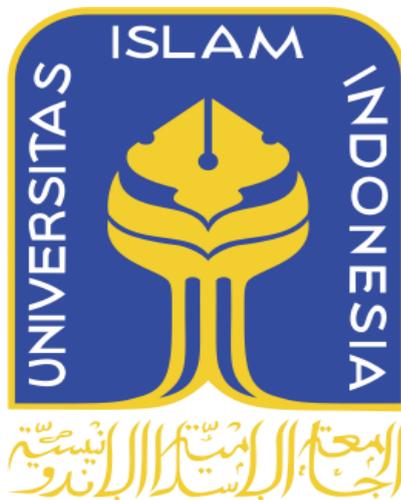


**PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS
DARI AMPAS TEBU KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR**

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



Oleh :

Nama : Inggis Angola

NIM : 19521195

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
YOGYAKARTA**

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS TEBU
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Inggis Angola

NIM : 19521195

Yogyakarta, 7 Februari 2024

Menyatakan bahwa naskah pra rancangan pabrