alat Mixer 71
Tabel 3.12 Neraca Massa Alat Reaktor Biogas 71
Tabel 3.13 Neraca Masa Alat Absorber 72
Tabel 3.14 Neraca Massa Alat Water Trap 72
Tabel 3.15 Neraca Massa Alat Centrifuge 72
Tabel 3.16 Neraca Panas Alat Mixer 73
Tabel 3.17 Neraca Panas Alat Reaktor Biogas 73
Tabel 3.18 Neraca Panas Alat Absorber 73
Tabel 3.19 Neraca Panas Watertrap 74
Tabel 3.20 Neraca Panas Centrifuge 74
Tabel 3.21 Neraca Panas Alat Heater 74
Tabel 4.1 Luas Bangunan dan Tanah 82
Tabel 4.2 Daftar Gaji Karyawan 88
Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift 91
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik 97
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Proses 99
Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Proses 102
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas 103
Tabel 5.5 Total Kebutuhan Listrik 103
Tabel 5.6 Spesifikasi Alat Screen 105
Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Reservoir 106
Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Koagulasi dan Flokulasi 106

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Alum 107
Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Pengendap I 107
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Pengendap II 108
Tabel 5.12 Spesifikasi Sand Filter 108
Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Penampungan Sementara 109
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Klorinasi 109
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Kaporit 110
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Air Bersih 110
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Service Water 111
Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Air Bertekanan 111
Tabel 5.19 Spesifikasi Bak Air Pendingin 112
Tabel 5.20 Spesifikasi Cooling Tower 112
Tabel 5.21 Spesifikasi Blower Cooling Tower 113
Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Air Proses 113
Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki Air Pemanas 114
Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas 115
Tabel 6.1 Indeks Harga 121
Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC) 125
Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC) 126
Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI) 126
Tabel 6.5 Working Capital Investment 127
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost 128
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost 129
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost 129
Tabel 6.9 Manufacturing Cost 130
Tabel 6.10 General Expense 130
Tabel 6.11 Total Production Cost 131
Tabel 6.12 Fixed Cost (Fa) 134
Tabel 6.13 Variable Cost (Va) 134
Tabel 6.14 Regulated Cost (Ra) 135

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Jumlah Ayam di Kabupaten Sleman 5
Gambar 1.2 Grafik Jumlah Produksi Gula di Provinsi Jawa Tengah 7
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif 50
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif 51
Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik 75
Gambar 4.2 Lay Out Pabrik 81
Gambar 4.3 Tata Letak Mesin dan Alat 83
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan 87
Gambar 5.1 Unit Utilitas 94
Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Indeks Harga 122
Gambar 6.2 Grafik Korelasi Produksi Terhadap Biaya 137

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A.....144
LAMPIRAN B.....157
LAMPIRAN C.....159

ABSTRAK

Biogas adalah gas hasil penguraian bahan organik dengan bantuan bakteri melalui fermentasi anaerob (kedap udara) yang sebagian besar mengandung gas metana (CH_4). Pabrik biogas dari kotoran ayam dan molases dirancang untuk memberikan alternatif sumber energi listrik menggunakan sumber daya yang terbarukan. Kapasitas yang direncanakan sebesar 16.300 ton/tahun. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun yang akan didirikan di Kecamatan Kalasan, Kabupaten Sleman, Provinsi Daerah Istimewa Yogyakarta. Proses pembuatan biogas dilakukan dalam Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB). Pada reaktor ini reaksi berlangsung pada fase cair-cair, *irreversible*, endotermis, non-isotermal pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm, sehingga untuk menjaga suhu reaksi digunakan koil pemanas. Pabrik ini digolongkan pabrik beresiko rendah (*low risk*) karena kondisi operasi relatif rendah. Untuk memproduksi Biogas 16.300 ton/tahun diperlukan bahan baku kotoran ayam sebesar 3.787,88 kg/jam dan molases sebesar 8.838,38 kg/jam. Produk biogas pada pabrik ini digunakan sebagai untuk bahan bakar listrik. Dalam proses produksi, pabrik ini membutuhkan setidaknya 34.553,50 kg/jam air proses, 27.644,62 kg/jam air pendingin, 86,48 kg/jam air pemanas, 301,20 KWh listrik, serta 16,822 m^3/jam udara bertekanan. Pabrik biogas ini direncanakan beroperasi ditahun 2028 dengan modal tetap sebesar Rp 140.966.818.286,93 dan modal kerja sebesar Rp 130.385.634.124. Dari analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 57.920.082.436/tahun setelah dipotong pajak 30% keuntungan mencapai Rp 40.544.057.705/tahun. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 41,09% dan setelah pajak sebesar 28,76%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 2 tahun dan setelah pajak 2,65 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,72% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesaar 24,69%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 12,70%. Dari data analisa kelayakan di atas dapat disimpulkan bahwa, pabrik ini menguntungkan dan layak untuk dipertimbangkan untuk pendirian di Indonesia.

Kata Kunci : Biogas, Kotoran Ayam, Anaerob, Metana.

ABSTRACT

Biogas is a gas produced from the decomposition of organic matter with the assistance of bacteria through anaerobic (airtight) fermentation, predominantly containing methane gas (CH4). A Biogas Plant using chicken manure and molasses is designed to provide an alternative source of electricity using renewable resources. The planned capacity is 14,800 tons per year. The plant operates continuously for 330 days per year and will be established in Kalasan District, Sleman Regency, Yogyakarta Special Region, Indonesia. The Biogas production process occurs in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR). In this reactor, the reaction takes place in a liquid-liquid phase, which is irreversible, endothermic, and non-isothermal at 35°C and 1 atm pressure. Therefore, a heating coil is used to maintain the reaction temperature. The plant is classified as a low-risk facility due to its relatively low operational conditions. To produce 14,800 tons per year of Biogas, raw materials required are 3.787,88 kg/hour of chicken manure and 8.838,38 *kg/hour of molasses. The Biogas produced at this plant is used as fuel for electricity generation. During production, the plant requires at least 34,553.50 kg/hour of process water, 27,644.62 kg/hour of cooling water, 86.48 kg/hour of heating water, 301.20 kWh of electricity, and 16,822 m³/hour of compressed air. The Biogas plant is scheduled to start operations in 2028 with fixed capital of IDR 140.966.818.286,93 and working capital of IDR 130.385.634.124. From the economic analysis of this plant, it shows a pre-tax profit of IDR 57.920.082.436 per year, and after a 30% tax deduction, the profit amounts to IDR 40.544.057.705 per year. The Percent Return On Investment (ROI) is 41,09% pre-tax and 28,76%post-tax. The Pay Out Time (POT) is 2 years pre-tax and 2,65 years post-tax. The Break Even Point (BEP) is 41,72%, and the Shut Down Point (SDP) is 24,69%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 12.70%. Based on the feasibility analysis data above, it can be concluded that this plant is profitable and worth considering for establishment in Indonesia.*

Keyword : Biogas, Chicken Manure, Anaerobic, Methane.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Permasalahan global yang berkelanjutan semakin menjadi isu yang penting bagi kehidupan lingkungan hidup yang bersih. Salah satu cara mengatasinya adalah dengan menggunakan energi terbarukan. Dengan cara mengoptimalkan pemanfaatan kotoran ayam menjadi sumber energi alternatif.

Salah satu sumber energi terbarukan yang memiliki potensi besar untuk mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil dan mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan yaitu biogas. Biogas dari bahan baku kotoran ayam dapat memberikan sumber energi yang dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan energi dalam berbagai bentuk, seperti pemanasan, penerangan, dan keperluan industri.

Kotoran ayam adalah jenis limbah organik yang melimpah dan berpotensi untuk dijadikan sumber biogas. Kotoran ayam mengandung sejumlah besar bahan-bahan yang dapat digunakan dalam proses produksi biogas. Dalam kotoran ayam terdapat kandungan unsur hara seperti nitrogen, fosfor, dan kalium yang dapat memberikan nutrisi bagi mikroorganisme yang terlibat dalam proses pembuatan biogas selain itu, kotoran ayam juga mengandung bahan organik seperti serat dan lemak yang dapat diuraikan oleh bakteri metana untuk menghasilkan gas metana yang merupakan salah satu komponen utama dari biogas. Gas metana dalam biogas,

bila terbakar akan relatif lebih bersih daripada batu bara, dan menghasilkan energi yang lebih besar dengan emisi karbon dioksida yang lebih sedikit. Pemanfaatan biogas memegang peranan penting dalam manajemen limbah karena gas metana merupakan gas rumah kaca yang lebih berbahaya dalam pemanasan global bila dibandingkan dengan karbon dioksida.

Dalam jangka panjang, prarancangan pabrik biogas dari kotoran ayam diharapkan dapat memberikan kontribusi positif dalam hal pengelolaan limbah peternakan, pengurangan emisi gas rumah kaca, serta diversifikasi sumber energi. Selain itu, pabrik biogas juga dapat memberikan manfaat ekonomi dengan menghasilkan energi yang dapat digunakan secara mandiri atau dijual ke jaringan listrik. Dengan demikian, prarancangan pabrik biogas dari kotoran ayam memiliki potensi untuk menjadi solusi yang berkelanjutan dalam memenuhi kebutuhan energi dan menjaga keberlanjutan lingkungan.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Pabrik Biogas akan dibangun dengan kapasitas bahan baku 100.000 ton/tahun untuk pembangunan pabrik di tahun 2028. Penentuan kapasitas ini ditinjau dari ketersediaan bahan baku atau jumlah limbah yang dihasilkan selama setahun.

Semakin tingginya populasi penduduk dan perkembangan industri di Indonesia diimbangi dengan banyaknya kebutuhan energi yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan hidup sehari-hari. Meningkatnya kebutuhan energi ini tentu

para masyarakat ingin mengembangkan energi alternatif yang dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan sehari-harinya, salah satunya dengan pemanfaatan limbah peternakan. Di Indonesia, salah satu usaha peternakan yang semakin berkembang yaitu peternakan ayam. Apabila usaha peternakan semakin berkembang maka limbah yang dihasilkan juga akan semakin banyak. Limbah kotoran ayam saat ini tidak banyak diperhatikan dan umumnya hanya digunakan sebagai pupuk, pemanfaatan lain yang bisa dilakukan dengan memprosesnya menjadi sumber energi dalam bentuk biogas. Kotoran ayam terdiri dari sisa pakan dan serat selulosa yang tidak tercerna. Kotoran ayam mengandung protein, karbohidrat, lemak, dan senyawa organik lainnya.

Indonesia merupakan negara konsumen energi terbesar di kawasan ASEAN dengan persentase sebesar 36% dari total konsumsi (*Indonesia energy transition outlook*, 2022). Sebagian besar energi yang ada di Indonesia juga di dapatkan dari hasil impor luar negeri. Hal ini menunjukkan bahwa produksi energi yang ada di Indonesia belum bisa sepenuhnya memenuhi kebutuhan energi di segala sektor. Perkembangan kebutuhan energi di Indonesia menjadikan suatu perhatian untuk mengupayakan energi terbarukan dengan memanfaatkan energi biogas. Biogas dari limbah kotoran ayam merupakan salah satu energi yang dapat dikembangkan di Indonesia mengingat perkembangan usaha peternakan ayam yang semakin pesat.

Kabupaten Sleman merupakan salah satu kabupaten di provinsi D.I. Yogyakarta dengan jumlah usaha peternakan ayam yang cukup banyak.

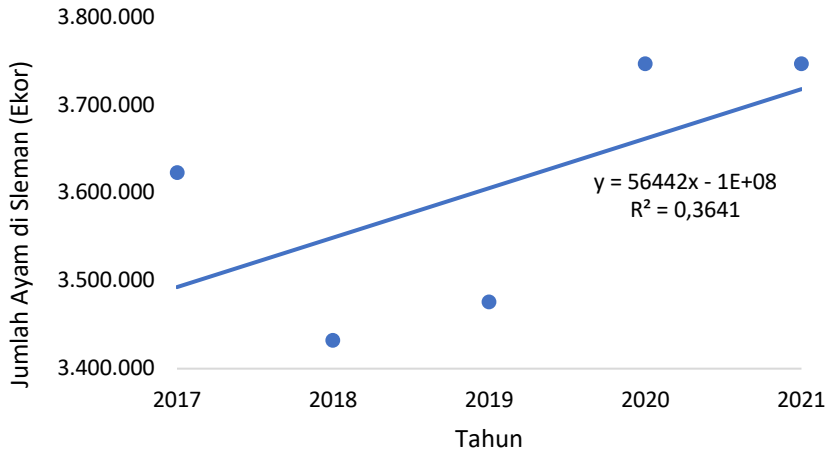
Peningkatan populasi ayam di tiap tahunnya membuat semakin banyak limbah kotoran yang dihasilkan. Kabupaten Sleman memiliki jumlah peternakan ayam dengan rata-rata setiap tahunnya mencapai 3,6 juta ekor ayam yang diternak mulai dari ayam ras pedaging, ayam buras serta ayam petelur. Dari data dinas peternakan D.I. Yogyakarta, tercatat untuk 5 tahun terakhir jumlah ternak ayam di Kabupaten Sleman dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Jumlah Ayam di Kabupaten Sleman

Tahun	Ayam Ras Pedaging (ekor)	Ayam Buras (ekor)	Ayam Ras Petelur (ekor)	Total Ayam (ekor)
2017	1.704.750	562.384	1.356.536	3.623.670
2018	1.538.180	508.460	1.385.977	3.432.617
2019	1.532.700	550.936	1.393.089	3.476.725
2020	1.683.394	563.779	1.500.953	3.748.126
2021	1.683.394	563.779	1.500.953	3.748.126

Sumber : bappeda.jogjaprov.go.id

Pada tabel 1.1 menunjukkan data jumlah ayam di Kabupaten Sleman dari tahun 2017-2021. Dari data di atas dapat dibuat grafik linear antara data tahun sebagai sumbu x dan data jumlah ayam sebagai sumbu y, grafik dapat dilihat pada gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik Jumlah Ayam di Kabupaten Sleman

Perkiraan pertumbuhan ayam di Kabupaten Sleman pada tahun yang akan datang dihitung dengan menggunakan persamaan y = 56442x – 110350747 , dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah perkembangan ayam per ekor. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2028 jumlah pertumbuhan ayam di Kabupaten Sleman sebesar :

y = 56442 x – 110350747

y = 56442 (2028) – 110350747

y = 4.113.629 ekor/tahun

Apabila diestimasikan jumlah ayam tiap tahun meningkat maka pada tahun 2028 jumlah ayam mencapai 4.113.629 ekor. Rata-rata untuk seekor ayam mengeluarkan jumlah kotoran perhariannya sebanyak 0,063 kg/hari (Charles dan Hariono, 1991). Maka dapat diperoleh jumlah feses ayam pada tahun 2028 sebesar 94.593 ton/tahun.

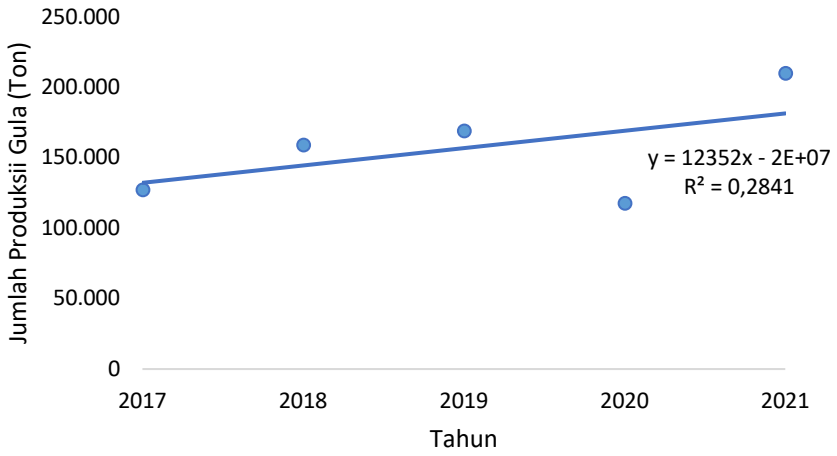
Dalam memproduksi biogas, nilai rasio C/N sangat penting untuk bisa memproduksi gas metana (CH_4) secara optimal. Dalam perancangan pabrik ini diperlukan adanya penambahan bahan baku untuk memenuhi rasio C/N yang optimum dalam memproduksi gas metana yaitu dengan menambahkan molases/tetes tebu. Ketersediaan bahan baku molases dapat dihitung melalui dari data kementerian pertanian. Daerah Jawa Tengah, tercatat untuk 5 tahun terakhir jumlah produksi gula dapat dilihat dari tabel 1.2 di bawah.

Tabel 1.2 Jumlah Produksi Gula di Jawa Tengah

Tahun	**Produksi Gula (Ton)**
2017	127.999
2018	159.853
2019	169.653
2020	118.321
2021	210.523

Sumber : Pusat Data dan Sistem Informasi Pertanian, 2022

Pada tabel 1.2 menunjukkan data jumlah produksi gula di provinsi Jawa Tengah dari tahun 2017-2021. Dari data di atas dapat dibuat grafik linear antara data tahun sebagai sumbu x dan data jumlah produksi sebagai sumbu y, grafik dapat dilihat pada gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Jumlah Produksi Gula di Provinsi Jawa Tengah

Perkiraan pertumbuhan produksi gula di Jawa Tengah pada tahun yang akan datang dihitung dengan menggunakan persamaan y = 12352x – 120211 , dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah perkembangan produksi gula. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2028 jumlah pertumbuhan produksi gula di Jawa Tengah sebesar :

y = 12352x – 120211

y = 12352 (12) – 120211

y = 268.435 ton/tahun

Pabrik-pabrik yang memproduksi gula menghasilkan tetes tebu atau molases yang dapat memenuhi kebutuhan bahan baku. Dengan mengetahui jumlah produksi gula, produksi tetes tebu dapat dihitung.

Produksi gula ditahun 2028 diperkirakan sebanyak 268.435 ton/tahun, rata-rata rendemen tebu 8,47% (Kementan, 2022) sehingga produksi tebu pada tahun 2028 diperkirakan :

$$268.435 \text{ ton} \times 100/8{,}47 = 3.169.244{,}3 \text{ ton}$$

Kandungan pada tebu :

Air : 73 – 76%

Serat ampas : 11 – 16%

Zat kering terlarut : 10 – 16%

Air nira mengandung rendemen 8,47% gula sisanya 66,26% molases. Kandungan sukrosa pada molases 48 – 55% (Presscott dan Dunn, 1959). Produksi tetes tebu pada tahun 2028 diperkirakan sebesar :

$$3.169.244{,}3 \text{ ton} \times 66{,}26\% = 2.099.941{,}3 \text{ ton}$$

Dari perhitungan ketersediaan bahan baku di atas untuk memenuhi kebutuhan produksi biogas, diambil 30.000 ton/tahun kotoran ayam dan 70.000 ton/tahun molases sebagai kapasitas bahan baku. Dengan kapasitas bahan baku 100.000 ton/tahun dapat menghasilkan biogas sebesar 16.300 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Pengertian Biogas

Biogas merupakan campuran gas yang terbentuk dari penguraian berbahan organik dengan bantuan bakteri melalui proses fermentasi anaerob (kedap udara) sehingga menghasilkan gas bio berupa gas metana (CH_4) yang dapat dikelola. Hal yang harus diperhatikan pada saat proses produksi biogas adalah sumber bahan baku atau limbah yang digunakan karena kualitas dan kuantitas biogas yang dihasilkan akan sangat berpengaruh (Yahya et al., 2018).

Proses produksi biogas diproduksi secara *anaerobic digestion* yaitu proses biokimia yang mendegradasi material organik oleh bakteri anaerob tanpa adanya oksigen (Achinas, et al. 2019). Biogas dapat dihasilkan dari berbagai limbah seperti kotoran hewan, lumpur, limbah padat kota, dan sisa makanan sehingga dapat mengurangi limbah dan juga beberapa pupuk yang cocok untuk tujuan pertanian juga diproduksi selama proses produksi biogas. Komponen biogas adalah CH_4 sebesar ± 60%, CO_2 ±35%, dan ± 2% N_2, O_2, H_2, dan H_2S dan gas - gas lainnya. Pada Tabel 1.3 menunjukkan komponen kandungan senyawa yang terdapat di dalam biogas.

Tabel 1.3 Komponen Kandungan Senyawa dalam Biogas

Komponen	Konsentrasi (%Vol)
Metana (CH_4)	50-75
Karbon Dioksida (CO_2)	25-45
Air (H_2O)	2-7
Hidrogen Dioksida (H_2S)	< 2
Nitrogen (N_2)	< 2
Oksigen (O_2)	< 2
Hidrogen (H_2)	< 1
Amonia (NH_4)	< 1

Sumber : Rahayu, dkk., 2015

1.3.2 Kotoran Ayam

Biomassa yang mengandung kadar air yang tinggi seperti kotoran hewan dan limbah pengolahan pangan cocok digunakan untuk bahan baku pembuatan biogas, sementara perkembangan atau pertumbuhan industri peternakan menimbulkan masalah bagi lingkungan, karena menumpuknya limbah peternakan. Salah satu limbah peternakan yang belum diperhatikan yaitu dari peternakan ayam.

Seiring dengan berkembangnya teknologi dan pengetahuan, biogas sudah dikembangkan sebagai energi alternatif yang bisa memanfaatkan berbagai kotoran hewan. Selain kotoran sapi, biogas juga bisa dihasilkan dari kotoran ayam. Limbah kotoran ayam umumnya hanya digunakan sebagai pupuk secara langsung oleh

peternak, pemanfaatan lain yang bisa dilakukan adalah dengan memprosesnya menjadi sumber energi dalam bentuk biogas.

Kotoran ayam dan kotoran sapi adalah dua jenis bahan baku yang sering digunakan untuk produksi biogas, dan keduanya memiliki karakteristik yang berbeda dalam hal kualitas biogas yang dihasilkan. Kotoran ayam cenderung menghasilkan biogas dengan kandungan metana (CH_4) yang lebih tinggi karena memiliki kandungan nitrogen dan bahan organik yang lebih kaya, yang mendorong proses fermentasi anaerobik lebih efisien. Di sisi lain, kotoran sapi biasanya menghasilkan biogas dengan volume yang lebih besar, tetapi kandungan metana mungkin sedikit lebih rendah dibandingkan kotoran ayam karena komposisi seratnya yang lebih tinggi, yang lebih sulit diuraikan oleh mikroorganisme. Sebuah penelitian menunjukkan bahwa kotoran ayam dapat menghasilkan biogas dengan kandungan metana sekitar 60-65%, sementara kotoran sapi menghasilkan sekitar 50-55% metana, meskipun ini dapat bervariasi tergantung pada kondisi proses fermentasi. (Dagnachew, G., & Ramesh, B. (2019).

Kotoran ayam merupakan salah satu biomassa yang terdiri dari sisa pakan dan serat selulosa yang tidak tercerna. Kotoran ayam juga mengandung karbohidrat, protein, lemak, dan senyawa organik lainnya. Protein dalam kotoran ayam merupakan sumber nitrogen. Komponen nitrogen dan sulfida yang terkandung dalam kotoran ayam diurai oleh mikroorganisme sehingga menghasilkan amonia, gas asam nitrat/nitrit, dan gas sulfida. Gas ini menimbulkan bau yang menyengat. (Svensson, 1990; Pauzenga, 1991).

Komposisi kotoran ayam sangat bervariasi tergantung pada jenis ayam, umur, kondisi individu ayam, jenis pakan, dll. Berdasarkan berat basah, rata-rata kandungan unsur pada kotoran ayam petelur adalah: total padatan 92%, total N 5,8%, K_2O 4,26%, P_2O_5 6,14%, NH_4 1,48%, Ca 6,22%, Cu 634,0 ppm (Malone, 1992).

1.3.3 Tetes Tebu/Molases

Molases merupakan produk akhir dari pabrik produksi gula yang tidak mengandung lagi gula dan dapat dikristalisasi dengan cara konvensional. Molases adalah cairan kental yang berwarna coklat (Olbrich, 1973) . Kandungan sukrosa molases cukup tinggi yaitu berkisar antara 48 – 55% (Prescott dan Dunn, 1959).

Molases dapat digunakan sebagai bahan pembuatan biogas karena memiliki keuntungan di dalam proses fermentasi yaitu dapat meningkatkan pertumbuhan bakteri sehingga proses pemecahan senyawa organik menjadi senyawa sederhana terjadi dengan sempurna dan kualitas biogas meningkat. Selain itu, molases dalam perancangan pabrik ini dapat meningkatkan rasio C/N agar dapat menghasilkan biogas yang optimal (Padang dkk, 2011).

1.3.4 Proses Pembentukan Biogas

Digestasi anaerobik adalah serangkaian proses dimana mikroorganisme memecah bahan *biodegradable* tanpa oksigen. Proses digestasi anaerobik mengubahnya dari bentuk tersuspensi menjadi terlarut dan biogas. Proses ini menghasilkan campuran metana dan karbon dioksida sebagai sumber energi terbarukan. Proses digestasi anaerobik dapat digunakan untuk mengolah berbagai limbah organik dan mengubahnya menjadi bioenergi dalam bentuk biogas.

Melalui pendekatan *Anaerobic Digestion Model* 1 menjelaskan proses degradasi yang mendasar dari disintegrasi atau hidrolisis hingga metanogenesis asetoklastik dan hidrogenotrofik. Untuk penerapan stoikiometri, seluruh struktur model ADM1 berbasis massa harus direduksi secara sistematis.

a) Tahap Hidrolisis

Secara teoritis, langkah pertama dalam pembentukan biogas adalah hidrolisis. Pada tahap hidrolisis ini, kompleks bahan organik (polimer) didekomposisi menjadi unit yang lebih kecil (mono dan oligo). Selama proses tersebut, polimer seperti karbohidrat, lipid, asam nukleat dan protein diubah menjadi glukosa, gliserol, purin dan pirimidin. Mikroorganisme hidrolitik akan mensekresi enzim hidrolitik, mengubah polimer menjadi senyawa sederhana.

Proses hidrolisis membutuhkan mediasi exo-enzim yang dieksresi oleh bakteri fermentasi. Produk yang dihasilkan dari proses hidrolisis lebih lanjut diuraikan oleh mikroorganisme yang terlibat dan digunakan untuk proses metabolisme mereka sendiri. Walaupun demikian proses penguraian anaerobik sangat lambat dan menjadi terbatas dalam penguraian limbah selulotik yang

mengandung lignin. Pada proses ini, bakteri pengurai asam menguraikan senyawa glukosa sesuai dengan reaksi berikut (Manurung, 2004) :

$$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2 \quad \text{(Asam asetat)}$$

$$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2 + 2H_2 \quad \text{(Asam butirat)}$$

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + 2CO_2 \quad \text{(Asam propionat)}$$

b) Tahap Asidogenesis

Pada tahap asidogenesis, senyawa organik yang dihasilkan dari tahap hidrolisis akan diuraikan lebih lanjut oleh mikroorganisme asidogenik. Mikroorganisme ini mengubah senyawa organik menjadi asam lemak pendek, asam amino, amonia, hidrogen, dan karbon dioksida. Tahap ini menghasilkan produk samping seperti asam asetat, asam propionat, dan asam butirat.

Selama proses asidogenesis, produk hidrolisis dikonversi oleh bakteri asidogenik menjadi substrat metanogen. Gula sederhana, asam amino, dan asam lemak terdegradasi menjadi asetat, karbondioksida dan hidrogen (70%) serta menjadi *volatile fatty acid* (VFA) dan alkohol (30%).

c) Tahap Asetogenesis

Selama proses asetogenesis, produk dari asidogenesis yang tidak dapat diubah secara langsung menjadi metana oleh bakteri metanogen akan diubah menjadi substrat metanogen. VFA dan alkohol dioksidasi menjadi substrat metanogen seperti asetat, hidrogen dan karbondioksida. Produk hidrogen meningkatkan tekanan parsial hidrogen, hal ini dianggap sebagai produk limbah

dari proses asetogenesis dan menghambat metabolisme bakteri asetogenik. Tahap selanjutnya adalah metanogenesis, selama proses metanogenesis hidrogen akan diubah menjadi metana. Asetogenesis dan metanogenesis biasanya sejajar, sebagai simbiosis dari dua kelompok organisme.

d) Tahap Metanogenesis

Metanogenesis merupakan tahap paling penting dalam proses pembentukan biogas, di mana metana dihasilkan oleh mikroorganisme metanogenik. Mikrooranisme ini menggunakan karbon dioksida, hidrogen, asam asetat, metanol, dan produk sampingan lainnya yang dihasilkan dalam tahap-tahap sebelumnya untuk menghasilkan metana (CH_4) dan karbon dioksida (CO_2) melalui serangkaian reaksi biokimia kompleks. Metana inilah yang menjadi komponen utama biogas yang dapat digunakan sebagai sumber energi.

Produksi metana dan karbon dioksida dari produk antara dilakukan oleh bakteri metanogen, 70% dari metana yang terbentuk berasal dari asetat, sedangkan 30% sisanya dihasilkan dari konversi hidrogen (H_2) dan karbondioksida (CO_2), dengan persamaan berikut :

$$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2$$

$$2H_2 + CH_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$$

Metanogenesis bukan proses dekomposisi yang sempurna karena biasanya hanya asam-asam organik yang dirombak sekitar 60 – 70%. Menurut P. Kongjan, mikrobia penghasil gas metana yang mendominasi metanogenesis adalah *Methanabacterium*, *Methanococcus*, *Methanobacillus*, *Methanosarcina* dan

Methanospirilus sedangkan yang menggunakan substrat asetat adalah *Methanobacterium suhngenii*, *Methanobacterium mesei*, *Methanobacterium metanaica*, dan *Methanobacterium karkerii* .

1.3.5 Faktor-Faktor Mempengaruhi Pembentukan Biogas

a) Temperatur

Gas metana dapat diproduksi pada tiga *range* temperatur sesuai dengan bakteri yang hadir. Bakteri *psyhrophilic* 0 – 7°C, bakteri *mesophilic* pada temperatur 13 – 40°C sedangkan *thermophilic* pada temperatur 55 – 60°C Temperatur yang optimal untuk digester adalah temperatur 30 – 45°C, kisaran temperatur ini mengombinasikan kondisi terbaik untuk pertumbuhan bakteri dan produksi methana di dalam digester dengan lama proses yang pendek. Bakteri *mesophilic* adalah bakteri yang mudah dipertahankan pada kondisi *buffer* yang baik (*well buffered*) dan dapat tetap aktif pada perubahan temperatur yang kecil, khususnya bila perubahan berjalan perlahan. Perubahan temperatur tidak boleh melebihi batas temperatur yang diizinkan. Untuk bakteri *psychrophilic* selang perubahan temperatur berkisar antara 2°C / jam, bakteri *mesophilic* 1°C /jam dan bakteri *thermophilic* 0.5°C /jam.

b) Derajat Keasaman (pH)

Derajat keasaman atau pH adalah besaran yang menyatakan banyaknya ion H+. Nilai pH ini dirumuskan sebagai pH = – log (H). Stabilitas proses fermentasi anaerobik sangat tergantung pada nilai pH di dalam reaktor. pH yang

rendah menyatakan adanya kelebihan proton (H) di dalam reaktor sebab proton akan berubah menjadi H_2 yang merupakan senyawa dalam reaktor, pH yang baik untuk operasi adalah 6,0 – 7,5

Bakteri pada umumnya tumbuh dalam suatu rentang pH tiga unit dan mikroba juga menunjukkan nilai pertumbuhannya maksimum antara pH 6,0 – 7,5. Pada pH lebih rendah dari 5,0 dan lebih tinggi dari 8,5 pertumbuhannya sering terhambat meskipun untuk beberapa mikroba ada pengecualian, seperti sejumlah kecil Acetobacter spp. Pengaturan pH sangat penting untuk menjaga pertumbuhan mikroba yang terbaik dari proses pengubahan sistem mikroba anaerobik. Pada awal operasi atau pada saat inokulasi pH dalam bioreaktor dapat turun menjadi 6 atau lebih rendah. Hal ini disebabkan terbentuknya asam-asam lemak organik. Setelah beberapa saat pH akan naik kembali yang disebabkan karena terbentuknya gas metana dari asam-asam lemak tersebut.

c) Rasio Karbon terhadap Nitrogen (C/N)

Rasio C / N mewakili jumlah karbon dan nitrogen dalam bahan baku dan merupakan proses penting parameter untuk padatan tinggi AD. Baik karbon dan nitrogen sangat penting untuk pertumbuhan dan fungsi sel mikroba. Nitrogen hadir dalam bahan baku memfasilitasi sintesis asam amino, protein, dan asam nukleat, sementara karbon bertindak sebagai unit struktural dan juga energi sumber untuk mikroba. Bagian dari nitrogen organik hadir dalam bahan baku diubah menjadi amonia. Amonia diproduksi dalam digester juga membantu menetralkan *volatile* asam yang diproduksi oleh bakteri fermentasi dan membantu menjaga pH dalam

kisaran netral. Secara umum, anaerob mikroba menggunakan karbon 25x1030 kali lebih cepat daripada nitrogen. Jadi untuk produksi biogas yang efisien, maka Rasio C / N di *feedstock* harus dipertahankan pada 20-30: 1 (Haque, 2006). Kelebihan karbon, seperti dalam kasus residu tanaman, menghasilkan akumulasi CO_2 dalam biogas, sedangkan bahan baku yang kaya akan nitrogen seperti urin, limbah rumah jagal, dan kotoran babi dan unggas dapat menyebabkan akumulasi amonia di dalam digester. Rasio C / N yang tepat dalam digester dapat dicapai dengan *co-digesting* bahan baku yang kaya akan karbon, seperti residu tanaman, dengan bahan baku kaya nitrogen seperti hewan kotoran ternak, air seni, dan limbah rumah jagal. Tambahan untuk meringankan masalah yang terkait dengan pencernaan dari bahan baku ini saja, ko-pencernaan juga meningkatkan hasil biogas (Capela, *et al*, 2008).

d) Kadar VS dan TS

Pengukuran kadar *Volatile Solid* (VS) dan Total Solid (TS) diperlukan untuk mengetahui seberapa banyak substrat yang digunakan dan degradasi sumber karbon. *Total Solid Content* (TS) adalah jumlah materi padatan yang terdapat dalam limbah pada bahan organik selama proses digester terjadi dan ini mengidentifikasikan laju penghancuran material padatan limbah organik. Total solid (TS) dan *Volatile Solid* (VS) dapat dihitung dengan metode gravimetrik sesuai metode standard APHA 1998.

e) *Organic Loading Rate* (OLR)

Organic loading rate (OLR) berarti intensitas umpan dan menjelaskan mengenai seberapa banyak bahan organik diumpankan ke reaktor, biasanya diberikan sebagai jumlah zat padat yang mudah menguap (*Volatile Solid*/VS) atau *Chemical Oxygen Demand* (COD) untuk volume reaktor per hari, misal kgVS / m^3 / hari. Ini memberitahu kapasitas konversi biologis dari proses (Karthikeyan & Visvanathan 2013). Pemuatan tinggi tarif lebih ekonomis, tetapi belum tentu efisien (Deublein & Steinhauser 2011) karena bahan yang terdegradasi secara perlahan mungkin tidak memiliki cukup waktu untuk terdegradasi. OLR tinggi memungkinkan pengolahan limbah dalam jumlah yang lebih besar sehingga prosesnya menjadi lebih produktif masuk akal tetapi tidak harus mencapai hasil biogas maksimum jika bahan meninggalkan reaktor hanya terdegradasi sebagian. Laju pembebanan yang terlalu tinggi juga dapat menurunkan pH karena cepat akumulasi VFA dan akhirnya menghambat produksi biogas (Abassi et al. 2012). Pabrik biogas biasanya bekerja dengan 3 kgVS/m^3/hari OLR atau kurang (Deublein & Steinhauser 2011).

f) Pengadukan

Pengadukan bertujuan untuk menghomogenkan bahan baku pembuatan biogas karena pada saat pencampuran dilakukan, bahan- bahan tersebut tidak tercampur dengan baik dan merata. Pengadukan dapat dilakukan sebelum dimasukkan ke dalam bioreaktor atau ketika sudah berada di dalam bioreaktor.

1.3.6 Manfaat Biogas

1) Sumber Energi Terbarukan

Gas-gas yang terbentuk pada suatu pembuatan biogas adalah metana (CH_4) dan karbon dioksida (CO_2), dengan sedikit kandungan gas lainnya sehingga dapat digunakan sebagai sumber energi terbarukan untuk berbagai keperluan, termasuk memasak, memanaskan rumah, menghasilkan listrik, dan menggerakkan mesin-mesin yang menggunakan gas. Biogas dari bahan organik yang dapat diperbaharui dianggap sebagai alternatif yang ramah lingkungan dan dapat membantu mengurangi ketergantungan pada sumber energi fosil yang terbatas.

2) Mengurangi Efek Rumah Kaca

Biogas dapat membantu mengurangi emisi gas rumah kaca melalui berbagai cara. Pertama, setiap unit biogas dapat membantu pengurangan emisi CO_2 akibat penggunaan kayu bakar. Penggunaan kayu bakar untuk memasak akan menghasilkan gas CO_2 yang dapat merusak lingkungan dan menghasilkan asap akibat pembakaran yang tidak sempurna yang dapat mempengaruhi kesehatan paru-paru. Selain itu, karena penggunaan biogas dapat menggantikan penggunaan kayu bakar, maka hal ini dapat melindungi hutan dari penggundulan (deforestasi) sehingga kelestarian hutan dapat terjaga.

Selain mengurangi emisi gas rumah kaca dari kayu bakar, biogas juga dapat mengurangi emisi gas rumah kaca akibat pemakaian gas LPG. Melalui penggunaan biogas ini, emisi gas CO_2 yang dapat dikurangi akibat pemakaian gas LPG adalah sebesar 465,5 kg CO_2 per tahunnya. Angka ini diperoleh melalui metode penghitungan reduksi emisi yang telah disepakati dalam mekanisme

pembangunan bersih seperti tertuang dalam *United Nations Frameworks Convention on Climate Change* (UNFCCC).

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Pemodelan termodinamika dan kinetika adalah pendekatan yang diterima untuk mengoperasikan sistem anaerobik secara efektif dan menggambarkan parameter spesifik dari kinerja sistem bagaimana sistem akan merespons perubahan *feed* dan kondisi operasi lainnya.

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Dari 4 tahap pembentukan biogas didapatkan reaksi kimia sebagai berikut :

a. Reaksi Hidrolisis

$$C_6H_{10}O_{5(s)} + H_2O_{(l)} \rightarrow C_6H_{12}O_{6(aq)} \quad (1)$$

Pembentukan Karbohidrat

Entalpi

Tabel 1.4 Harga $\Delta H°$ Masing-Masing Komponen Pembentukan Karbohidrat

Komponen	$\Delta H°$ (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	0
H_2O	-241,80
$C_6H_{12}O_6$	-1265,2

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°(C_6H_{12}O_6) - \Delta H_f°((C_6H_{10}O_5) + (H_2O))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = -1023{,}40 \text{ kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.5 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Karbohidrat

Komponen	$\Delta G°$ (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	0
H_2O	-228,60
$C_6H_{12}O_6$	-820,7

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

$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°(C_6H_{12}O_6) - \Delta G_f°((C_6H_{10}O_5) + (H_2O))$

$\Delta G°_{(298)} = -592{,}10\ \text{kJ/mol}$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$\Delta G°_{(298)} = -RT\ \text{In}\ K$

$\text{In}\ K = \Delta G° \,/\, -RT$

In K = 238,983

K1 = $2{,}5 \times 10^{101}$

$$C_4H_{6.1}O_{1.2}N_{(s)} \rightarrow C_4H_{6.1}O_{1.2}N_{(s)} \quad (2)$$

Pembentukan Protein

Entalpi

Tabel 1.6 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Protein

Komponen	$\Delta H°$ (kJ/mol)
$C_4H_{6.1}O_{1.2}N$	0

$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$

$\Delta H_r°_{(298)} = (\Delta H_f°(C_4H_{6.1}O_{1.2}N)) - (\Delta H_f°(C_4H_{6.1}O_{1.2}N))$

$\Delta H_r°_{(298)} = 0\ kJ/mol$

Energi Gibbs

Tabel 1.7 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Protein

Komponen	$\Delta G°$ (kJ/mol)
$C_4H_{6.1}O_{1.2}N$	0

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

$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°(C_4H_{6.1}O_{1.2}N) - \Delta G_f°(C_4H_{6.1}O_{1.2}N)$

$\Delta G°_{(298)} = 0\ kJ/mol$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$\Delta G°_{(298)} = -RT\ In\ K$

$In\ K = \Delta G° / -RT$

In K = 0

K1 = 0

$$C_{51}H_{98}O_{6(l)} + CO_{2(g)} + H_2O_{(l)} \rightarrow C_{16}H_{32}O_{2(s)} + C_6H_{12}O_{6(aq)} \quad (3)$$

Pembentukan Lemak

Entalpi

Tabel 1.8 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Lemak

Komponen	ΔH° (kJ/mol)
$C_{51}H_{98}O_6$	-1835,65
H_2O	-241,80
CO_2	-393,51
$C_{16}H_{32}O_2$	-737,00
$C_6H_{12}O_6$	0

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°\left((C_{16}H_{32}O_2) + (C_6H_{12}O_6)\right) - \Delta H_f°((C_{51}H_{98}O_6) + (CO_2) + (H_2O))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = 468{,}76\ \text{kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.9 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Lemak

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_{51}H_{98}O_6$	-325,66
H_2O	-228,60
CO_2	-394,38
$C_{16}H_{32}O_2$	-274,00
$C_6H_{12}O_6$	0

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

$$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°\left((C_{16}H_{32}O_2) + (C_6H_{12}O_6)\right) - \Delta G_f°((C_{51}H_{98}O_6) + (CO_2) + (H_2O))$$

$\Delta G°_{(298)} = 331{,}92\ \text{kJ/mol}$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$\Delta G°_{(298)} = -RT\ \text{In}\ K$

$\text{In}\ K = \Delta G° \ /\ -RT$

In K = 58,952

K1 = $4{,}9 \times 10^{26}$

b. Reaksi Asidogenesis

$$C_6H_{12}O_{6(aq)} + H_2O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(s)} + C_4H_8O_{2(aq)} + C_3H_6O_{2(aq)} + C_2H_4O_{2(aq)} + H_{2\ (g)} + CO_{2\ (g)} \qquad (4)$$

Pembentukan Monosakarida

Entalpi

Tabel 1.10 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Monosakarida

Komponen	$\Delta H°$ (kJ/mol)
$C_6H_{12}O_6$	-1835,65
H_2O	-241,80
NH_3	-393,51
$C_5H_7O_2N$	-737,00
$C_4H_8O_2$	-470,28
$C_3H_6O_2$	-453,5
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-393,51

$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$

$$\Delta H_r^\circ{}_{(298)} = \Delta H_f^\circ\big((C_5H_7O_2N) + (C_4H_8O_2) + (C_3H_6O_2) + (C_2H_4O_2) + (H_2) + (CO_2)\big) - \Delta H_f^\circ((C_6H_{12}O_6) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r^\circ{}_{(298)} = -515{,}37\ \text{kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.11 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Monosakarida

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_6H_{12}O_6$	-820,7
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_4H_8O_2$	-355,00
$C_3H_6O_2$	-366,70
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G^\circ{}_{(298)} = \Delta G_f^\circ\big((C_5H_7O_2N) + (C_4H_8O_2) + (C_3H_6O_2) + (C_2H_4O_2) + (H_2) + (CO_2)\big) - \Delta G_f^\circ((C_6H_{12}O_6) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta G^\circ{}_{(298)} = -631{,}84\ \text{kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta G^\circ{}_{(298)} = -RT\ \text{In}\ K$$

$$\text{In}\ K = \Delta G^\circ\ /\ -RT$$

In K = 255,023

K1 = $3{,}6 \times 10^{109}$

$$C_4H_{6.1}O_{1.2}N_{(s)} + H_2O_{(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(s)} +$$

$$C_5H_{10}O_{2(l)} + C_4H_8O_{2(aq)} + C_3H_6O_{2(aq)} + C_2H_4O_{2(aq)} + H_{2\,(g)} +$$

$$CO_{2\,(g)} + NH_{3(l)} \qquad (5)$$

Pembentukan Asam Amino

Entalpi

Tabel 1.12 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Amino

Komponen	ΔH° (kJ/mol)
$C_4H_{6.1}O_{1.2}N$	0
H_2O	-241,80
NH_3	-393,51
$C_5H_7O_2N$	-737,00
$C_4H_8O_2$	-470,28
$C_3H_6O_2$	-453,5
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-393,51
$C_5H_{10}O_2$	-490,36

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°((C_5H_7O_2N) + (C_5H_{10}O_{2)} + (C_4H_8O_2) + (C_3H_6O_2) + (C_2H_4O_2) + (H_2) + (CO_2) + (NH_3)) - \Delta H_f°((C_4H_{6.1}O_{1.2}N) + (H_2O))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = -2.363{,}73 \text{ kj/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.*13* Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Amino

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_4H_{6.1}O_{1.2}N$	0
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_4H_8O_2$	-355,00
$C_3H_6O_2$	-366,70
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-394,38
$C_5H_{10}O_2$	-346,00

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

$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°((C_5H_7O_2N) + (C_5H_{10}O_{2)} + (C_4H_8O_2) + (C_3H_6O_2)$

$+ (C_2H_4O_2) + (H_2) + (CO_2) + (NH_3)) - \Delta G_f°((C_4H_{6.1}O_{1.2}N)$

$+ (H_2O))$

$\Delta G°_{(298)} =$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$\Delta G°_{(298)} = -RT \ln K$

$\ln K = \Delta G° / -RT$

$\ln K =$

K1 =

$$C_{16}H_{32}O_{2(s)} + CO_{2\ (g)} + H_2O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(s)} + C_2H_4O_{2(aq)} + H_{2(g)} \quad (6)$$

Pembentukan Asam Lemak

Entalpi

Tabel 1.14 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Lemak

Komponen	$\Delta G°$ (kJ/mol)
$C_{16}H_{32}O_2$	-737,00
H_2O	-241,80
NH_3	-45,90
$C_5H_7O_2N$	-316,14
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-393,51

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2) - \Delta H_f°((C_{16}H_{32}O_2) + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = -2.169{,}19 \text{ kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.15 Harga $\Delta G°$ Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Lemak

Komponen	$\Delta G°$ (kJ/mol)
$C_{16}H_{32}O_2$	-274,00
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_2H_4O_2$	-376,69
H_2	0
CO_2	-394,38

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

$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2) - \Delta G_f°((C_{16}H_{32}O_2) + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$

$\Delta G°_{(298)} = -631{,}84\ kJ/mol$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$\Delta G°_{(298)} = -RT\ In\ K$

$In\ K = \Delta G° / -RT$

In K = -133,969

K1 = $6{,}57 \times 10^{-59}$

$$C_5H_{10}O_{2(l)} + CO_{2\ (g)} +$$

$$H_2O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(s)} + C_3H_6O_{2(aq)} + C_2H_4O_{2(aq)} + H_{2(g)} \quad (7)$$

Pembentukan Asam Valerat

Entalpi

Tabel 1.16 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Valerat

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_5H_{10}O_2$	-490,36
H_2O	-241,80
NH_3	-45,90
$C_5H_7O_2N$	-316,14
$C_2H_4O_2$	-434,84
$C_3H_6O_2$	-453,5
H_2	0
CO_2	-393,51

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°((C_5H_7O_2N) + (C_3H_6O_2) + (C_2H_4O_2) + (H_2))$$

$$- \Delta H_f°((C_5H_{10}O_2) + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = -32{,}91\ \text{kj/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.17 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Valerat

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_{16}H_{32}O_2$	-274,00
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_2H_4O_2$	-376,69
H_2	0
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2) - \Delta G_f°((C_{16}H_{32}O_2) + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta G°_{(298)} = 37{,}22 \text{ kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta G°_{(298)} = -RT \text{ In } K$$

$$\text{In } K = \Delta G° / -RT$$

In K = -15,027

K1 = $4{,}2 \times 10^{-06}$

$$C_4H_8O_{2(aq)} + CO_{2\ (g)} + H_2O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(s)} +$$

$$C_2H_4O_{2(aq)} + H_{2(g)} \quad (8)$$

Pembentukan Asam Butirat

Entalpi

Tabel 1.18 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Butirat

Komponen	ΔH° (kJ/mol)
$C_4H_8O_2$	-470,28
H_2O	-241,80
NH_3	-45,90
$C_5H_7O_2N$	-316,14
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-393,51

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

$$\Delta H_r^\circ{}_{(298)} = \Delta H_f^\circ((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2))$$

$$- \Delta H_f^\circ((C_4H_8O_{2)} + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r^\circ{}_{(298)} = 400{,}51 \text{ kj/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.19 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Butirat

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_4H_8O_2$	-355,00
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_2H_4O_2$	-376,69
H_2	0
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2)) - \Delta G_f°((C_4H_{8O_2}) + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta G°_{(298)} = 412{,}92\ \text{kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta G°_{(298)} = -RT\ \text{In}\ K$$

$$\text{In}\ K = \Delta G° / -RT$$

In K = -166,6631

$K1 = 3{,}9 \times 10^{82}$

$$C_3H_6O_{2(aq)} + H_2O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(s)} + C_2H_4O_{2(aq)} +$$

$$H_{2(g)} + CO_{2\,(g)} \quad (9)$$

Pembentukan Asam Propanoat

Entalpi

Tabel 1.20 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Propanoat

Komponen	ΔH° (kJ/mol)
$C_3H_6O_2$	-453,5
H_2O	-241,80
NH_3	-45,90
$C_5H_7O_2N$	-316,14
$C_2H_4O_2$	-434,84
H_2	0
CO_2	-393,51

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

$$\Delta H_r^\circ{}_{(298)} = \Delta H_f^\circ((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2) + (CO_2))$$

$$- \Delta H_f^\circ((C_3H_6O_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r^\circ{}_{(298)} = 400{,}51 \text{ kj/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.21 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Asam Propanoat

Komponen	$\Delta G°$ (kJ/mol)
$C_4H_8O_2$	-355,00
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_2H_4O_2$	-376,69
H_2	0
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2)) - \Delta G_f°((C_4H_8O_{2)} + (CO_2) + (H_2O) + (NH_3))$$

$$\Delta G°_{(298)} = -364{,}14\ \text{kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta G°_{(298)} = -RT\ \text{In}\ K$$

$$\text{In}\ K = \Delta G° / -RT$$

In K = 146,9745

K1 = $7{,}9 \times 10^{62}$

$$C_2H_4O_{2(aq)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(g)} + CH_{4(g)} + CO_{2\,(g)} + H_2O_{(l)} \quad (10)$$

Pembentukan Metana

Entalpi

Tabel 1.22 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Metana

Komponen	ΔH° (kJ/mol)
H_2O	-241,80
NH_3	-45,90
$C_5H_7O_2N$	-316,14
$C_2H_4O_2$	-434,84
CH_4	-74,85
CO_2	-393,51

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2O) + (CO_2))$$

$$- \Delta H_f°((C_2H_4O_2) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = -545{,}56 \text{ kj/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.23 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Metana

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
$C_2H_4O_2$	-376,69
CH_4	-50,84
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°((C_5H_7O_2N) + (C_2H_4O_2) + (H_2O) + (CO_2))$$

$$- \Delta G_f°((C_2H_4O_2) + (NH_3))$$

$$\Delta G°_{(298)} = -485{,}50\ \text{kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta G°_{(298)} = -RT\ \text{In}\ K$$

$$\text{In}\ K = \Delta G° / -RT$$

In K = 195,9579

K1 = $6{,}8 \times 10^{83}$

$$H_{2(g)} + CO_{2\,(g)} + NH_{3(l)} \rightarrow C_5H_7O_2N_{(g)} + CH_{4(g)} + H_2O_{(l)} \qquad (11)$$

Pembentukan Metana dari Hidrogen

Entalpi

Tabel 1.24 Harga ΔH° Masing-Masing Komponen Pembentukan Hidrogen

Komponen	$\Delta H°$ (kJ/mol)
H_2	-241,80
NH_3	-45,90
$C_5H_7O_2N$	-316,14
H_2O	-241,80
CH_4	-74,85
CO_2	-393,51

$$\Delta H_r°_{(298)} = \sum(n\Delta H_f°)_{produk} - \sum(n\Delta H_f°)_{reaktan}$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = \Delta H_f°\big((C_5H_7O_2N) + (CH_4) + (H_2O)\big)$$

$$- \Delta H_f°((H_2) + (CO_2) + (NH_3))$$

$$\Delta H_r°_{(298)} = -193{,}38 \text{ kj/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.25 Harga ΔG° Masing-Masing Komponen Pembentukan Hidrogen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
H_2O	-228,60
NH_3	-16,40
$C_5H_7O_2N$	-204,77
H_2O	-228,60
CH_4	-50,84
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G°_{(298)} = \Delta G_f°\left((C_5H_7O_2N) + (CH_4) + (H_2O)\right)$$

$$- \Delta G_f°((H_2) + (CO_2) + (NH_3))$$

$$\Delta G°_{(298)} = -73{,}43 \text{ kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta G°_{(298)} = -RT \text{ In } K$$

$$\text{In } K = \Delta G° \; / \; -RT$$

In K = 29,6378

$K1 = 2{,}6 \times 10^{12}$

Berdasarkan jumlah ΔH reaksi dari keseluruhan reaksi fermentasi anaerob didapatkan bahwa hasil yang terjadi pada proses ini yaitu secara endotermis dengan nilai ΔH reaksi sebesar 5.171,79 kJ/mol .

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Perancangan ini menggunakan simplified model monod dimana substrat organik (S_1, g_{COD}/L) terdegradasi di asam lemak (S_2, $mmol_{VFA}/L$) oleh bakteri asidogenik (X_1, g_{COD}/L); kemudian asam lemak (VFA) terdegradasi menjadi metana (CH_4, L/d) oleh bakteri metanogenik (X_2, g_{COD}/L). Model kinetika meliputi dua bioreaksi yaitu :

$k_1 S_1 \xrightarrow{r_1} X_1 + k_2 S_2$ (asidogenesis) (1)

$k_3 S_2 \xrightarrow{r_2} X_2 + k_4 CH_4$(metanogenesis) (2)

Dimana, $k_1(g_{COD}S_1/g_{COD}X_1)$, k_2 $(mmol_{VFA}/g_{COD}X_1)$, k_3 $(mmol_{VFA}/g_{COD}X_2)$, dan k_4 $(mmol_{CH4}/g_{COD}X_2)$ adalah koefisien stoikiometri dari komponen reaksi. r_1 ($r_1 = \mu_1 X_1$) dan r_2 ($r_2 = \mu_2 X_2$) merupakan laju perkembangan bakteri masing-masing proses. μ_1 dan μ_2 (d^{-1}) merupakan spesifik laju pertumbuhan asidogenesis dan metanogenesis.

Sistem persamaan diferensial yang diperoleh dari kesetimbangan massa dari proses kontinyu adalah:

$\frac{dX_1}{dt} = X_1(\mu_1 - D)$ (asidogenesis *biomass*)

$\frac{dX_2}{dt} = X_2(\mu_2 - D)$ (metanogenesis *biomass*)

$\frac{dS_1}{dt} = D\left(S_1^{in} - S_1\right) - k_1\mu_1 X_1$ (Organik Substrat)

$\frac{dS_2}{dt} = D\left(S_2^{in} - S_2\right) + k_2\mu_2 X_1 - k_3\mu_2 X_2$ (Asam Asetat Volatil)

Dimana D ($D = Q/V$, d^{-1}) adalah laju pengenceran, dihitung dari laju alir input (Q) dan Volume reaktor. S_1^{in}dan S_1^{in} adalah konsentrasi substrat organik input dan konsentrasi asam lemak VFA.

Model kinetika bakteri asidogenesis menggunakan Monod kinetics (3) dan kinetika bakteri metanogenesis menggunakan Haldane kinetics (4). Yang terakhir digunakan untuk menekankan bahwa akumulasi VFA adalah kondisi inhibisi untuk reaksi metanogenik.

$\mu_1 = \mu_{1MAX} \frac{S_1}{K_{S_1}+S_1}$ (Kinetika Bakteri Asidogenik) (3)

Dimana μ_{1max} adalah laju maksimum pertumbuhan bakteri dan K_{S1} adalah konstanta setengah jenuh yang terkait dengan substrat organik S_1.

$\mu_2 = \mu_{2MAX} \frac{S_2}{K_{S_2}+S_2+S_2^2/K_1}$ (Kinetika Bakteti Metanogenik) (4)

Dimana μ_{2max} adalah laju maksimum pertumbuhan bakteri dan K_{S2} dan K_1 adalah konstanta setengah jenuh dan konstanta inhibisi yang terkait dengan VFA (S_2).

Produksi gas metana diasumsikan dari reaksi metanogenesis dengan laju molar (q_M). Diketahui bahwa gas metana adalah produk dengan kelarutan rendah, ini berarti bahwa semua metana yang ada dalam biogas yang dihasilkan oleh dekomposisi bahan organik.

$q_M = k_4 \mu_2 X_2$ (5)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Ada beberapa mekanisme pembuatannya dirancang untuk dapat memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan pabrik biogas dari kotoran ayam dan molases berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pendukung dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Biogas

Temperatur : 35 - 38 ℃ (Proses Mesofilik)

Konsentrasi metana (CH_4) : 60 - 95 %

Berat molekul : 16,043 kg/kmol

pH : 6,7 – 7,5

1 m^3 biogas : 6,0 – 6,5 kWh/m^3

Densitas : 1,2 kg/m^3

Tekanan : 1 – 4 atm

Tekanan kritis : 75 – 89 bar

Temperatur kritis : -82,5 ℃

(Winrock, 2015 ; Dieter Deuiblein, 2008)

2.1.2 Pupuk Padat Organik

C-Organik	: 15,47%
C/N	: 8 – 18,40
pH	: 7,5 – 8
Nutrisi Makro	
N	: 1,39 – 2,05%
P2O5	: 0,24 – 2,70%
K2O	: 0,02 – 0,58%
Ca	: 13.934,89 – 28.300 ppm
Mg	: 800 – 6.421,06 ppm
S	: 1,74%
Nutrisi Mikro	
Fe	: 3,15 – 23 ppm
Mn	: 132,50 – 1.950 ppm
Cu	: 9 – 36,23 ppm
Zn	: 80 ppm
Co	: 35 ppm
Mo	: 29,69 – 3.223 ppm
B	: 243,75 – 665

(Pengelolaan dan Pemanfaatan *Bio-Slurry*, 2013)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Kotoran Ayam

Densitas	: 1034,5 kg/m^3
pH	: 8,6
C/N	: 8
Total solid	: 27,60 %
Volatile solid	: 19,10 %
Ash	: 8,50 %
Water	: 72,40 %
Sifat Kimia	: Larut dalam air
	pH basa
	Bersifat korosi

(Y. Li:R. Zhang:X. Liu:X. Ma ,2013)

2.2.2 Molases

Densitas : 1507 kg/m^3

pH : 5,6

C/N : 53

Total solid : 76,72%

Volatile solid : 56,12%

Water : 23,28%

Ash : 20,60%

Kandungan sukrosa : 48 – 55%

(Prescott dan Dunn, 1959)

2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

2.3.1 Kalsium Hidroksida ($Ca(OH)_2$)

Fungsi : Sebagai penetral pH

Berat molekul : 74,09 gr/mol

Titik lebur : 450℃

Titik didih : 2.850 ℃

pH : 12,4 – 12,6 pada 20℃

Kelarutan dalam air : 1,85 g/L

Densitas relatif : 2,240 g/cm^3

(MSDS Supelco, 2023)

2.3.2 Air (H_2O)

Fungsi : sebagai absorben gas CO_2 di dalam *absorber*

Berat molekul : 18,016 gr/gmol

Titik lebur : 0℃ (1 atm)

Titik Didih : 100℃ (1 atm)

Densitas : 1 gr/ml

Viskositas : 0,8949 cP

Kapasitas panas : 1 kal/gr

Panas pembentukan : 80 kal/gr

Panas penguapan : 540 kal/gr

Temperatur kritis : 374℃

Tekanan kritis : 217 atm

(MSDS *ScienceLab*, 2012)

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku digunakan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang akan digunakan, sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses atau belum. Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa kotoran ayam dan molases, serta bahan-bahan pembantu berupa inokulum dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji kualitas yang

dilakukan adalah uji densitas, pH, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses meliputi alat sistem kontrol dan aliran sistem.

Alat Sistem Kontrol :

1) Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
2) *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
3) *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

Aliran Sistem Kontrol :

1) Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
2) Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
3) Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

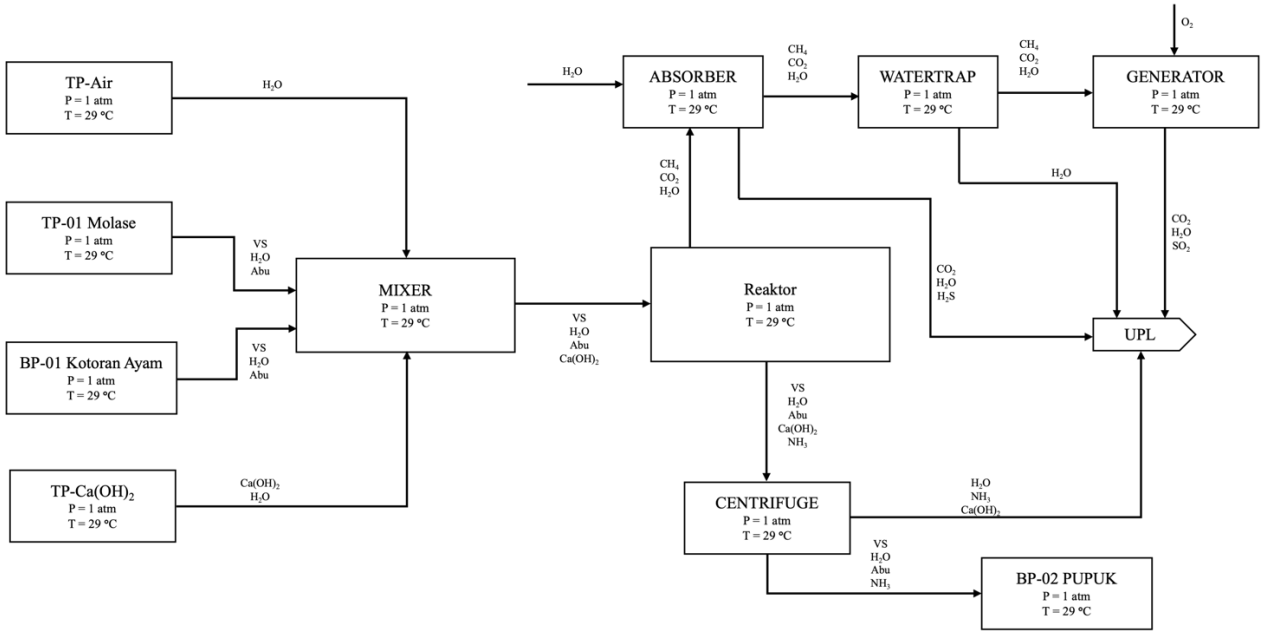
Mutu Produk standar yang berkualitas dan layak dipasarkan dapat diperoleh dengan menggunakan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan menggunakan sistem kontrol. Uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk digunakan untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

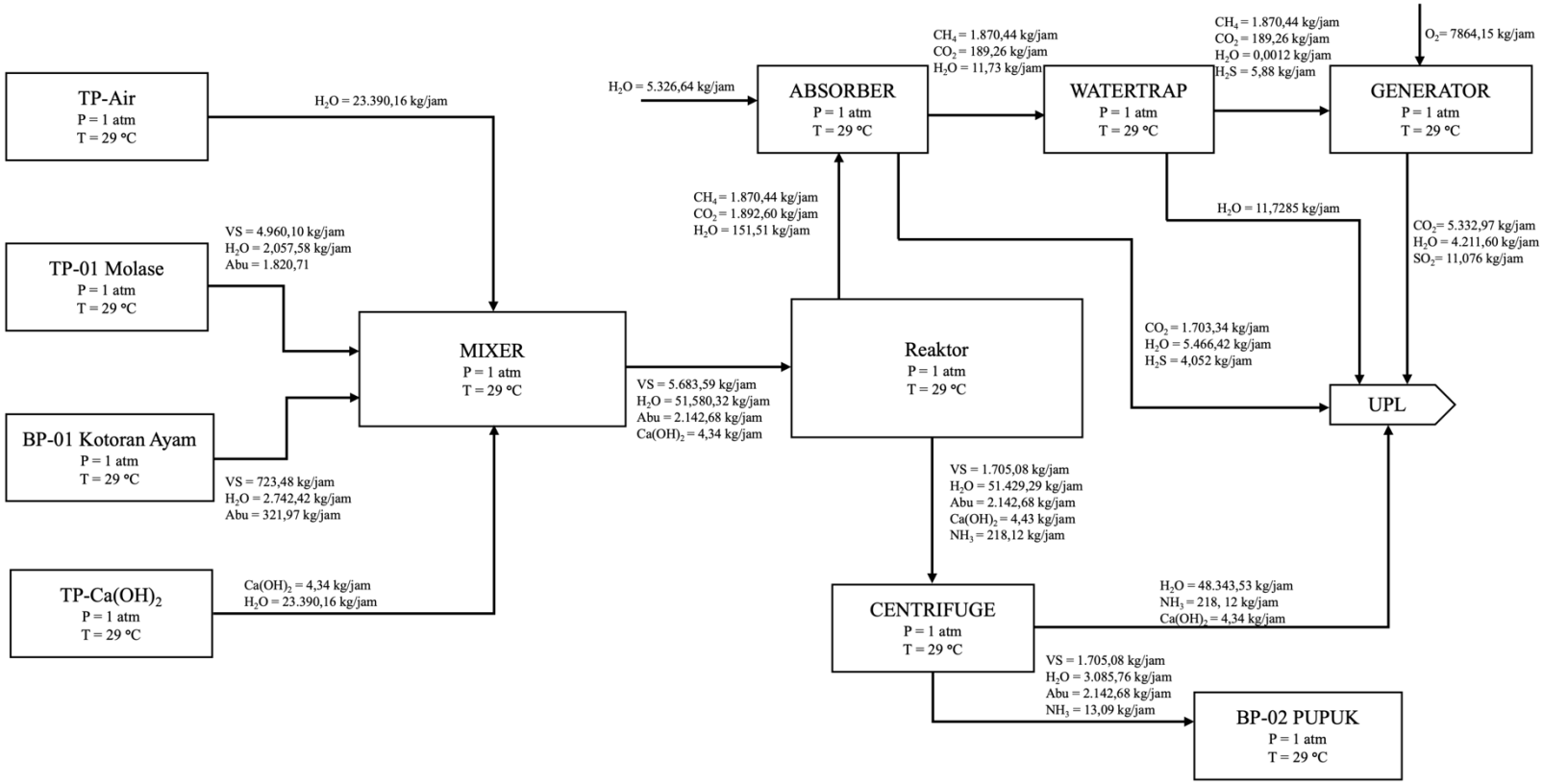
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

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

Kotoran ayam diangkut dengan menggunakan truk pengangkut yang tertutup menuju bak penampungan BP-01 (kotoran ayam) dan molases diangkut menggunakan mobil tangki menuju ke tangki penyimpanan T-01 (Molases) yang dapat digunakan untuk persediaan selama 7 hari. Untuk pengumpulan bahan baku dilakukan dengan melakukan sosialisasi di setiap peternakan ayam dan di setiap pabrik gula yang akan digunakan sebagai bahan baku pabrik, lalu setiap hari kotoran ayam diambil dengan menggunakan truk pabrik serta setiap 7 hari sekali molases diambil dari pabrik gula yang menghasilkan molases.

Kotoran ayam diangkut menggunakan *buldozer* masuk ke *hopper* menuju *mixer* melalui *belt conveyor* (BC-01). Lalu molases dari tangki penyimpanan dialirkan menuju mixer untuk pencampuran bahan. *Hopper* yang digunakan terdapat alat kontrol berupa timbangan, sehingga apabila umpan yang masuk dalam *hopper* sudah memenuhi parameter yang diinginkan, *hopper* akan tertutup kembali. Semua bahan tersebut dimasukkan ke dalam *mixer* (M) dan ditambahkan air serta ditambahkan larutan $Ca(OH)_2$ yang bertujuan sebagai penetral pH selama proses, semua bahan diaduk hingga homogen. Umpan dari *mixer* (M) masuk menuju *digester* atau reaktor (R) yang dialirkan dengan bantuan *screw pump* (P-05). Reaktor diasumsikan sudah pada keadaan *steady state* karena sebelum nya ditambahkan inokulum yang berguna sebagai bakteri selama proses fermentasi berlangsung. Penambahan inokulum hanya dilakukan sekali saja, karena bakteri akan berkembang dengan sendirinya. Apabila, hasil gas menurun inokulum dapat ditambahkan kembali.

Umpan yang berada di dalam reaktor biogas (R) akan mengalami proses *dark fermentation* yaitu proses anaerobik yang menghasilkan biogas. Selama proses *dark fermentation* tidak ada udara luar yang masuk ke dalam reaktor dan harus dilakukan proses pengadukan secara konsisten. Alat pengadukan yang digunakan yaitu berupa *screw pump* yang diletakan dibagian luar reaktor, alasan menggunakan pompa sebagai pengaduk yaitu agar umpan masuk baru dapat tercampur dengan umpan lama yang sudah ada di dalam reaktor. Kondisi operasi selama proses fermentasi yaitu suhu *mesofilik* (diambil suhu 35ºC), tekanan atmosferik untuk fase *slurry*, dengan waktu tinggal (HRT) 27 hari serta mengatur keadaan pH menjadi 7 agar bakteri metanogenesis dapat berkembang dan menghasilkan biogas. Karena suhu yang masuk ke dalam reaktor belum mencapai suhu 35ºC maka dibutuhkan alat pemanas berupa koil pemanas yang dialirkan gas panas dari generator agar dapat mencapai suhu yang diinginkan. Keadaan operasi di reaktor bersifat endotermis.

Pada reaktor akan terjadi beberapa tahapan fermentasi anaerob yaitu tahapan hidrolisis berupa dekomposisi bahan-bahan organik, tahapan asedogenesis dan asetogenesis terjadi pembentukan asam serta tahapan terakhir yaitu metanogenesis dimana terjadinya pembentukan metana yang dibantu oleh bakteri metanogen. Pada tahapan metanogenesis, asam-asam yang dihasilkan dari tahapan sebelumnya dirubah menjadi metana dengan bantuan bakteri.

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

$$aC_6H_{12}O_6 + bH_2O \rightarrow cCH_4 + dCO_2 + eNH_3 + fH_2S$$

1. Proses Hidrolisis:

Lipid $\longrightarrow$ Asam lemak, gliserol

Polisakarida $\longrightarrow$ Monosakarida

Lipid $\longrightarrow$ Asam lemak, gliserol

2. Proses Asidogenesis

$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \longrightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2$

$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2 + 2H_2$

$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2CH_3CH_2COH + 2H_2O$

3. Proses Asetogenesis

$CH_3CH_2COOH \longrightarrow CH_3COOH + CO_2 + 3H_2$

$CH_3CH_2CH_2COOH \longrightarrow 2CH_3COOH + 2H_2$

4. Proses Metanogenesis

$CH_3COOH \longrightarrow CH_4 + CO$

$2H_2 + CO_2 \longrightarrow CH_4 + 2H_2O$

Berdasarkan perhitungan dari metode Buswell, biogas yang terbentuk terdiri dari CH_4 46,87%, CO_2 47,39%, H_2S 0,26%, dan NH_3 5,48% (dalam % berat). Fase gas hasil reaksi dari reaktor (R) keluar dengan suhu yang sama dan tekanan yang sama serta harus dijaga tetap dengan *temperatur indicator control* dan

pressure control untuk mencegah reaksi melewati *range* suhu dan tekanan yang diizinkan.

Gas keluar reaktor masuk ke unit pemisahan CO_2 dan H_2S yaitu ke *Absorber* (AB). Tujuannya untuk memisahkan sebagian besar gas CO_2 dan H_2S, agar hasil biogas lebih bagus. Alat *absorber* (AB) beroperasi pada tekanan 1 atm dan temperatur 35ºC. Proses pemisahan dilakukan dengan menggunakan larutan *solvent* berupa air (H_2O). Pada *absorber* (AB) ini, campuran gas keluar dari reaktor dialirkan menuju bagian bawah tangki *absorber*. Kemudian, dari bagian atas di aliri air seperti hujan yang akan menyerap gas CO_2 dan H_2S karena memiliki nilai kelarutan terhadap air yang tinggi. Tangki *absorber* diatur agar dapat mengabsorpsi gas CO_2 sebanyak 80% dan H_2S sebanyak 40% . Di dalam *absorber* gas-gas CO_2 dan H_2S akan berikatan dengan larutan H_2O yang kemudian akan terlarut bersama dengan air menuju bawah tangki *absorber*. Hasil bawah *absorber* kemudian diolah pada unit utilitas dan kembali menuju bagian atas *absorber.* Gas hasil reaksi dari *absorber* keluar dari bagian atas *absorber* dengan temperatur 35ºC dan tekanan 1 atm. Kemudian gas dari *absorber* melewati *water trap* yang berfungsi untuk menangkap kandungan air yang dibawa gas keluaran *absorber* yang kemudian nantinya masuk di *generator* (GE-01) untuk menghasilkan listrik yang akan dijual.

Hasil keluaran bawah reaktor biogas (R) masih mengandung substrat organik yang masih dapat dimanfaatkan kembali. Oleh karena itu lebih efisien jika hasil keluaran reaktor digunakan sebagai bahan pembuat pupuk organik padat. Dimana, sisa *slurry* tersebut kemudian dialirkan menggunakan *screw pump* (P-06) menuju ke *centrifuge* agar dapat dipisahkan kandungan cairan dan padatannya,

dimana di dalam *centrifuge slurry* masuk ke *nozzle* kemudian *nozzle* berputar dengan gaya sentrifugal sehingga padatan dan cairan dapat terpisah. Setelah terpisah, padatan ditampung di bak penampung (BP-02) pupuk kandang yang akan dijual. Sedangkan hasil cairan yang sebagian besar mengandung air diolah pada unit pengolahan limbah (UPL). Sehingga, dapat digunakan kembali. Namun, perlu dilakukan beberapa *treatment* khusus seperti denitrifikasi karena mengandung senyawa NH_3 yang berbahaya untuk lingkungan.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Reaktor

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan biogas dari proses fermentasi
Jenis	: *Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)*
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 3 unit
Kapasitas	: 4.917,34 m^3
Harga	: US$ 89.452
Kondisi Operasi	
Suhu	: 35
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Endotermal
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: Reenforced Concrete
Diameter (ID) shell	: 21,097 m
Tebal shell	: 4,2 in
Tebal head	: 3,6 in
Tinggi total	: 14,06 m
Jenis head	:*Torispherical flanged* dan *dished head*
Tipe pengaduk	:*Screw Pump*
Power/tenaga pengadukan	: 2 Hp
Jumlah pompa	: 4 buah
Koil	
Ud	: 30
Luas Transfer Panas	: 49,88 ft^2
Schedule Number	: 40
Panjang total	: 551,27 m
Jumlah lilitan	: 4
Tinggi tumpukan koil	: 1,34 m

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

a. *Absorber* (AB-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat *Absorber*

Spesifikasi Umum *Absorber* (AB-01)	
Kode	: AB-01
Fungsi	: Menyerap gas CO_2 dan H_2S dari campuran gas reaktor dengan menggunakan solvent H_2O
Jenis	: *Packed Columns*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: US$ 15.044
Kondisi Operasi	
Suhu	: 35℃
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: *Carbon steel* SA-129 *Grade* A
Diameter	: 1 m
Tinggi	: 5,750 m
Tebal shell	: 0,1305 in
Tebal head	: 0,1875 in
Jenis head	: Torispherical dished head
Packing	
Jenis packing	: *Raschig rings*
Bahan konstruksi packing	: Keramik
Tinggi Packing	: 7,978 m

b. *Centrifuge* (CN)

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat *Centrifuge*

Spesifikasi Umum Centrifuge (CN-01)	
Kode	: CN-01
Fungsi	: Memisahkan padatan larutan keluaran reaktor
Jenis	: *Continous decanter centrifuge*
Bentuk	: *Cone cylinder*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: US$ 12.652
Kondisi Operasi	
Suhu	: 35℃
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: *Carbon steel* SA-283 *Grade* C
Type rotor	: *Scroll conveyor* (*solid bowl)*
Kapasitas maksimum	:Padatan = 3 ton/jam
	Cairan = 250 *gallon*/menit
Diameter bowl	: 18 in
Kecepatan putar bowl	: 3500 rpm
Power motor	: 50 hp
Panjang alat	: 2,4348 m
Inlet slurry	: 0,08 in
Outlet wet cake	: 0,05 m
Oulet mother liquor	: 0,06 m

c. *Mixer* (M-01)

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat *Mixer*

Spesifikasi Umum *Mixer* (M-01)	
Kode	: M-01
Fungsi	: Tempat mencampur umpan agar homogen sebelum masuk ke reaktor
Jenis	: Tangki berpengaduk
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 53,7511m^3
Waktu tinggal	: 1 jam
Harga	: US$ 25.068
Kondisi Operasi	
Suhu	: 29℃
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: *Carbon steel* SA-283 *Grade* C
Diameter	: 4,572m
Tinggi	: 7,3152m
Tebal shell	: 0,5 in
Tebal head	: 0,5 in
Tebal bottom flat	: 0,5 in
Jenis head	: *Torispherical flanged dan dished head*
Pengaduk	
Tipe pengaduk	: *Curved blade turbines impeller with disk*
Kecepatan pengadukan	: 0,1 putaran/detik
Power / tenaga pengadukan	: 50 hp
Jumlah baffle	: 4 buah

d. Water Trap (WT)

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat *Watertrap*

Spesifikasi Umum *Water Trap* (WT-01)	
Kode	: WT-01
Fungsi	: Untuk mengurangi kadar air laju umpan dari absorber
Jenis	:Tangki silinder
Desain	: Tangki vertikal dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical head*
Jumlah	:1 unit
Harga	:US$ 44.341
Kondisi Operasi	
Suhu	: 35℃
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: *Carbon steel* SA-285 *Grade* C
Diameter	: 4,707 m
Tinggi	: 3,138 m
Tebal shell	: 0,306 in
Tebal head	: 0,413 in

e. *Combined Heat and Power* Generator (GE)

Spesifikasi Umum CHP *Generator*	
Kode	: GE-01
Fungsi	: Menghasilkan listrik yang nantinya akan dijual dengan bahan bakar Biogas.
Jenis	: *Combined Heat and Power*
Harga	: US$ 231.854,4
Jumlah	: 1
Efisiensi Gas Panas	: 44,6%
Efisiensi Listrik	: 36,5%
Kapasitas *Output* Listrik	: 10MW
Fuel	: Biogas, Natural Gas, Methane

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk

Parameter	T-Air	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan air yang digunakan pada proses produksi	Tempat penyimpanan molases sebelum masuk ke dalam mixer	Tempat penyimpanan larutan $Ca(OH)_2$ sebelum masuk ke dalam mixer
Lama penyimpanan	7 hari	7 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1 unit	1 unit	1 unit
Jenis tangki	Silinder vertikal dengan tutup	Silinder vertikal dengan tutup	Silinder vertikal dengan tutup
Kondisi Operasi			
- Suhu	29°C	29°C	29°C
- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Bahan Konstruksi	*Carbon steel SA-283 grade C*	*Carbon steel SA-283 grade C*	*Carbon steel SA-283 grade C*
Dimensi			
- Volume tangki	6056,61m^3	1492,48 m^3	0,10 m^3
- Diameter	21,34 m	13,72 m	3,05 m
- Tinggi	7,32 m	5,49 m	3,66 m
- Jumlah *course*	4	3	2
- Tebal *shell*	1,53 in	0,77 in	0,29 in
Jenis *head*	*Torispherical dishead head*	*Torispherical dishead head*	*Torispherical dishead head*
- Tebal *head*	0,625 in	0,625 in	0,25 in
Jenis *bottom*	Flat	Flat	Flat
- Tebal *bottom*	1 in	0,625 in	0,25 in
Harga	US$ 221.825	US$ 147.213	US$ 44.814

Tabel 3.6 Lanjutan Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk

Parameter	BP-01	BP-02	H-01
Fungsi	Menampung kotoran ayam	Menampung pupuk organik	Tempat penampungan sementara kotoran ayam dari *bulldozer* dan mengumpankannya ke belt *conveyor* menuju *mixer*
Lama penyimpanan	7 hari	1 hari	1 jam
Fasa	Padat	Padat	Padat
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Jenis	Bak persegi panjang tanpa tutup	Bak persegi panjang tanpa tutup	*Conical hopper*
Kondisi Operasi			
- Suhu	29°C	29°C	29°C
- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Bahan Konstruksi	Beton kedap air	Beton kedap air	*Carbon steel SA-283 grade C*
Dimensi			
- Volume	1127,80 m^3	1127,80 m^3	6,71m^3
- Diameter	-	-	*Shell* : 3,71 m Ujung konis : 0,05 m
- Tinggi	9,09 m	8,74 m	71,86 m
- Panjang	13,64 m	17,61 m	-
- Lebar	9,09 m	8,74 m	-
Harga	US$3.754	US$2.766	US$13.716

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat, Cair, dan Gas

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

Parameter	**BC-01**	**BC-02**
Fungsi	: Mengangkut kotoran ayam dari *hopper* menuju ke tangki mixer	: Mengangkut pupuk dari CN-01 ke bak penampungan produk Bp-02
Jenis	: *Flat belt conveyor*	: *Flat belt conveyor*
Kapasitas	: 2,104 kg/s	: 2,311 kg/s
	Dimensi	
Panjang *belt*	: 9,15 m	: 9,15 m
Luas penampang	: 0,01 m^2	: 0,01 m^2
Kecepatan *belt*	: 30,5 m/menit	: 30,5 m/menit
Daya	: 0,250 hp	: 0,250 hp
Harga	: US$17.737	: US$17.737

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	**P-01**	**P-02**	**P-03**	**P-04**
Fungsi	Memompa air proses menuju mixer	Memompa molases menuju mixer	Memompa $Ca(OH)_2$ menuju mixer	Memompa air panas dari heater ke reaktor untuk koil
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Bahan yang dipompa	H_2O	Molases	$Ca(OH)_2$	Air panas
		Kondisi Operasi		
Viskositas	0,836 cP	0,836	0,018 cP	835,781 cP
Densitas	1023,937 kg/m^3	1507 kg/m^3	2211 kg/m^3	1023,937 kg/m^3
Kapasitas	22,843 m^3/jam	5,865 m^3/jam	10,581 m^3/jam	22,843 m^3/jam
Pump head	11,2 m	11,48 m	10,23 m	11,28 m
Suhu fluida	29℃	29℃	29℃	100°C
Daya motor	1.491,4 Watt	1.491,4 Watt	2.237,1 Watt	2.237,1 watt
Bahan konstruksi	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Harga	US$ 1.951	US$ 863	US$ 1.230	US$ 61

Tabel 3.8 Lanjutan Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	**P-05**	**P-06**	**P-07**	**P-08**
Fungsi	Mengalirkan umpan dari tangki *mixer* ke reaktor biogas	Mengalirkan umpan dari reaktor biogas ke centrifuge	Mengalirkan air limbah absorber ke UPL	Mengalirkan air limbah centrifuge ke UPL
Jenis	*Screw Pump*	*Screw Pump*	*Centrifugal Pump*	*Centrifugal Pump*
Bahan yang dipompa	*Slurry* umpan	*Slurry* umpan	H_2O, CO_2, dan H_2S	H_2O, NH_3, dan $Ca(OH)_2$
		Kondisi Operasi		
Viskositas	0,863 cP	0,733 cP	0,836 cP	0,836 cP
Densitas	1055,05 kg/m^3	1055,05 kg/m^3	1018,416 kg/m^3	1023,937 kg/m^3
Kapasitas	56,311 m^3/jam	52,591 m^3/jam	7,043 m^3/jam	47,405 m^3/jam
Pump head	10,72 m	3,6 m	4,3 m	3,36 m
Suhu fluida	29℃	35°C	35°C	35°C
Daya motor	3.728,5 Watt	1.491,4 Watt	745,7 Watt	745,7 Watt
Bahan konstruksi	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Harga	US$ 3.637	US$ 3.491	US$ 963	U$ 3.022

Lanjutan Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	**P-09**
Fungsi	Mengalirkan air *watertrap* ke UPL
Jenis	*Centrifugal Pump*
Bahan yang dipompa	H_2O
Kondisi Operasi	
Viskositas	0,863 cP
Densitas	1023,937 kg/m^3
Kapasitas	0,0115 m^3/jam
Pump head	3,03 m
Suhu fluida	29℃
Daya motor	745,7 Watt
Bahan konstruksi	*Commercial Steel*
Harga	US$ 80

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Spesifikasi Umum Blower (BL-01)	
Kode	: BL-01
Fungsi	: Untuk mengalirkan gas produk reaktor menuju *absorber*
Jenis	: *Blower centrifugal*
Jumlah	: 1 buah
Laju alir	: 3.628,0617 kg/jam
Harga	: US$ 4.257
Spesifikasi Umum Blower (BL-02)	
Kode	: BL-02
Fungsi	: Untuk mengalirkan gas dari *watertrap* menuju *generator*
Jenis	: *Blower centrifugal*
Jumlah	: 1 buah
Laju alir	: 3.924,4811 kg/jam
Harga	: US$ 3.666

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Spesifikasi *Heater* (H-01)		
Fungsi	: Memanaskan air sebelum dialirkan ke koil Reaktor (R-01)	
Jenis	: *Double Pipe*	
	Kondisi Operasi	
	Annulus	*Tube*
Suhu Masuk	: 30 °C	1800°C
Suhu Keluar	:100°C	1750°C
Tekanan	:1 atm	1atm
	Mechanical Design	
	Annulus	*Tube*
Panjang	: 15 ft	
Hairpin	: 1 buah	
ID	: 4,026 in	3,068 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 1,178 ft^2/ft	0,917 ft^2/ft
Preassure Drop	: 0,001112 psi	20,36093 psi
Rd	: 0,2166 Btu/hr.ft^2 °F	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.10 Neraca Massa Total

Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)								
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**
VS Kotoran Ayam	723,48	-	-	-	723,48	-	-	-	-
Abu Kotoran Ayam	321,97	-	-	-	321,97	-	-	-	-
VS Molases	-	-	4.960,10	-	4.960,10	-	-	-	-
Abu Molases	-	-	1.820,70	-	1.820,71	-	-	-	-
VS	-	-	-	-	-	-	1.705,08	-	-
Abu	-	-	-	-	-	-	2.142,68	-	-
H_2O (Cair)	2.742,42	23.390,16	2.057,58	23.390,16	51.580,32	151,51	51.428,81	-	5.326,22
CH_4	-	-	-	-	-	1.870,44	-	1.870,44	-
CO_2	-	-	-	-	-	1.892,60	-	189,26	-
H_2S	-	-	-	-	-	9,94	-	5,88	-
$Ca(OH)_2$	-	-	-	4,34	4,34	-	4,34	-	-
NH_3	-	-	-	-	-	-	205,54	-	-
H_2O (Gas)	-	-	-	-	-	-	-	11,73	-
O_2	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO_2	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Jumlah	**3.787,88**	**23.390,16**	**8.838,28**	**23.394,49**	**59.410,92**	**3.924,48**	**55.486,44**	**2.077,31**	**5.326,22**

Tabel 3.10 Lanjutan Neraca Massa Total

Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)							
	10	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**
VS Kotoran Ayam	-	-	-	-	-	-	-	-
Abu Kotoran Ayam	-	-	-	-	-	-	-	-
VS Molases	-	-	-	-	-	-	-	-
Abu Molases	-	-	-	-	-	-	-	-
VS	-	-	-	-	-	-	-	1.705,08
Abu	-	-	-	-	-	-	-	2.142,68
H_2O (Cair)	5.465,99	-	-	-	-	-	48.343,08	3.085,73
CH_4	-	1.870,44	-	1.870,44	-	-	-	-
CO_2	1.703,34	189,26	-	189,26	-	5.332,97	-	-
H_2S	4,05	5,88	-	5,88	-	-	-	-
$Ca(OH)_2$	-	-	-	0,0012	-	-	4,34	-
NH_3	-	-	-	-	-	-	193,21	12,33
H_2O (Gas)	-	0,0012	11,73	-	-	4.211,60	-	-
O_2	-	-	-	-	7.490,06	-	-	-
SO_2	-	-	-	-	-	11,08	-	-
Jumlah	**7.173,39**	**2.065,58**	**11,73**	**2.065,58**	**7.490,06**	**9.555,64**	**48.540,62**	**6.945,81**

3.4.2 Neraca Massa Tiap Alat

a. Neraca Massa di Tangki Mixer

Tabel 3.11 Neraca Massa Alat Mixer

Komponen	In (kg/jam)				Out (kg/jam)
	2	3	4	5	6
VS Kotoran Ayam	723,48				723,48
Abu Kotoran Ayam	321,97				321,97
VS Molases			4.960,10		4.960,10
Abu Molases			1.820,71		1.820,51
H_2O	2.742,42	23.390,16	2.057,58	23.390,16	51.580,32
$Ca(OH)_2$				4,34	4,34
Subtotal	**3.787,88**	**23.390,16**	**8.838,38**	**23.394,49**	**67.237,18**
Total	**59.410,92**				**67.237,18**

b. Neraca Massa di Reaktor Biogas

Tabel 3.12 Neraca Massa Alat Reaktor Biogas

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)	
	6	7	8
VS			1705,08
TS			3847,75
Abu			2142,68
VS Kotoran Ayam	723,48		
Abu Kotoran Ayam	321,97		
VS Molases	4.960,10		
Abu Molases	1.820,51		
H_2O	51580,32	151,03	51429,29
CH_4		1864,75	
CO_2		1885,27	
H_2S		10,38	
NH_3			218,12
$Ca(OH)_2$	5,89		4,34
Subtotal	**59.410,92**	**3.911,42**	**55.499,50**
Total	**59.410,92**	**59.410,92**	

c. Neraca Massa di Absorber CO2 dan H2S

Tabel 3.13 Neraca Masa Alat Absorber

Komponen	In (kg/jam)		Out (kg/jam)	
	7	10	9	11
CH_4	1.864,75		1.864,75	
CO_2	1.885,27		188,53	1.696,74
H_2S	10,38		6,14	4,23
H_2O	151,03	5.302,72	11,68	5.442,06
Subtotal	**3.911,42**	**5.302,72**	**2.071,10**	**7.143/04**
Total	**9.214,14**		**7.410,28**	

d. Neraca Massa di *Water Trap*

Tabel 3.14 Neraca Massa Alat *Water Trap*

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)	
	9	12	13
CH_4	1.864,75	1.864,75	
CO_2	188,53	188,53	
H_2S	6,14	6,14	
H_2O	11,68	0,00012	11,68
Subtotal	**2.071,10**	**2.059,42**	**11,68**
Total	**2.071,10**	**2.071,10**	

e. Neraca Massa di *Centrifuge*

Tabel 3.15 Neraca Massa Alat *Centrifuge*

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)	
	8	14	15
VS	1.705,08		1.705,08
Abu	2.142,68		2.142,68
Air	51.429,29	48.343,53	3.085,76
NH_3	218,12	205,03	13,09
$Ca(OH)_2$	4,34	4,34	
Subtotal	**55.499,50**	**48.552,90**	**6.933,51**
Total	**55.499,50**	**55.486,41**	

3.5 Neraca Panas

a. Neraca Panas di Tangki *Mixer*

Tabel 3.16 Neraca Panas Alat *Mixer*

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
$C_{86}H_{87}O_{36}N_5S_{0,2}$	37,631	37,631
$Ca(OH)_2$	0,072	0,072
H_2O	255.155,39	255.155,39
Total	**255.193,091**	**255.193,091**

b. Neraca Panas di Reaktor Biogas

Tabel 3.17 Neraca Panas Alat Reaktor Biogas

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CH_4		35.476,05
CO_2		13.808,42
H_2S		87,24
H_2O Gas		5.289,22
$C_{86}H_{87}O_{36}N_5S_{0,2}$	37,631	46,426
$Ca(OH)_2$	0,072	0,072
H_2O Cair	510.310,778	609.553,19
NH_3		8.742,667
Total	**510.348,48**	**618.342,36**

c. Neraca Panas di Absorber CO_2 dan H_2S

Tabel 3.18 Neraca Panas Alat Absorber

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CH_4	35.564,741	35.564,74
CO_2	13.808,423	2.761,68
H_2S	87,496	50,40
H_2O Gas	5.289,217	383,15
H_2O Cair	69.507,628	178.531,93
H_2S Cair		37,10
CO_2 Cair		11.046,74
Total	**124.257,51**	**228.375,73**

d. Neraca Panas di *Watertrap*

Tabel 3.19 Neraca Panas Watertrap

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CH_4	35.564,741	35.564,74
CO_2	2.761,68	2.761,68
H_2S	50,40	50,40
H_2O Gas	383,15	383,15
H_2O Cair		138,05
Total	38.759,97	38.553,19

e. Neraca Panas di *Centrifuge*

Tabel 3.20 Neraca Panas Centrifuge

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
$C_{86}H_{87}O_{36}N_5S_{0,2}$	46,426	46,426
$Ca(OH)_2$	0,072	0,072
NH_3	3.868,126	3.868,191
H_2O	609.553,191	609.553,191
Total	**613.467,82**	**613.467,82**

f. Neraca Panas di Heater

Tabel 3.21 Neraca Panas Alat Heater

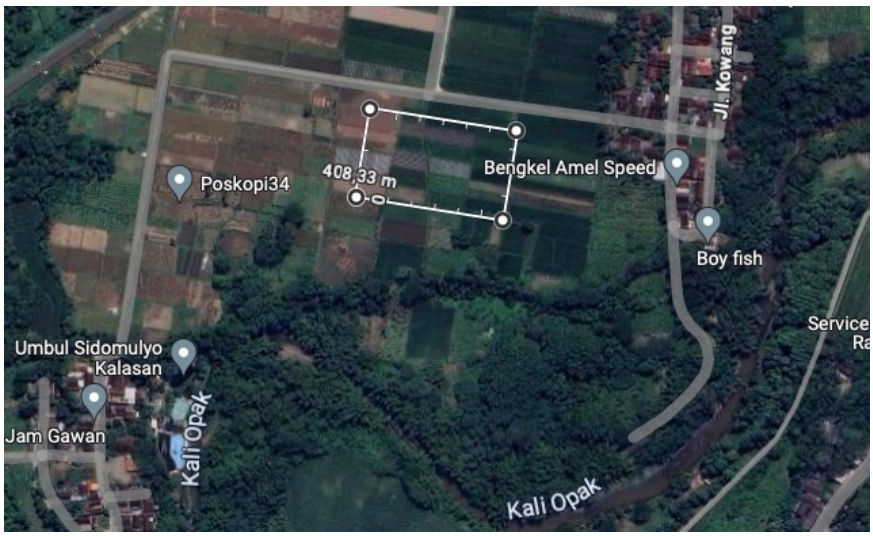
Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H_2O	1.511,412	22.593,108
Gas Panas	21.081,696	
Total	**22.593,108**	**22.593,108**

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan dan pendirian suatu pabrik. Dikarenakan hal tersebut sangat berhubungan dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain : letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial, dan pengembangan di masa mendatang.



Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik

Berdasarkan faktor-faktor diatas, maka lokasi pabrik biogas dari kotoran ayam dengan kapasitas 16.300 ton/tahun setara 9,4 MW_{EL} direncanakan akan

didirikan dekat dengan kendang peternakan ayam di Kecamatan Kalasan, Kabupaten Sleman, Provinsi Daerah Istimewa Yogyakarta, Indonesia. Dengan pertimbangan sebagai berikut :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor utama ini memengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utama meliputi :

a. Penyediaan Bahan Baku/Pembantu

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar dan biaya transportasi dapat diminimalisir. Sumber bahan baku yang digunakan untuk kebutuhan produksi yaitu kotoran ayam dari peternakan ayam di wilayah Sleman.

b. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat penting. Pemasaran yang baik dan tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan hidup pabrik. Dengan membangun pabrik di wilayah yang lumayan banyak penduduknya ditargetkan produk dapat terjual. Konsep pemasaran produk biogas ini bertujuan untuk menjamin kebutuhan listrik warga di daerah Yogyakarta dengan menggunakan bahan baku yang terbarukan dengan memanfaatkan limbah serta mengurangi penggunaan bahan bakar fossil. Serta menyediakan pupuk organik yang ramah lingkungan untuk para petani di wilayah Yogyakarta.

c. Kemudahan Transportasi

Pengambilan bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat dengan menggunakan truk tertutup. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini merupakan kawasan yang letaknya strategis karena tidak jauh dengan wilayah pengambilan bahan baku.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik yang mempunyai keahlian dibidangnya. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan Sebagian sarjana. Untuk memenuhinya dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

e. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik tenaga listrik, air, dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting.

f. Kondisi Iklim dan Keadaan Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20-35℃ .

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

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

a. Perluasan Pabrik

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

b. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian terpenting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Segi keamanan kerja terpenuhi
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin
- Transportasi yang baik dan efisien

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial yang seperti penyediaan bengkel industri, sarana Kesehatan, Pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan taraf hidup.

d. Lingkungan Masyarakat Sekitar

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

4.2 Tata Letak Pabrik

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

Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari :

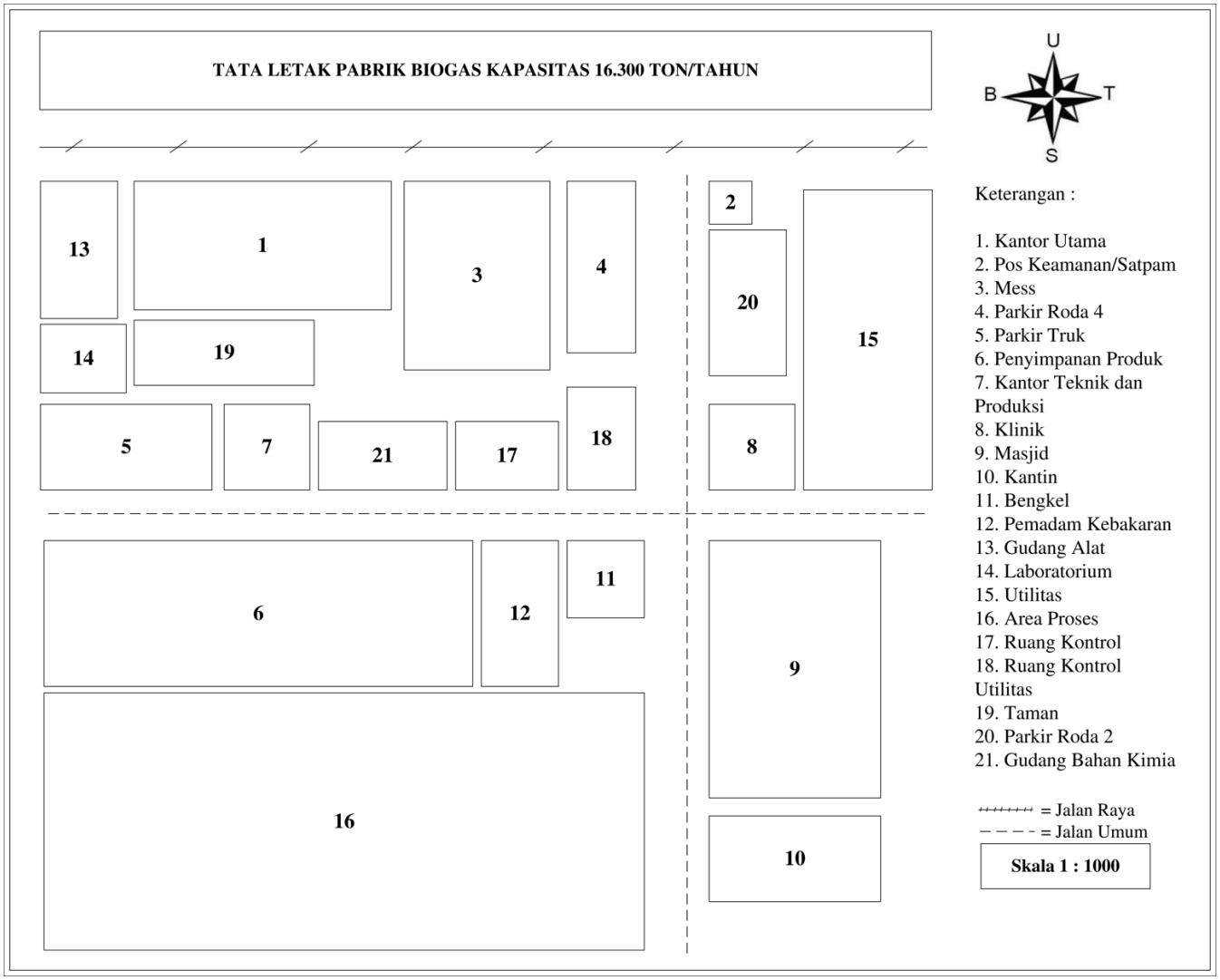
a. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula dan masjid.

1. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

2. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi
3. Daerah Utilitas dan Pemadam kebakaran

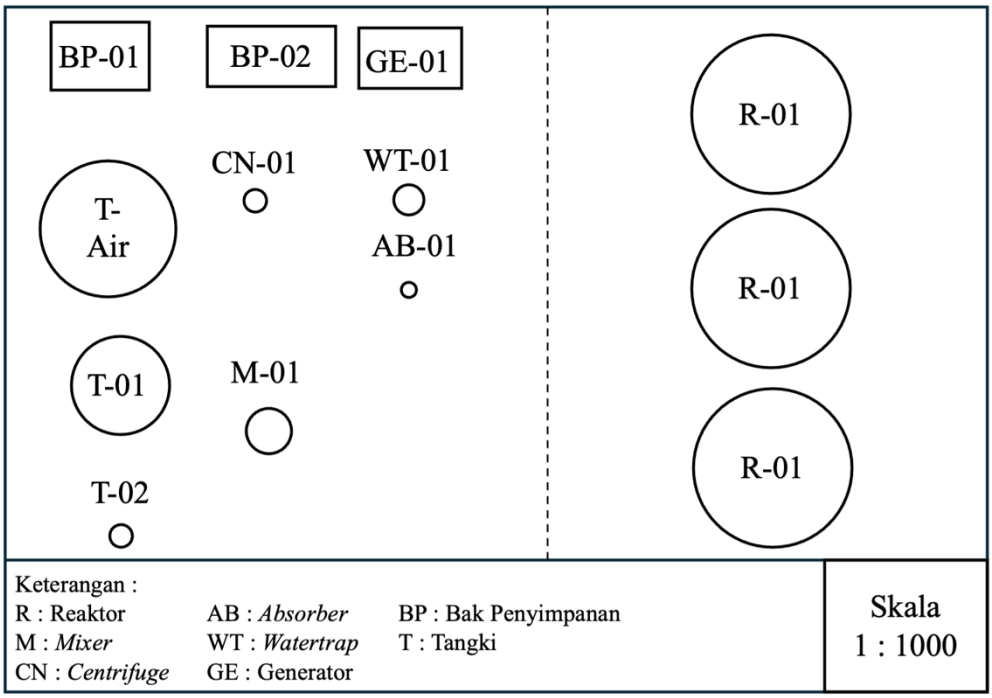


Gambar 4.2 *Lay Out* Pabrik

Tabel 4.1 Luas Bangunan dan Tanah

No.	Lokasi	Bangunan		Luas (m^2)	Tanah		Luas (m^2)
		Panjang (m)	Lebar (m)		Panjang (m)	Lebar (m)	
1	Kantor Utama	30	15	450	30	15	450
2	Pos Keamanan/satpam	5	5	25	5	5	25
3	Mes	22	17	374	22	17	374
4	Parkir Roda 4	20	8	160	20	8	160
5	Parkir Truk	20	10	200	20	10	200
6	Penyimpanan produk	50	17	850	50	17	850
7	Kantor Teknik dan produksi	10	10	100	10	10	100
8	Klinik	10	10	100	10	10	100
9	Masjid	20	30	600	20	30	600
10	Kantin	10	20	200	10	20	200
11	Bengkel	9	9	81	9	9	81
12	Unit pemadam kebakaran	17	9	153	17	9	153
13	Gudang alat	16	9	144	16	9	144
14	Laboratorium	10	8	80	10	8	80
15	Utilitas	35	15	525	35	15	525
16	Area proses	30	70	2100	30	70	2100
17	*Control Room*	12	8	96	12	8	96
18	*Control* Utilitas	12	8	96	12	8	96
19	Taman				30	5	150
20	Parkir roda 2				17	9	153
21	Gudang bahan kimia	15	8	120	15	8	120
22	Jalan				228	3	684
23	Perluasan pabrik				58	40	2320
		Luas Bangunan (m^2)	**6.454**		**Luas Tanah (m^2)**		**9.761**

4.3 Tata Letak Mesin dan Alat



Gambar 4.33 Tata Letak Mesin dan Alat

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

3.4.3 Aliran bahan baku dan produk

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

3.4.4 Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada

suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3.4.5 Pencahayaan

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

3.4.6 Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat

segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

3.4.7 Pertimbangan Ekonomi

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

3.4.8 Jarak antar alat proses

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

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

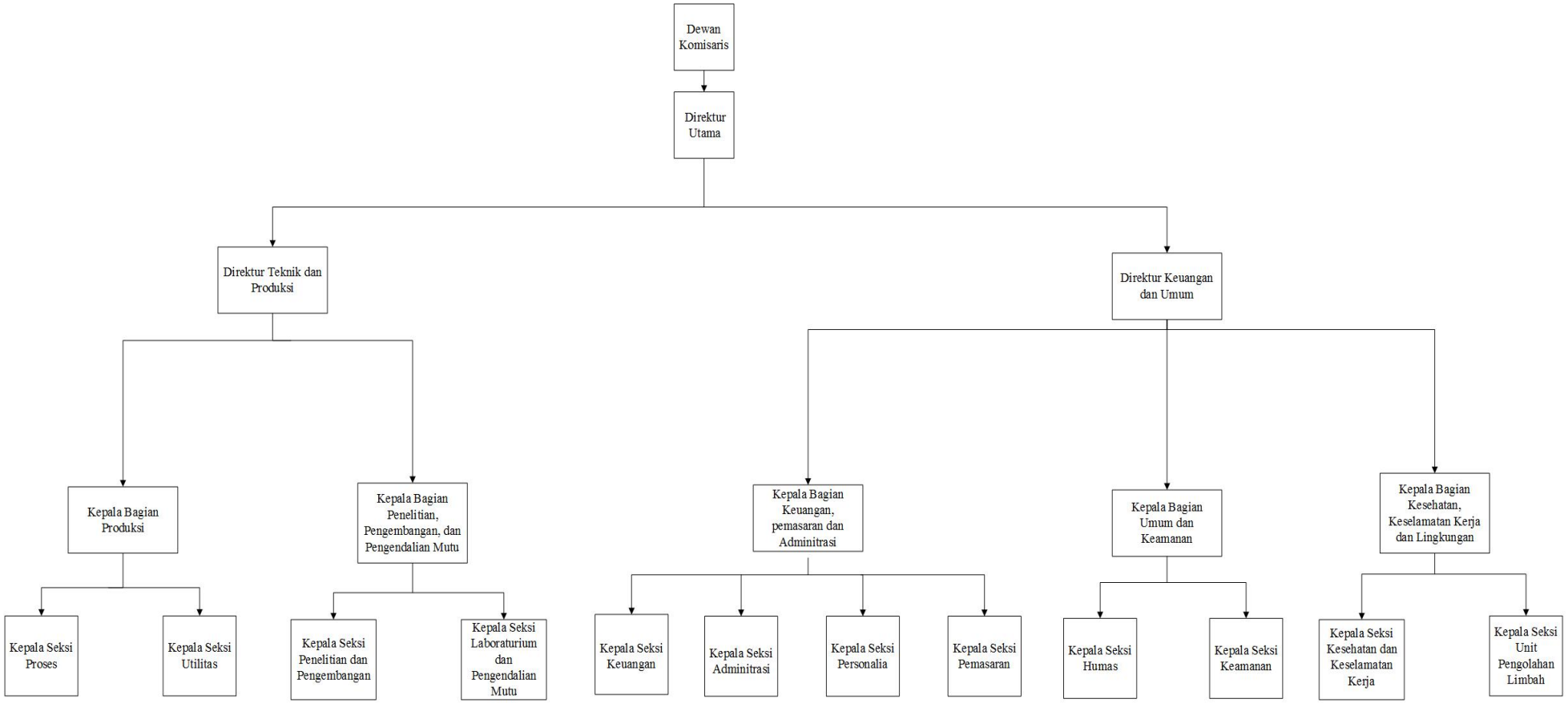
- Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting
- Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal
- Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

4.4 Struktur Organisasi

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

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

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



Gambar 4.44 Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

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

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

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

Berikut adalah perincian jumlah dan gaji karyawan sesuai dengan jabatan:

Tabel 4.2 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp /bulan)	Gaji (Rp /bulan)	Gaji (Rp/tahun)
1.	Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000	540.000.000
2.	Direktur Produksi & Teknik	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
3.	Direktur Keuangan & Umum	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
4.	Staff Ahli	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
5.	Ka. Bag. Produksi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
6.	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian mutu	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000

Lanjutan Tabel 4.2 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp /bulan)	Gaji (Rp /bulan)	Gaji (Rp/tahun)
7.	Ka. Bag. Keuangan, Pemasaran, dan Adminitrasi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
8.	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
9.	Ka. Bag. K3 & Lingkungan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
10.	Ka. Sek. Proses	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
11.	Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
12.	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
13.	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
14.	Ka. Sek. Keuangan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
15.	Ka. Sek. Administrasi	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
16.	Ka. Sek. Personalia	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
17.	Ka. Sek. Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
18.	Ka. Sek. Humas	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
19.	Ka. Sek. Keamanan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
20.	Ka. Sek. K3	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
21.	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
21.	Karyawan Proses	5	10.000.000	50.000.000	600.000.000
23.	Karyawan Pengendalian	2	10.000.000	20.000.000	240.000.000

Lanjutan Tabel 4.2 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp /bulan)	Gaji (Rp /bulan)	Gaji (Rp/tahun)
24.	Karyawan Laboratorium	2	7.000.000	14.000.000	168.000.000
25.	Karyawan Pemeliharaan	2	7.000.000	14.000.000	168.000.000
26.	Karyawan Utilitas	4	7.000.000	28.000.000	336.000.000
27.	Karyawan Administrasi	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
28.	Karyawan Kas	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
29.	Karyawan Personalia	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
30.	Karyawan Administrasi	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
31.	Karyawan Kas	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
32.	Karyawan Personalia	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
33.	Karyawan Humas	2	7.000.000	14.000.000	168.000.000
34.	Karyawan Keamanan	2	7.000.000	14.000.000	168.000.000
37.	Karyawan K3	2	7.000.000	14.000.000	168.000.000
38.	Karyawan Litbang	2	7.000.000	14.000.000	168.000.000
39.	Operator	42	5.000.000	210.000.000	2.520.000.000
40.	Supir	4	2.500.000	10.000.000	120.000.000
41.	*Librarian*	1	2.000.000	2.000.000	24.000.000
42.	*Cleaning service*	3	2.000.000	6.000.000	72.000.000
43.	Dokter	1	6.000.000	6.000.000	72.000.000
44.	Perawat	2	3.000.000	6.000.000	72.000.000
Total		**100**	**515.500.000**	**848.000.000**	**10.176.000.000**

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift:

Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift

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

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

Lanjutan Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
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

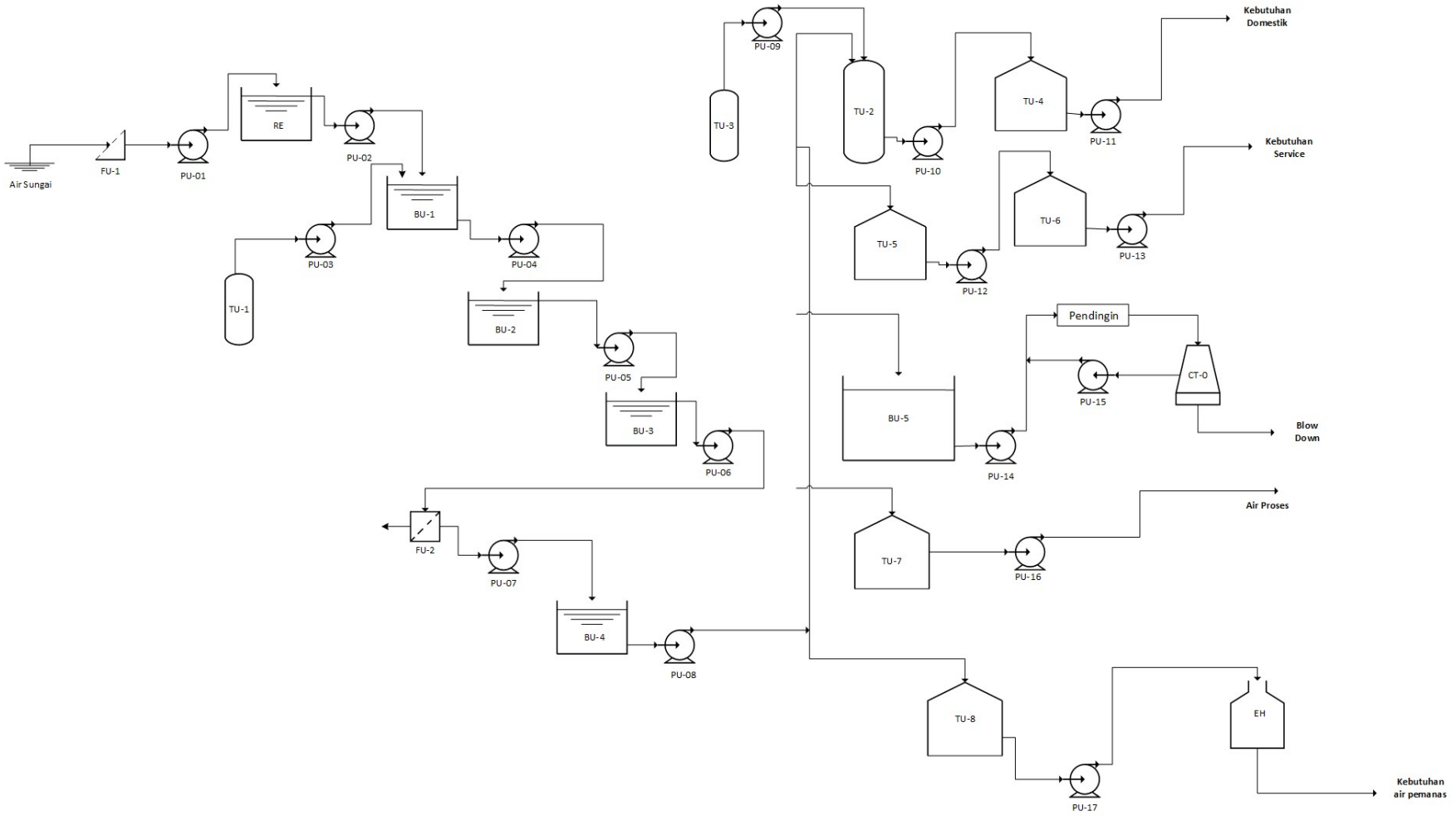
Jam kerja diambil 40 jam per minggu, kelebihan jam kerja dihitung lembur

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan pada perancangan pabrik biogas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Penyediaan Listrik (*Plant Power System*)
3. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
4. Unit Pengelola Limbah



Gambar 5.1 Unit Utilitas

Keterangan :

1. FU-1 : *Screen* / Penyaring
2. FU-2 : *Sand Filter*
3. RE : *Reservoir* / Sedimentasi
4. BU-1 : Bak Koagulasi dan Flokulasi
5. BU-2 : Bak Pengendapan 1
6. BU-3 : Bak Pengendapan 2
7. BU-4 : Bak penampungan Sementara
8. BU-5 : Bak Air Pendingin
9. TU-1 : Tangki Larutan Alum
10. TU-2 : Tangki Klorinasi
11. TU-3 : Tangki Kaporit
12. TU-4 : Tangki Air Bersih
13. TU-5 : Tangki *Service Water*
14. TU-6 : Tangki Air Bertekanan
15. TU-7 : Tangki Penyimpanan Air Proses
16. TU-8 : Tangki Penyimpanan Air Pemanas
17. CT-1 : *Cooling* Tower
18. PU-1-17 : Pompa Utilitas

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

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air dalam industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik biogas, sumber air baku yang digunakan berasal dari sungai Opak .

Adapun pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya yang lebih besar.
- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Letak sungai berada dekat dengan pabrik.

Berikut merupakan kebutuhan air yang diperlukan untuk aktivitas pabrik biogas yang akan berdiri di Sleman, Daerah Istimewa Yogyakarta.

5.1.1 Air Domestik (*Domestik Water*)

Domestic water adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan sebagainya. Air domestik yang digunakan harus memenuhi persyaratan, seperti :

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Tidak beracun

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	**Jumlah, kg/jam**
Kantor	512
Mess	8000
Jumlah	**8512**

5.1.2 Service Water

Service water merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid dan lain-lain. Kriteria *service water* yang digunakan sama seperti *domestic water*. Dan kebutuhan air *hydrant* pada kebutuhan air yang digunakan untuk pemadam kebakaran apabila terjadi timbulnya api atau kebakaran suatu tempat di dalam

pabrik, kebutuhan air *hydrant* bersifat kondisional yang sewaktu-waktu dibutuhkan ketika kebutuhan mendesak yang harus dipadamkan apabila terjadi kebakaran. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

a. Sifat fisika meliputi:

- Suhu : di bawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Sifat kimia meliputi :

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung bakteri terutama patogen yang dapat mengubah fisik air.

Total perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (*service water*) seperti bengkel, laboratorium 583 kg/jam.

5.1.3 Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk bisa memenuhi kebutuhan air pada area proses produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan seperti :

a. Air jernih
b. Tidak berbau dan berasa
c. Tidak mengandung zat organik dan anorganik

Kebutuhan air proses pada pabrik Biogas ini digunakan pada alat Reaktor (R-01) dan *Absorber* (AB-01) dibuat over design sebesar 20% sehingga menjadi 41.464,20 kg/jam.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Proses

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Reaktor	R-01	30.411,29
2	*Absorber*	AB-01	4.142,21
	Total		**34.553,50**

5.1.4 Air Pendingin

Sumber air pendingin diperoleh dari air sungai yang sudah melalui proses pengolahan. Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media

pendingin. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan digunakannya air pendingin sebagai media pendingin, antara lain :

a. Air pendingin diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar.
b. Mudah dilakukan pengaturan dan pengolahan.
c. Memiliki daya serap terhadap panas per satuan volume cukup tinggi.
d. Tidak terdekomposisi.

Namun, terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti :

a. Besi, karena dapat menyebabkan korosi.
b. Silika, karena dapat menyebabkan kerak.
c. Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.
d. Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film *corrosion inhibitor*, penurunan *heat exchanger coefficient* dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik Biogas ini perancangan dibuat *over design* sebesar 20% maka kebutuhan air pendingin menjadi sebesar 27.644,62 kg/jam.

5.1.5 Air Pemanas

Air pemanas merupakan air yang digunakan sebagai media pemanas dalam proses produksi pada Reaktor (R-01). Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air untuk umpan koil pemanas, diantaranya :

a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi *Korosi* disebabkan oleh air yang mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O2 dan CO2 yang masuk ke badan air.
b. Zat yang menyebabkan kerak (*scale reforming*) Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Air sadah dapat menyebabkan terbentuknya kerak pada dasar ketel yang selalu digunakan untuk memanaskan air. Sehingga untuk memanaskan air tersebut diperlukan pemanasan yang lebih lama. Hal ini merupakan pemborosan energi.

Kebutuhan air pemanas pada pabrik Biogas ini perancangan dibuat *over design* sebesar 20% maka kebutuhan air pemanas menjadi sebesar 86,48 kg/jam.

5.2 Unit Penyedia Listrik (*Plant Power System*)

Karena pabrik ini menghasilkan listrik, maka kebutuhan listrik di pabrik ini diperoleh dari hasil proses produksi melalui generator (GE-01).

Kebutuhan listrik pada alat proses dan alat utilitas serta kebutuhan lainnya di pabrik ini ditunjukkan pada tabel berikut :

- Listrik untuk AC
- Listrik untuk laboratorium
- Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- Listrik untuk penerangan
- Listrik untuk instrumentasi

Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	**Kode Alat**	**Daya**	
		Hp	**Watt**
Mixer	M-0	30	22.371
Reaktor	R-01	4	2.983
Belt Conveyor 1	BC-01	0,25	186
Blower	B-1	10	7.457
Kompresor	C	25	18.643
Centrifuge	CN	50	37.285
Pompa-01	P-01	2	1.491
Pompa-02	P-02	2	1.491
Pompa-03	P-03	3	2.237
Pompa-04	P-04	1	746
Pompa-05	P-05	5	3.729
Pompa-06	P-06	2	1.491
Pompa-07	P-07	1	746
Pompa-08	P-08	0,05	37
Total		**155,2500**	**116.515,6250**

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Koagulasi dan Flokulasi	BP-01	2	1491,40
Pompa-01	PU-01	3,522	2626,04
Pompa-02	PU-02	4,839	3608,75
Pompa-03	PU-03	0,167	124,28
Pompa-04	PU-04	5,091	3796,44
Pompa-05	PU-05	4,704	3507,55
Pompa-06	PU-06	3,992	2977,13
Pompa-07	PU-07	3,470	2587,43
Pompa-08	PU-08	3,718	2772,25
Pompa-09	PU-09	0,05	37,28
Pompa-10	PU-10	0,5	372,85
Pompa-11	PU-11	0,5	372,85
Pompa-12	PU-12	0,5	372,85
Pompa-13	PU-13	0,5	372,85
Pompa-14	PU-14	1	745,70
Pompa-15	PU-15	1	745,70
Pompa-16	PU-16	7,843	5848,17
Pompa-17	PU-17	1	745,70
Kompresor	C-U	2	1491,40
Blower Cooling Tower	BL-1	0,50	372,85
Total		**46,8949**	**34.969,51**

Tabel 5.5 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Proses	116,51
2	Utilitas	34,96
3	Listrik Ac	20
4	Listrik Penerangan	30
5	Laboratorium dan Bengkel	30
6	Instrumentasi	40
Total		**271,4851**

5.3 Unit Penyedia Udara Instrumentasi (*Instrument Air System*)

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat *controller* memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip *pneumatic* terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 16,822 m3/jam dengan tekanan 5,9 atm.

5.4 Unit Pengelola Limbah

Unit ini bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan dalam pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi baku mutu lingkungan. limbah yang dihasilkan sebagai berikut:

a. Limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi seperti bekas pencucian, air masak, dan lain-lain. penanganan limbah ini tidak membutuhkan penanganan khusus karena tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya
b. Air sisa pencucian peralatan biasanya masih mengandung *Total Dissolved Solid* (TDS) maupun komponen padat yang tidak terlarut. komponen-komponen tersebut berasal dari sisa bahan yang menempel pada peralatan setelah pabrik dioperasikan. Pemisahan dari TDS dan komponen yang tidak

terlarut ini akan diolah lebih lanjut dan air yang sudah tidak dapat dipisahkan dari TDS akan dibuang sebagai limbah.

c. Limbah cair sisa produksi biogas berasal dari luaran bawah *Centrifuge* (CN-01) mengandung NH_3 akan diolah terlebih dahulu menggunakan proses dinitrifikasi sebelum dialirkan kembali ke lingkungan.

d. Limbah gas yang merupakan sisa dari pembakaran pada Generator (GE-01) akan dibuang dengan menurunkan suhunya menggunakan *Cooler* (CL-01) dan sebagian kecilnya akan digunakan sebagai media pemanas untuk *Heat Exchanger*.

5.5 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

5.3.1 Perancangan Pengolahan Air

a. *Screen*

Tabel 5.6 Spesifikasi Alat *Screen*

Spesifikasi Umum *Screen* (FU-01)	
Kode	: FU-01
Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	: *Carbon steel*
Panjang	: 10 ft
Lebar	: 8 ft
Jumlah air yang diolah	: 50762,65 kg/jam

b. *Reservoir*/Sedimentasi

Tabel 5.7 Spesifikasi Alat *Reservoir*

Spesifikasi Umum *Reservoir* (RE-01)	
Kode	: RE-01
Fungsi	: Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.
Jenis	: Berbentuk persegi yang diperkuat dengan beton bertulang.
Kapasitas	: 74,851 m^3/jam
Dimensi	
Panjang	: 9,648 m
Lebar	: 9,648 m
Tinggi	: 4,824 m

c. Bak Koagulasi dan Flokulasi

Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Koagulasi dan Flokulasi

Spesifikasi Umum Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-01)	
Kode	: BU-01
Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.
Jenis	: *Carbon steel*
Volume bak	: 71,048 m3
Dimensi	
Diameter	: 4,489 m
Tinggi	: 4,489 m
Pengaduk	
Jenis	: *Marine propeller 3 blade*
Diameter	: 4,489 m
Jumlah *baffle*	: 4 buah
Jumlah *impeller*	: 1 buah
Power motor	: 2 Hp

d. Tangki Larutan Alum

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Alum

Spesifikasi Umum Tangki Alum (TU-01)	
Kode	: TU-01
Fungsi	: Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu
Jenis	: Silinder tegak
Volume bak	: 0,6087 m^3
Dimensi	
Diameter	: 0,729 m
Tinggi	: 1,458 m

e. Bak Pengendap I

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Pengendap I

Spesifikasi Umum Bak Pengendap I (BU-02)	
Kode	: BU-02
Fungsi	: Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat dengan beton bertulang
Volume bak	: 426,65 m^3
Dimensi	
Tinggi	: 4,742 m
Panjang	: 9,484 m

f. Bak Pengendap II

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Pengendap II

Spesifikasi Bak Pengendap II (BU-03)	
Kode	: BU-03
Fungsi	: Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat dengan beton bertulang
Volume bak	: 405,32 m^3
Dimensi	
Tinggi	: 4,66 m
Panjang	: 9,32 m
Lebar	: 9,32 m

g. *Sand Filter*

Tabel 5.12 Spesifikasi *Sand Filter*

Spesifikasi Umum *Sand Filter* (FU-02)	
Kode	: FU-02
Fungsi	: Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Kecepatan Penyaringan	: 4 gpm/ft^2
Diameter partikel	: 0,0394 in
Material	: *Spheres*
Tinggi lapisan pasir	: 1,12 m
Dimensi	
Volume	: 7,34 m^3
Tinggi	: 1,22 m
Panjang	: 2,44 m
Lebar	: 2,45 m

h. Bak Penampungan Sementara

Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Penampungan Sementara

Spesifikasi Umum Bak Penampungan Sementara (BU-04)	
Kode	: BU-04
Fungsi	: Menampung sementara *raw matter* setelah disaring di *sand filter*.
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselin
Volume	: 60,91 m^3
Dimensi	
Panjang	: 4,96 m
Tinggi	: 2,48 m
Lebar	: 4,96 m

i. Tangki Klorinasi

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Klorinasi

Spesifikasi Umum Tangki Klorinasi (TU-02)	
Kode	: TU-02
Fungsi	: Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.
Waktu Tinggal	: 1 jam
Bentuk	: Tangki silinder berpengaduk
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 10,21 m^3
Diameter	: 2,35 m
Tinggi	: 2,35 m
Kapasitas	: 8,51 m^3/jam

j. Tangki Kaporit

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Kaporit

Spesifikasi Umum Tangki Kaporit (TU-03)	
Kode	: TU-03
Fungsi	: Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi (TU-02)
Waktu Tinggal	: 1 bulan
Bentuk	
Kebutuhan Kaporit	: 0,0612 kg
Kebutuhan kaporit (30 hari)	: 44,0622 kg
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 0,0225 m^3
Diameter	: 0,306 m
Tinggi	: 0,306 m

k. Tangki Air Bersih

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Air Bersih

Spesifikasi Umum Tangki Air Bersih (TU-04)	
Kode	: TU-04
Fungsi	: Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Bentuk	: Tangki silinder tegak
Waktu Tinggal	: 1 hari
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 245,14 m^3
Diameter	: 6,178 m
Tinggi	: 6,178 m
Kapasitas	8,511 kg/jam

l. Tangki Service Water

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki *Service Water*

Spesifikasi Umum Tangki Service Water (TU-05)	
Kode	: TU-05
Fungsi	: Menampung air untuk keperluan layanan umum
Bentuk	: Tangki silinder tegak
Waktu Tinggal	: 24 jam
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 20,16 m^3
Diameter	: 2,95 m
Tinggi	: 2,95 m
Kapasitas	: 0,7 m^3/jam

m. Tangki Air Bertekanan

Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Air Bertekanan

Spesifikasi Umum Tangki Air Bertekanan (TU-06)	
Kode	: TU-06
Fungsi	: Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Bentuk	: Tangki silinder tegak
Waktu Tinggal	: 24 jam
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 20,16 m^3
Diameter	: 2,95 m
Tinggi	: 2,95 m
Kapasitas	: 0,7 m^3/jam

n. Bak Air Pendingin

Tabel 5.19 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Spesifikasi Umum Bak Air Pendingin (BU-05)	
Kode	: BU-05
Fungsi	: Menampung kebutuhan air pendingin
Bentuk	: Bak persegi panjang
Waktu Tinggal	: 1 jam
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 40,8012 m^3
Tinggi	: 2,1687 m
Panjang	: 4,3374 m
Lebar	: 4,3374 m
Kapasitas	: 34,001 m^3/jam

o. *Cooling Towe*r

Tabel 5.20 Spesifikasi *Cooling Tower*

Spesifikasi Umum Cooling Tower (CT-01)	
Kode	: CT-01
Fungsi	: Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas *tower*	: 5,3421 m^2
Mass Velocity Liquid	: 1.303,59 lb/jam.ft^2
Kebutuhan Udara	: 13.209,85 ft^3/jam
Dimensi	
Tinggi	: 1,9518 m
Panjang	: 2,3113 m
Lebar	: 2,3113 m
Difusi Unit	
H1	: 44,1 btu/lb
H2	: 58,1 btu/lb
Tinggi Difusi	
Tinggi difusi unit	: 0,7947 m
Jumlah *spray*	: 10
Kecepatan volume udara	: 1.002,76 lb/jam.ft^2

p. Blower Cooling Tower

Tabel 5.21 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Spesifikasi Umum Blower Cooling Tower (BLU-01)	
Kode	: BLU-01
Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Kebutuhan Udara	: 792.591,15 ft^3/jam
Suhu	: 29°C
Tekanan	: 14,7 psi

q. Tangki Penyimpanan Air Proses

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Air Proses

Spesifikasi Umum Tangki Air Proses (TU-07)	
Kode	: TU-07
Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan proses di *Mixer* (M01) dan *Absorber* (AB-01)
Bentuk	: Tangki silinder tegak
Waktu Tinggal	: 24 jam
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 1.194,17 m^3
Diameter	: 11,501 m
Tinggi	: 11,501 m
Kapasitas	: 41,46 m^3/jam

r. Tangki Penyimpanan Air Pemanas

Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki Air Pemanas

Spesifikasi Umum Tangki Air Pemanas (TU-08)	
Kode	: TU-08
Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan proses pemanas di Reaktor (R-01)
Bentuk	: Tangki silinder tegak
Waktu Tinggal	: 24 jam
Over Design	: 20%
Dimensi	
Volume	: 2,4906 m^3
Diameter	: 1,47 m
Tinggi	: 1,47 m
Kapasitas	: 0,1 m^3/jam

5.6 Pompa Utilitas

Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air sungai dari *screening* ke Reservoir/Sedimentasi (R-01)	Mengalirkan air dari bak r*eservoir* menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari tangki alum menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi menuju bak pengendap I
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Bahan	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*
Kapasitas	321,783 gpm	305,6945 gpm	0,0454 gpm	305,6945 gpm
Laju alir volumetrik	2.150,8166 ft3/jam	2043,2758 ft3/jam	3,12 ft^3/jam	2.043,2758 ft^3/jam
Kecepatan aliran	3,5757 ft^3/s	7,7082 ft^3/s	0,0017 ft^3/s	7,7082 ft^3/s
Dimensi Pipa				
IPS	6 in	4 in	0,125 in	4 in
Flow Area	28,9 in^2	12,7 in^2	0,058 in^2	12,7 in^2
OD	6,62 in	4,50 in	0,41 in	4,50 in
ID	6,06 in	4,026 in	0,269 in	4,026 in
***Head* Pompa**				
Efisiensi motor	80%	75%	60%	75%
Power pompa	2,8173 Hp	3,6296 Hp	0,0007 Hp	3,8183 Hp
Power motor	3,522 Hp	4,8394 Hp	0,1667 Hp	5,0911 Hp

Lanjutan Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap I menuju bak pengendap II	Mengalirkan air dari bak pengendap II menuju ke *sand filter*	Mengalirkan air dari *sand filter* menuju ke bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju ke area kebutuhan air
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Bahan	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*
Kapasitas	290,4098 gpm	275,8893 gpm	262,0948 gpm	262,0948 gpm
Laju alir volumetrik	1941,1120 ft3/jam	1844,0564 ft3/jam	1751,8536 ft3/jam	1751,8536 ft3/jam
Kecepatan aliran	7,3228 ft^3/s	7,7082 ft^3/s	6,6088 ft^3/s	6,6088 ft^3/s
Dimensi Pipa				
IPS	4 in	4 in	4 in	4 in
Flow Area	12,5 in^2	12,7 in^2	12,7 in^2	12,7 in^2
OD	4,50 in	4,50 in	4,50 in	4,50 in
ID	4,026 in	4,026 in	4,026 in	4,026 in
***Head* Pompa**				
Efisiensi motor	80%	75%	75%	70%
Power pompa	3,2926 Hp	4 Hp	2,6024 Hp	2,6024 Hp
Power motor	4,7 Hp	2,9943 Hp	3,4698 Hp	3,7176 Hp

Lanjutan Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit menuju tangki klorinasi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi ke tangki air bersih	Mengalirkan air dati tangki air bersih menuju area domestik	Mengalirkan air dari tangki air servis menuju ke tangki air bertekanan
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Bahan	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*
Kapasitas	0,0002 gpm	43,9485 gpm	43,9485 gpm	3,6142 gpm
Laju alir volumetrik	0,0011 ft3/jam	293,7539 ft3/jam	293,7539 ft3/jam	24,1575 ft3/jam
Kecepatan aliran	0,0010 ft^3/s	2,9465 ft^3/s	2,9465 ft^3/s	2,1755 ft^3/s
Dimensi Pipa				
IPS	0,125 in	2,50 in	2,50 in	0,75 in
Flow Area	0,058 in^2	4,79 in^2	4,79 in^2	0,534 in^2
OD	0,41 in	2,88 in	2,88 in	1,05 in
ID	0,269 in	2,469 in	2,469 in	0,824 in
***Head* Pompa**				
Efisiensi motor	60%	75%	75%	60%
Power pompa	0,0000067 Hp	0,3802 Hp	0,3802 Hp	0,2580 Hp
Power motor	0,05 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp

Lanjutan Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16	PU-17
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan menuju ke area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-05) ke *Cooling Tower* (CT)	Mengalirkan air dari *Cooling Tower* (CT) ke *Cooler*	Mengalirkan air dari tangki air proses menuju ke *mixer* dan *absorber*	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-08) menuju ke HE
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Bahan	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*	*Comercial steel*
Kapasitas	3,6142 gpm	175,5519 gpm	32,8188 gpm	3,6142 gpm	0,4465 gpm
Laju alir volumetrik	24,1575 ft^3/jam	1173,3966 ft^3/jam	219,3620 ft^3/jam	24,1575 ft^3/jam	2,9845 ft^3/jam
Kecepatan aliran	2,1755 ft^3/s	0,3911 ft^3/s	0,0731 ft^3/s	14,3534 ft/s	0,0010 ft^3/s
Dimensi Pipa					
IPS	0,75 in	2,50 in	2,50 in	2,50 in	0,25 in
Flow Area	0,534 in^2	4,79 in^2	4,79 in^2	4,79 in^2	0,104 in^2
OD	1,05 in	2,88 in	2,88 in	2,88 in	0,54 in
ID	0,824 in	2,469 in	2,469 in	2,469 in	0,364 in
***Head* Pompa**					
Efisiensi motor	70%	25%	60%	70%	70%
Power pompa	0,2206 Hp	4,5088 Hp	0,3522 Hp	5,4898 Hp	0,0049 Hp
Power motor	0,5 Hp	7,5147 Hp	1 Hp	7,8425 Hp	0,05 Hp

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1. Evaluasi Ekonomi

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

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

a. *Return On Investment*

b. *Pay Out Time*

c. *Discounted Cash Flow*

d. *Break Even Point*

e. *Shut Down Point*

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

a) Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) Meliputi :

   1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

   2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b) Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cos*) Meliputi :

1) Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost*)

2) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

c) Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

1) Biaya tetap (*Fixed Cost*)

2) Biaya variabel (*Variable Cost*)

3) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.2. Perkiraan Harga Peralatan

Harga peralatan akan mengalami yang cukup signifikan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karna itu, diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang didirikan dan perlu diketahui indeks peralatan pada tahun tersebut.

Indeks harga para tahun 2028 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks dari tahun 1987 sampai 2015, sebagai berikut :

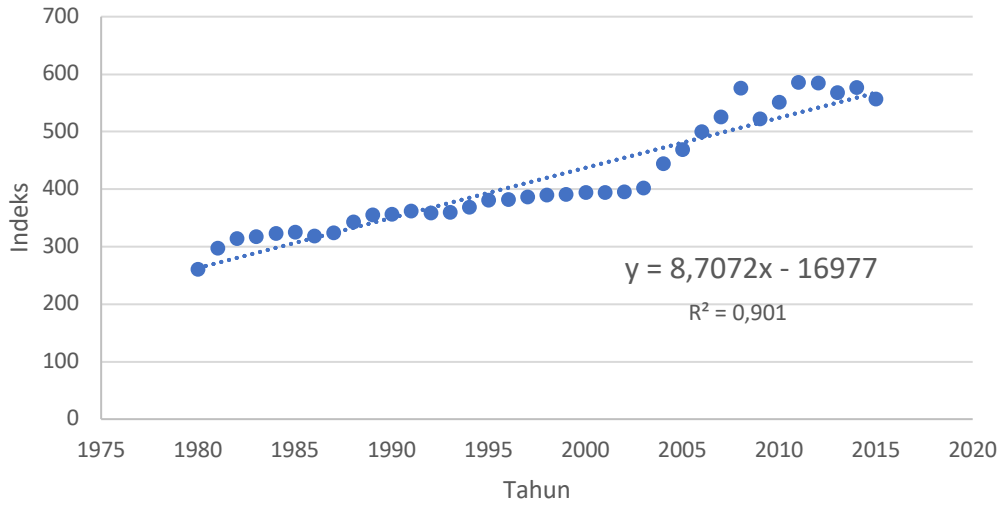
Tabel 6.1 Indeks Harga

No.	Tahun	Index
1	1980	261
2	1981	297
3	1982	314
4	1983	317
5	1984	323
6	1985	325
7	1986	318
8	1987	324
9	1988	343
10	1989	355
11	1990	356
12	1991	361,3
13	1992	358,2
14	1993	359,2
15	1994	368,1
16	1995	381,1
17	1996	381,7
18	1997	386,5
19	1998	389,5
20	1999	390,6
21	2000	394,1
22	2001	394,3
23	2002	395,6
24	2003	402
25	2004	444,2
26	2005	468,2
27	2006	499,6
28	2007	525,4
29	2008	575,4
30	2009	521,9

Lanjutan Tabel 6.1 Indeks Harga

No	Tahun	Indeks
31	2010	550,8
32	2011	585,7
33	2012	584,6
34	2013	567,3
35	2014	576,1
36	2015	556,8

Sumber : *www.chemengonline.com/pci*



Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Indeks Harga

Berdasarkan data indeks harga diatas maka diperolah persamaan regresi linier adalah :

$$\boldsymbol{y = 8,7072\,x - 16977}$$

Persamaan regresi linear tersebut digunakan untuk mencari indeks harga pada tahun pabrik didirikan. Dalam rencana, pabrik ini akan didirikan pada tahun 2028.

Indeks harga pada tahun 2028 adalah 681,2. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah 576,1.

Harga peralatan pada tahun 2028 dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\boldsymbol{Ex = \left(\frac{Nx}{Ny}\right) Ey}$$

Keterangan :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Ny = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 16.300 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur Pabrik	= 10 tahun
Tahun Pendirian Pabrik	= 2028
Indeks Harga Tahun 2028	= 681,2
Upah Buruh Asing	= $20,00
Upah Buruh Indonesia	= Rp 20.000
Kurs Dollar	= 16.958,04 = 1$
Harga Molases	= Rp 3.500/kg

UMK Sleman = Rp 2.315.976,39

6.3.2. *Total Capital Invesment*

Total Capital Investment adalah total biaya yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik. *Total capital investment* terdiri dari :

a. Fixed capital Investment

Fixed Capital Investemnt adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi :

- *Purchased Equipment cost*
- *Equipment Installation*
- *Piping*
- *Instrumentation*
- *Insulation*
- *Electrical*
- *Building*
- *Land and yard Improvement*
- *Utility*
- *Engineering Cost*
- *Construction Cost*
- *Contractor fee*
- *Contigency*

Phisical Plant Cost = 1 + 2 + ... + 8 +9

Direct Plant Cost = PPC + 10 + 11

Fixed Capital Investment = DPC + 12 + 13

Tabel 6.2 *Physical Plant Cost* (PPC)

No.	***Type of Investment***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Purchased Equipment Cost*	36.346.687.780,49	2.143.330,87
2	*Delivered Equipment Cost*	9.086.671.945,12	535.832,72
3	*Instalation Cost*	6.208.614.120,56	366.116,28
4	*Piping*	8.668.966.214,23	511.200,99
5	*Instrumentation*	4.568.834.889,72	269.420,01
6	*Insulation*	1.435.787.893,52	84.667,10
7	*Electrical*	5.452.003.167,07	321.499,63
8	*Building*	12.908.000.000,00	761.172,93
9	*Land & Yard Improvement*	16.593.700.000,00	978.515,28
	Phisical Plant Cost	**101.269.266.010,72**	**5.971.755,81**

Tabel 6.3 *Direct Plant Cost* (DPC)

No.	***Type of Investment***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Engineering and Construction*	20.253.853.202,14	1.194.351,16
2	*Physical Plant Cost*	121.523.119.212,87	7.166.106,97
	Direct Plant Cost	**141.776.972.415,01**	**8.360.458,13**

Tabel 6.4 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No.	***Type of Investment***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Direct Plant Cost*	121.523.119.212,87	7.166.106,97
2	*Contractor's fee*	7.291.387.152,77	429.966,42
3	*Contingency*	12.152.311.921,29	716.610,70
	Fixed Capital Investment	**140.966.818.286,93**	**8.312.684,09**

b. Working Capital Investment

Working Capital Investment adalah total biaya pengeluaran untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang di tentukan, meliputi :

1. Raw Material Inventory
2. In process Inventory
3. Product Inventory
4. Extended Credit
5. Available Cash

Tabel 6.5 *Working Capital Investment*

No.	***Type of Expenses***	**Biaya (Rp)**	**Biaya($)**
1	*Raw Material Inventory*	66.821.146.306,57	3.940.381,76
2	*Inprocess Inventory*	468.837.164,06	27.646,90
3	*Product Inventory*	28.130.229.843,43	1.658.813,87
4	*Extended Credit*	6.835.190.966,36	403.064,95
5	*Available Cash*	28.130.229.843,43	1.658.813,87
	Working Capital Investment	**130.385.634.123,85**	**7.688.721,35**

6.3.3. *Total Production Cost*

1. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah jumlah *direct, indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang terikat dalam pembuatan suatu produk

a) *Direct Manufacturing Cost*

Direct menufacturing cost adalah total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, meliputi :

- *Raw Material*
- *Labor*
- *Superfisior*
- *Maintenance cost*
- *Plant supplies*
- *Royalties and patent*
- *Utilities*

Tabel 6.6 *Direct Manufacturing Cost*

No.	***Type of Expense***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Raw Material*	245.010.869.790,75	14.448.066,45
2	*Labor*	10.224.000.000,00	602.899,91
3	*Supervision*	2.044.800.000,00	120.579,98
4	*Maintenance*	14.096.681.828,69	831.268,41
5	*Plant Supplies*	2.114.502.274,30	124.690,26
6	*Royalty and Patent*	3.759.355.031,50	221.685,72
7	*Utilities*	79.591.095,10	4.693,41
	Direct Manufacturing Cost	**277.329.800.020,34**	**16.353.884,15**

b) *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, meliputi :

- *Payroll overhead*
- *Laboratory*
- *Plant overhead*
- *Packing*
- *Shipping*

Tabel 6.7 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	***Type of Expenses***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Payroll Overhead*	1.533.600.000,00	90.434,99
2	*Laboratory*	1.022.400.000,00	60.289,99
3	*Plant Overhead*	5.112.000.000,00	301.449,96
4	*Packaging and Shipping*	7.518.710.063,00	443.371,44
	Indirecct Manufacturing Cost	**15.186.710.063,00**	**895.546,37**

c) *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Mannufacturing Cost adalah total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, meliputi :

- *Depresiasi*
- *Property tax*
- *Innsurance*

Tabel 6.8 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	***Type of Expenses***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Depreciation*	12.687.013.645,82	748.141,57
2	*Property Taxes*	2.819.336.365,74	166.253,68
3	*Insurance*	1.409.668.182,87	83.126,84
	Fixed Manufacturing Cost	**16.916.018.194,43**	**997.522,09**

Tabel 6.9 *Manufacturing Cost*

No.	***Type of Expenses***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Direct Manufacturing Cost (DMC)*	277.329.800.020,34	16.353.884,15
2	*Indirect Manufacturing Cost (IMC)*	15.186.710.063,00	895.546,37
3	*Fixed Manufacturing Cost (FMC)*	16.916.018.194,43	997.522,09
	Manufacturing Cost	**309.432.528.277,77**	**18.246.952,61**

d) *General Expense*

General Expenses adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran – pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*, meliputi :

- *Administration*
- *Sales expense*
- *Research*
- *Finance*

Tabel 6.10 *General Expense*

No.	***Type of Expenses***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Adminitration*	9.282.975.848,33	547.408,58
2	*Sales Expense*	15.471.626.413,89	912.347,63
3	*Research*	15.471.626.413,89	912.347,63
4	*Finance*	5.427.049.048,22	320.028,11
	General Expense	**45.653.277.724,32**	**2.692.131,95**

Tabel 6.11 *Total Production Cost*

No.	***Type of Expenses***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Manufacturing Cost (MC)*	309.432.528.277,77	18.246.952,61
2	*General Expenses (GE)*	45.653.277.724,32	2.692.131,95
	Total Production Cost	355.085.806.002,09	20.939.084,56

6.4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk menentukan layak atau tidaknya suatu pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut meliputi :

6.4.1. *Return On Investment (*ROI)

Return On Investment adalah kecepatan pengembalian banyaknya modal investasi, dinyatakan dalam persentase (%) terhadap modal yang tetap.

$$ROI = \frac{Profit}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\ \%$$

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia *low risk* yaitu 11% dan untuk *high risk* yaitu 44%.

Profit = *Sales Price – Total Production Cost*

Pajak = Rp 17.376.024.731

Hasil Penjualan = Rp 413.005.888.438

Biaya Produksi = Rp355.085.806.002

Keuntungan sebelum pajak = Hasil Penjualan – biaya produksi

= Rp 57.920.082.436

Keuntungan setelah pajak = 30% × Keuntungan

= Rp 40.544.057.705

ROI sebelum pajak =

$$ROI = \frac{Keuntungan\ Sebelum\ Pajak}{Fixed\ Capital} \times 100\ \%$$

= 41,09 %

ROI setelah Pajak =

$$ROI = \frac{Keuntungan\ Setelah\ Pajak}{Fixed\ Capital} \times 100\ \%$$

= 28,76 %

6.4.2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) adalah jumlah tahunan yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Fixed Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

- POT sebelum pajak =

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Profit\ Before\ Taxes + 0{,}1\ FCI} \times 100\ \%$$

= 2 tahun

- POT setelah pajak =

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Profit\ Before\ Taxes + 0{,}1\ FCI} \times 100\ \%$$

= 2,6 tahun

Batas maksimum *Pay Out Time* (POT) setelah pajak untuk skala industri kimia *Low risk* adalah 5 tahun dan untuk *High risk* adalah 2 tahun.

6.4.3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah suatu titik impas (titik ketika tingkat penjualan dan biaya produksi berada dalam posisi yang sama). Total kapasitas pabrik pada saat *sales value = total cost*. Suatu pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi di bawah standar *Break Even Point* (BEP) dan akan mendapatkan keuntungan jika beroperasi di atas *Break Even Point* (BEP). Harga *Break Even Point* (BEP) pada umumnya berkisar antara 40%-60% dari kapasitas produksi.

$$Break\ Even\ Point = \frac{Fa + (0{,}3 \times Ra)}{\left(Sa - Va - (0{,}7 \times Ra)\right)} \times 100\%$$

$$= 41{,}717\ \%$$

Keterangan :

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : *Sales Price*

- *Fixed Cost* (Fa) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya baik pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.
- *Variable Cost* (Va) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.
- *Regulated Cost* (Ra) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi. Biaya-biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6.12 *Fixed Cost* (Fa)

No.	***Type of Expense***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Depreciation*	12.687.013.645,82	748.141,57
2	*Property Taxes*	2.819.336.365,74	166.253,68
3	*Insurance*	1.409.668.182,87	83.126,84
	Fixed Cost (Fa)	**16.916.018.194,43**	**997.522,09**

Tabel 6.13 *Variable Cost* (Va)

No.	***Type of Expense***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Raw Material*	245.010.869.790,75	14.448.066,45
2	*Packaging and Shipping*	7.518.710.063,00	443.371,44
3	*Utilities*	79.591.095,10	4.693,41
4	*Royalty and Patent*	3.759.355.031,50	221.685,72
	Variable Cost (Va)	**256.368.525.980,34**	**15.117.817,03**

Tabel 6.14 *Regulated Cost* (Ra)

No.	***Type of Expense***	**Biaya (Rp)**	**Biaya ($)**
1	*Labor Cost*	10.224.000.000	602.900
2	*Payroll Overhead*	1.533.600.000	90.435
3	*Supervision*	2.044.800.000	120.580
4	*Plant Overhead*	5.112.000.000	301.450
5	*Laboratory*	1.022.400.000	60.290
6	*Adminitration*	9.282.975.848,33	547.408,58
7	*Sales Expense*	15.471.626.413,89	912.347,63
8	*Research*	15.471.626.413,89	912.347,63
9	*Finance*	5.427.049.048,22	320.028,11
10	*Mintenance*	14.096.681.828,69	831.268,41
11	*Plant Supplies*	2.114.502.274,30	124.690,26
	Regulated Cost (Ra)	**81.801.261.827,32**	**4.823.745,44**

6.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* (Va) yang terlalu tinggi, ataupun dikarenakan keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup. Level produksi

dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

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

$$= 24{,}69\ \%$$

6.4.5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

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

Keterangan :

R = S

FC = *Fixed Capital*

I = *Discounted Cash Flow Rate*

n = Umur Pabrik (10 Tahun)

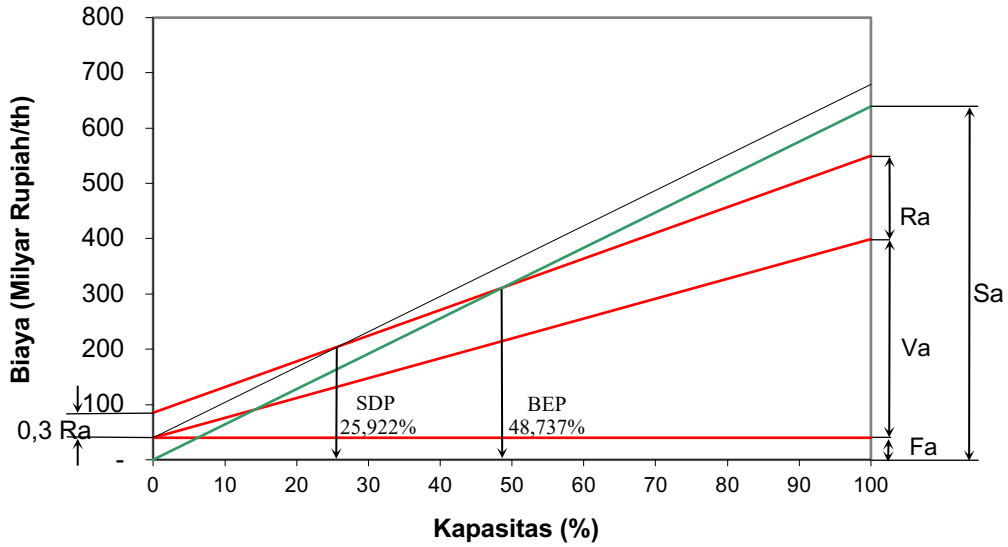
Salavge Value = Depresiasi

= Rp 12.687.013.645,82

Cash Flow = *Annual Profit* + *Finance* +Depresiasi

= Rp 45.971.854.894,66

Discounted Cash Flow Rate dihitung secara trial dan error, diperoleh Interest 12,70% (minimum 1,5 bunga deposito bank)



Gambar 6.2 Grafik Korelasi Produksi Terhadap Biaya

Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik, dimana pabrik dalam kondisi untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Sementara jika pabrik telah memproduksi produk dengan kapasitas produksi diatas titik BEP, pabrik akan disebut menguntungkan. Tetapi sebaliknya, jika pabrik memproduksi kurang dari titik BEP, maka dapat dikatakan pabrik mengalami kerugian. SDP adalah titik atau batas yang mengharuskan pabrik untuk ditutup karena mengalami kerugian besar

BAB VII

PENUTUP

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan hasil analisis, perancangan pabrik Biogas dari Kotoran Ayan dan Molases dengan kapasitas produksi 16.300 ton/tahun setara 9,4 MWel diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik Biogas dari Kotoran Ayan dan Molases dengan kapasitas produksi 16.300 ton/tahun setara 9,4 MWel/tahun direncanakan akan didirikan di Kecamatan Kalasan, Kabupaten Sleman, Provinsi Daerah Istimewa Yogyakarta. Pendirian pabrik bertujuan untuk menyediakan sumber energi listrik alternatif dengan memanfaatkan sumber daya terbarukan serta membuka lapangan kerja baru.
2. Ditinjau dari sifat bahan baku yang tidak berbahaya dan kondisi operasi pada suhu dan tekanan yang rendah, sehingga pabrik biogas dari kotoran ayam dan molases memiliki risiko rendah (*low risk*).
3. Berdasarkan hasil analisi ekonomi, perancangan pabrik Biogas dari Kotoran Ayan dan Molases dengan kapasitas produksi 16.300 ton/tahun setara 9,4 MWel/tahun didapatkan :
   a. Keuntungan sebelum pajak

      = Rp 57.920.082.436
   b. Keuntungan setelah pajak

      = Rp 40.544.057.705.679
   c. *Return on investment* sebelum pajak (ROIb)

= 41,09 %

d. *Retur non investment* setelah pajak (ROIa)

= 28,76 %

e. *Pay Out Time* sebelum pajak (POT)

= 2 tahun

f. *Pay Out Time* setelah pajak (POT)

= 2,65 tahun

g. *Break Even Point* (BEP)

= 41,72 %

h. *Shut Down Point* (SDP)

= 24,69 %

i. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

= 12,70%

4. Dari hasil seluruh tinjauan yang dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses serta hasil analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik Biogas dari Kotoran Ayan dan Molases dengan kapasitas produksi 16.300 ton/tahun setara 9,4 MWel/tahun layak untuk didirikan.

7.2. Saran

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan
2. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
3. Produk biogas dapat di realisasikan sebagai sarana bahan bakar listrik dengan memanfaatkan limbah sehingga menjadi sumber energi listrik alternatif.

DAFTAR PUSTAKA

Abbasi, T., S. M. Tauseef., & S. A. Abbasi. 2012. Biogas Energy. Springer. Berlin.

Badan Pusat Statistik, 2021, "Statistik Tebu di Indonesia", https://www.bps.go.id./id, diakses pada 20 Januari 2024.

Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Capela I, et al. *Impact of industrial sludge and cattle manure on anaerobic digestion of the OFMSW under mesophilic conditions*. Biomass and Bioenergy 2008;32(3):245-51.

Charles, R. T. & B. Hariono. 1991. *Pencemaran Lingkungan oleh Limbah Peternakan dan Pengelolaannya*. Bull. FKG-UGM.X(2): 71-75.

Ciula, J., Generowicz,A., Gaska,K., Gronba, A., 2022. "*Effiency Analysis of the Generation of Energy in a Biogas CHP System and its Management in a Waste Landfill*" . *https://doi.org/10.12911/22998993/149609*. Diakses pada 20 April 2024

Coulson, J.M. & Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering* Vol. 6, Oxford: Pergamon Press.

Deublin, D and Steinhauser, A. 2008, *Biogas : from waste and renewable Resources : An Introduction*. Germany : Wiley-WCH.

Dinas Pertanian dan Ketahanan Pangan DIY, 2021, "Jumlah Populasi Unggas Menurut Provinsi Sleman", *https://bappeda.jogjaprov.go.id*, diakses pada tanggal 15 April 2023.

Geankoplis,J.C. 2003.*Transport Processes and Unit Operating*. Second Edition, New York: Allyn and Bacon.

Haque MS, Haque NN. Studies on the effect of urine on biogas production. Bangladesh Journal of Scientific & Industrial Research 2006;41(1):23-30.

IESR. (2021). *Indonesia Energy Transition Outlook (IETO) 2022 Tracking Progress of Energy Transition in Indonesia: Aiming for Net-Zero*

Emissions by 2050. https://iesr.or.id/en/pustaka/indonesia-energy-transition-outlook-ieto-2022. Diakses pada 14 Juni 2023.

Karthikeyan, O.P., & Visvanathan, C. 2013: Bio-energy recovery from high-solid organic substrates by dry anaerobic bio-conversion processes: a review. – Reviews in Environmental Science and Bio/Technology 12: 257 – 282.

Kern, D.Q. 1965. "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo.

Malone, G.W. 1992. *Nutrient Enrichment in Integrated Broiler Production System*. Poultry Sci., 71:117-121.

Manurung, R. (2004). *Proses Anaerobik Sebagai Alternatif Untuk Mengolah Limbah Sawit*. Universitas Sumatera Utara.

Mc Cabe, W.L. and Smith, J.C. 1976, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 3rd ed., Mc Graw Hill, Kogakusha , Ltd.

Olbrich, H. 1973. *Molasses. In: Principles of Sugar Technology, Vol. III*. Elsevier Publisher Benjamin-Cummings Publishing Company, Subs of Addison Wesley Longman, Inc. ISBN 9780805345827.

Padang, Y.A., Nurchayati, dan Suhandi. 2011. *Meningkatkan Kualitas Biogas dengan Penambahan Gula*. Jurnal Teknik Rekayasa. 12(1):53-62.

Pauzenga,. 1991. Animal production in the 90's in harmony with nature : A case study in the Netherlands. In : Biotechnology in The Feed Industry (T.P. Lyons Eds.) Proc. Alltech's Seventh Annual Symposium. Nicholasville, Kentucky.

Perry, J.H., and Chilton, C.H., "*Chemical Engineering Hand Book*", 6th edition., Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1984

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Prescott, Samuel G. And Cecil, G Dunn. 1959. *The Production of Lactic Acid by Fermentation In Industrial Microbiology 3rd edition*. New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.

Pusat Data dan Sistem Informasi Pertanian - Kementerian Pertania. 2022. "*Outlook komoditas perkebunan tebu*". *https://satudata.pertanian.go.id/datasets/publikasi*. diakses pada 12 Januari 2024.

Rahayu, S.A., dkk. 2015. Buku Panduan Konversi POME Menjadi Biogas. Jakarta: Winrock International.

Rase, H.F., and Barrow, M.H.,1957,"*Project Engineering of Process Plants"*, New York: Wiley, Inc.

Svensson, L. 1990. Puffing the lid on The dung heaps. Acid . Environment . Magazine . 9 : 13-15.

World Nuclear Association, 2020, "*Heat Values of Various Fuels*", *https://world-nuclear.org/information-library/facts-and-figures/heat-values-of-various-fuels*. . Diakses pada 20 April 2024.

Yahya, Y., Tamrin, & Triyono, S. (2018). *Biogas Production from a Mixture of Chicken Manure, Cow Dung, and Mini Elephant Grass with Batch System*. Jurnal Teknik Pertanian Lampung *(Journal of Agricultural Engineering)*, *6*(3), 151–160.

Yaws, Carl. L. 1999, "*Chemical Properties Handbook*", New York : McGraw-Hill.

LAMPIRAN A

Reaktor

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 3

Bahan konstruksi : Reinforced Concrete

Fungsi : Tempat perlangsungnya reaksi pembentukan biogas dengan proses Anaerobic Digestion.

Kondisi Operasi : Suhu = 35°C

Tekanan = 1 atm

Waktu Tinggal = 27 hari

Reaksi = Endotermis

1. Menghitung Neraca Massa Reaktor

   Kondisi:

   Suhu (T) = 35°C

   pH = 7

   Waktu Tinggal = 27 Hari

   Reaksi yang di dalam reaktor:

$$C_{86}H_{87}O_{36}N_5S_{0,2} + 50H_2O \rightarrow 43CH_4 + 43CO_2 + 5NH_3 + 0{,}2H_2S$$

Laju alir massa *input* bahan baku= 19.803,64 kg/jam

Komponen	Nilai Persentase (%)	
	Kotoran Ayam	Molases
VS	19,10	56,12
AIR	72,40	23,28
ABU	8,50	20,60

Dari tabel nilai persentase di atas dapat diperoleh gabungan nilai VS, TS, Air dan Abu.

Dimana,

Berat basah = TS + Air

Jika, Berat Kering (TS) = VS + Abu

Jadi, Berat basah = (VS+Abu) + Air

Dari perhitungan, diperoleh hasil yang dapat dilihat dalam tabel di bawah ini.

Komponen	Nilai Massa (kg/jam)	
	Kotoran Ayam	Molases
VS	723,48	4.960,10
AIR	2.742,42	2.057,58
ABU	321,97	1.820,71

Dengan menggunakan model *Boyle* dari modifikasi *Buswell* dan *Mueller* akan diperoleh nilai persen gas CH_4, CO_2, H_2S dan NH_3 yang akan terbentuk.

$$C_aH_bO_cN_dS_e + \left(a - \frac{b}{4} - \frac{c}{2} + \frac{3d}{4} + \frac{e}{2}\right) H_2O$$

$$\rightarrow \left(\frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3d}{8} - \frac{e}{4}\right) CH_4$$

$$+ \left(\frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3d}{8} + \frac{e}{4}\right) CO_2 + dNH_3 + eH_2S$$

Eq. *Buswell and Mueller*

Diperlukan data prosentase kandungan senyawa C, H, O, N, dan S dari masing-masing bahan persatuan kg VS. Kemudian diperoleh nilai kmol. Hasil dapat dilihat di tabel bawah ini. Nilai berat mol dapat digunakan sebagai perhitungan mengunakan rumus *Buswell and Mueller.*

Komponen	**Persentase (%)**		**BM**	**kMol**
	Kotoran Ayam	**Molases**		
C (a)	38,20	80,00	12	86
H (b)	5,80	0,06	1	70
O (c)	37,70	0,03	16	28
N (d)	4,90	1,50	14	5
S (e)	0,47	0,27	32	0,2

Perhitungan koefisien reaksi :

Senyawa CH4 $= \frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3d}{8} - \frac{e}{4}$ = 43

Senyawa CO_2 $= \frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3d}{8} + \frac{e}{4}$ = 43

Senyawa H2S $= e$ = 0,2

Senyawa NH3 $= d$ = 5

Senyawa H2O $= a - \frac{b}{4} + \frac{c}{2} + \frac{3d}{4} + \frac{e}{2}$ = 50

Didapat reaksi sebagai berikut :

$$C_{86}H_{87}O_{36}N_5S_{0,2} + 50H_2O \rightarrow 43CH_4 + 43CO_2 + 5NH_3 + 0{,}2H_2S$$

Dari hasil perhitungan koefisien maka akan diperoleh nilai persen dari masing-masing senyawa gas yang terbentuk hasil dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Komponen	Koefisien	Persen (%)
CH_4	43	46,87
CO_2	43	47,39
H_2S	0,2	0,26
NH_3	5	5,48
Jumlah	**91,2**	**100**

Nilai efisensi VS yang terdegradasi menjadi biogas yang digunakan adalah 70%. Maka, keluaran reaktor yang dihasilkan sebagai berikut.

Gas CH_4 =

$$persen\ CH_4\ yang\ terbentuk\ x\ persen\ efisiensi\ x\ massa\ VS$$

$$= \frac{46{,}87}{100}\, x [\frac{70}{100}\, x\ 4.748{,}74\, \frac{kg}{jam}]$$

= 1.870,44 kg/jam

Gas CO_2 =

$$persen\ CO_2\ yang\ terbentuk\ x\ persen\ efisiensi\ x\ massa\ VS$$

$$= \frac{47{,}39}{100}\, x [\frac{70}{100}\, x\ 4.748\, \frac{kg}{jam}]$$

= 1.892,60 kg/jam

Gas H_2S =

$persen\ H_2S\ yang\ terbentuk\ x\ persen\ efisiensi\ x\ massa\ VS$

$= \frac{0,2}{100} x [\frac{70}{100} x\ 4.748 \frac{kg}{jam}]$

= 9,94 kg/jam

$NH_3 = persen\ NH_3\ yang\ terbentuk\ x\ persen\ efisiensi\ x\ massa\ VS$

$= \frac{5,48}{100} x [\frac{70}{100} x\ 4.748 \frac{kg}{jam}]$

= 205,54 kg/jam

Gas H_2O yang terbentuk sebagai berikut ini.

Kondisi operasi dimana :

T = 35 ºC

Ps H_2O = 5,62 kPa

P = 1 atm = 101,33 kPa

X air = 0,9 (diasumsikan kandungan air dalam reaktor mencapai 90%)

Maka, mol gas H_2O (y H_2O) $= \frac{Ps}{P} xX\ air\ dalam\ reaktor$

$= \frac{5,62\ kPa}{101,33\ kPa} x\ 0,9$

= 0,0499

Mol H_2O yang terbentuk menjadi biogas sebagai berikut :

$= \frac{y\ H2O}{1-y\ H2O} x\ (mol\ CH_4 + mol\ CO_2 + mol\ H_2S)$

= 8,417 kMol = 151,508 kg/jam

Komponen	kg/jam	BM	IN (kMol)
CH_4	1.870,44	16	116,902
CO_2	1.892,60	44	43,014
H_2S	9,94	34	0,292
H_2O	151,508	18	8,417
Total			168,625

Jumlah VS hasil keluaran reaktor :

VS hasil bawah reaktor = 5.683,59 kg/jam – (70% x 5.683,59 kg/jam)

= 3.978,51 kg/jam

Senyawa NH_3 memiliki sifat yang mudah bereaksi dengan air sehingga menjadi hasil bawah reaktor.

Didapat neraca massa reaktor sebagai berikut ini.

KOMPONEN	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	6	7	8
VS	5.683,59		1705,08
AIR	51.580,32	151,51	51.428,81
ABU	2.142,68		2.142,68
$Ca(OH)_2$	4,34		4,34
CH_4		1.870,44	
CO_2		1.892,60	
H_2S		9,94	
NH_3			205,54
SUBTOTAL	59.410,92	3.924,48	55.486,44
TOTAL	**59410,92**	**59410,92**	

2. Menentukan Volume Reaktor
   a. Menentukan volume cairan di dalam reaktor

Laju alir massa (F) = 19.803,64kg/jam

Densitas campuran = 1.099,31 kg/m^3

Waktu tinggal fluida (τ) = 27 hari

Waktu tinggal gas (τ) = 1 hari

Tekanan gas = 1 atm

Faktor kelonggaran = 20%

Laju alir volumetrik (Q) = 18,77033 m^3/jam

= 450,488 m^3/hari

VCairan = Q x τ = 450,488 m^3/hari x 27hari

= 4.054,392 m^3

b. Menentukan volume *headspace* dalam reaktor

$$Vheadspace = \frac{\frac{berat\ Gas}{BM\ Campuran} xRx\ T}{P} x\ waktu\ tinggal\ gas$$

$$Vheadspace = \frac{\frac{3.924{,}48\frac{kg}{jam}}{18{,}29\frac{kg}{kmol}} x0{,}08206\ \frac{L.atm}{mol.K} x\ 308\ K}{1\ atm} x\ 24\ jam$$

$$Vheadspace = 43.388{,}11L = 43{,}38\ m^3$$

c. Volume total reaktor

Vt = (V cairan + V *headspace*) x *over design*

Vt = (4.054,392 m^3 + 43,38 m^3) x 1,2 = 4.917,34 m^3

3. Menentukan Dimensi Reaktor

Jenis : Silinder Vertikal

Head : *Torispherical dished head*

Bahan : *Carbon Steel*

V = 34.960,41m^3

Rasio H/D

Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki adalah H : D = 2 : 3

Volume silinder :

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^2 (\frac{2}{3} D)}{4} = \frac{\frac{2}{3}\pi D^3}{4}$$

Volume *head* = 0,000049 D^3 (Brownell, halaman 88 pers. 5.11)

V tangki total = Volume silinder + Volume *head*

V = (2/3*∏*D^3)/4 + (0,000049*D^3)

Maka, D (Diameter tangki) = $\sqrt[3]{\frac{Vr}{\left(\frac{\frac{1}{3}\pi}{4}+0{,}000049\right)}}$

= 69,217 ft = 21,097 m

H (tinggi tangki) = $\frac{1}{3}D = \frac{1}{3}(69{,}217) = 46{,}144\ ft = 14{,}064\ m$

4. Menentukan Tebal *shell*

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel*.

Pertimbangannya : waktu tinggal yang lama sehingga dibutuhkan reaktor dengan ukuran

besar, maka dipilih bahan yang terjangkau harganya.

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

Dimana,

ts = tebal *shell*, in

ri = jari-jari *shell*, in

f = *allowable stress*, psi

E = *joint efficiency* tipe *double welded butt joint* (Brownell hal 254)

C = faktor korosi, in (tabel 6. Timmerhaus, 1991 : 542)

P = *internal pressure*, lb/in^2

Jika, diketahui data sebagai berikut :

ri = 1080 in

f = 35 Mpa = 5.076,33 psi

E = 0,8

C = 0,125 in

P = 40,449 psi

Sehingga, tebal *shell* adalah :

$$t_s = \frac{40{,}449\ psi\ \times\ 415{,}304\ in}{5.076{,}33\ psi\ \times\ 0{,}8 - 0{,}6 \times 40{,}449\ psia} + 0{,}125\ in$$

t_s = 4,2864 in

5. Menentukan jenis *Head*

Head yang digunakan adalah jenis *Torisherical dished head.*

Keterangan :

T = tebal *head*, in

Icr = *inside corner radius*, in

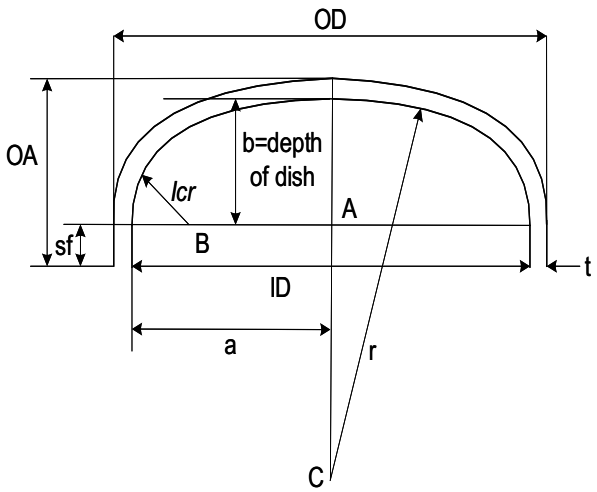
r = *radius of dish*, in

OD = *outside* diameter, in

ID = *inside* diameter, in

B = *depth of dish*, in

Sf = *Straight flange*



Material : *reenforced concrete*

Menentukan tekanan desain reaktor

$P_{operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{hidrostatik} = \frac{\rho mix\left(\frac{g}{gc}\right)H_L}{144} = \frac{65{,}864613\ lb/ft^3\left(\frac{9{,}8\text{m}}{\frac{s^2}{9{,}8\text{m}}}\right)x38{,}04696\ ft}{144}$

$P_{hidrostatik}$ = 17,402 psi

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1983). Tekanan desain diambil 5% di atas tekanan kerja normal.

P_{desain} = 1,05 x (Poperasi + Phidrostatik)

P_{desain} = 1,05 x (14,7 + 17,402) psi

P_{desain} = 33,708 psi

Menentukan tebal head (th)

$$t_h = \frac{0{,}885\ P.rc}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

(Brownell and Young, 1959)

Keterangan :

P = Tekanan Perancangan, psi

F = tekanan maksimum yang diizinkan pada bahan, psi

E = *welded joint efficiency*

rc = *crown radius*, in

th = tebal *head*, in

C = faktor korosi, in

Jika, diketahui data sebagai berikut :

rc = 1.080 in

f = 5.076,33 psi

E = 0,8

C = 0,125 in

P = 33,708 psi

Sehingga, tebal *head* adalah :

$$th = \frac{0{,}885 \times 33{,}708\ psi \times 830{,}609\ in}{5.076{,}33\ psi \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 33{,}708\ psi} + 0{,}125\ in$$

th = 3,575 in

Menentukan tinggi *head*

icr = 6% x OD (*for torispherical dished head in which the knuckle radius 6% of the inside crown radius*)

OD = ID + 2 ts

= 830,609 in + 2 (3,575 in)

= 837,758 in

rc = 837,758 in

icr = 50,265 in

$a = \frac{IDs}{2} = 415\ in$

$AB = \frac{ID}{2} - icr =$ 365,039 in

$BC = r - icr =$ 787 in

$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} =$ 697,777 in

$b = r - AC =$ 139,982in

Dari tabel 5.6 Brownell hal. 88 didapat sf = 1,5 – 4,5 in. Perancangan menggunakan sf = 3 in.

Sehingga, tinggi *head* (Hh) = th + b + sf

= 9,231 in + 364,823 in + 3 in

= 146,160 in

= 12,180 ft

= 3,712 m

Sehingga,

Tinggi total reaktor = 14,06 m

Tinggi *shell* = 10,35 m

Tinggi *head* = 3,71m

Menentukan tebal *bottom* (tb) flat

$$tb = \frac{P.d}{2.f.E} + Ctb = \frac{33{,}708\ psi\ x\ 830{,}609\ in}{2\ x\ 5.076{,}33\ psi\ x\ 0{,}8} + 0{,}125\ in tb = 3{,}572\ in$$

6. Merancang Sistem Pengaduk

Jenis Pengaduk : *Screw Pump*

Alasan : jika mengalami kerusakan dapat diganti dengan mudah tanpa mengganggu proses produksi agar dapat tetap berjalan.

Laju alir massa (F) = 14.852,73 kg/jam

Densitas slurry organik (ρ) = 1055,05 kg/m^3

Viskositas slurry organik (μ) = 0,8256 cP

Laju alir volumetrik $Q = \frac{F}{\rho}$ = 0,14 ft^3/s

$$Dopt = 0{,}363\ x\ Q^{0{,}45} x \rho^{0{,}13} = 0{,}0740\ m = 2{,}9148\ in$$

digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Ukuran pipa nominal = 5 in

Schedule pipa = 40

OD = 5,563 in

ID = 5,047 in

At = 0,139 ft^2

$N_{Re} = \frac{\rho.v.ID}{\mu} = 54.682,73$

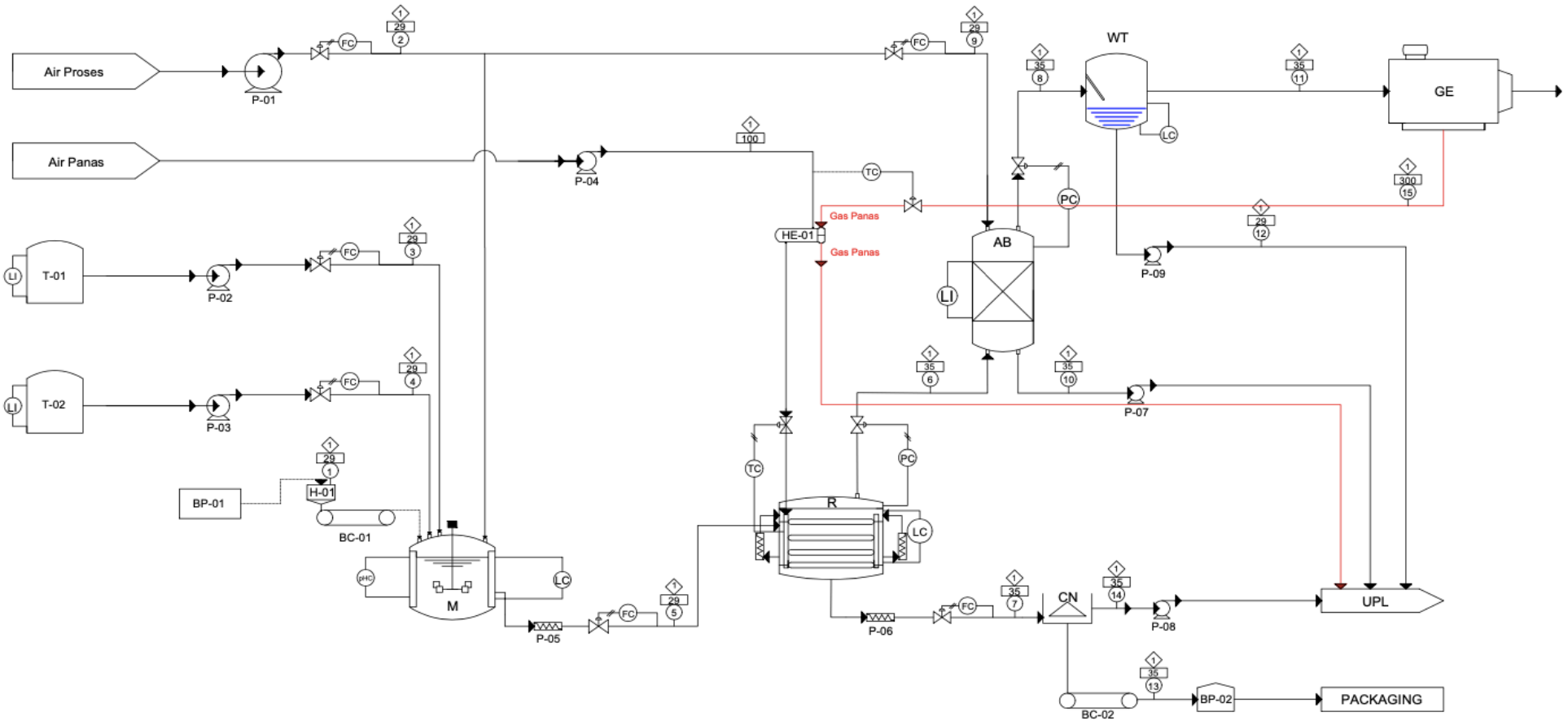
Efisiensi daya motor : $\eta = 80\ \%$

Maka daya motor = $\frac{1,2157}{0,8} = 1,5196\ hp$

Dipakai daya motor standar = 2 hp

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS
DARI KOTORAN AYAM DAN MOLASES DENGAN
KAPASITAS 16.300 TON/TAHUN SETARA 9,4 MWEL



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
VS Kotoran Ayam	723,48	-	-	-	723,48	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Abu Kotoran Ayam	321,97	-	-	-	321,97	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
VS Molases	-	-	4.960,10	-	4.960,10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Abu Molases	-	-	1.820,70	-	1.820,71	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
VS	-	-	-	-	-	-	1.705,08	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.705,08
Abu	-	-	-	-	-	-	2.142,68	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.142,68
H_2O (Cair)	2.742,42	23.390,16	2.057,58	23.390,16	51.580,32	151,51	51.428,81	-	5.326,22	5.465,99	-	-	-	-	-	48.343,08	3.085,73
CH_4	-	-	-	-	-	1.870,44	-	1.870,44	-	-	1.870,44	-	1.870,44	-	-	-	-
CO_2	-	-	-	-	-	1.892,60	-	189,26	-	1.703,34	189,26	-	189,26	-	5.332,97	-	-
H_2S	-	-	-	-	-	9,94	-	5,88	-	4,05	5,88	-	5,88	-	-	-	-
$Ca(OH)_2$	-	-	-	4,34	4,34	-	4,34	-	-	-	-	-	0,0012	-	-	4,34	-
NH_3	-	-	-	-	-	-	205,54	-	-	-	-	-	-	-	-	193,21	12,33
H_2O (Gas)	-	-	-	-	-	-	-	11,73	-	-	-	11,73	-	-	4.211,60	-	-
O_2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7.490,06	-	-	-
SO_3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	11,08	-	-
Jumlah	**3.787,88**	**23.390,16**	**8.838,28**	**23.394,49**	**59.410,92**	**3.924,48**	**55.486,44**	**2.077,31**	**5.326,22**	**7.173,39**	**2.065,58**	**1.878,975**	**2.065,58**	**34.334,104**	**9.555,64**	**48.540,62**	**6.945,81**

KETERANGAN SIMBOL	
◇	: Tekanan, atm
□	: Suhu, °C
○	: Nomor Arus
⋈	: Control Valve
⟋	: Arus Sinyal Pneumatik
——	: Pipeline
→	: Arus Proses
·····	: Arus Disket

KETERANGAN ALAT & INSTRUMEN	
BP	BAK PENAMPUNG
H	HOPPER
P	POMPA
BC	BELT CONVEYOR
M	MIXER
R	REAKTOR
AB	ABSORBER
CN	CENTRIFUGE
T	TANGKI
FC	FLOW CONTROL
TC	TEMPERATURE CONTROL
LC	LEVEL CONTROL
PC	PRESSURE CONTROL
pHC	PH CONTROL
WT	WATER TRAP
GE	GENERATOR
LI	LEVEL INDICATOR
HE	HEAT EXCHANGER

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM DAN MOLASES DENGAN KAPASITAS 14.800 TON/TAHUN SETARA 62.555 MW EL/TAHUN

Disusun oleh:
1. Nabilah Nur Syafiyah (19521123)
2. Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf (19521168)

Dosen Pembimbing:
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1	:	Nabilah Nur Syafiyah
No. Mahasiswa 1	:	19521123
Nama Mahasiswa 2	:	Syarif Luthfi Muhammad Azmi Assegaf
No. Mahasiswa 2	:	19621168
Judul Pra rancangan Pabrik	:	Pra rancangan Pabrik Biogas dari Kotoran Ayam dan Molases Dengan Kapasitas 14.800 Ton/Tahun Setara 62.555 MWel.
Mulai Masa Bimbingan	:	13 Maret 2023
Selesai Masa Bimbingan	:	13 September 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 April 2023	Kapasitas Pabrik	
2	4 September 2023	Termodinamika dan Kinetika	
3	4 September 2023	Perancangan Produk	
4	18 Januari 2024	Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif	
5	22 Februari 2024	Neraca Massa	
6	26 Februari 2024	Perancangan Reaktor	
7	28 Februari 2024	Spesifikasi Alat Besar	
8	13 Maret 2024	*Process Engineering Flow Diagram*	
9	29 Maret 2024	Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	
10	26 April 2024	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	
11	30 April 2024	Neraca Panas	
12	27 Mei 2024	Perancangan *Heat Exchanger*	
13	29 Mei 2024	Penentuan Lokasi Pabrik	
14	11 Juni 2024	Utilitas	
15	4 Juli 2024	Evaluasi Ekonomi	
16	10 Juli 2024	Pengumpulan Naskah Akhir	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 10 Juli 2024
Pembimbing,

(Dr.Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.)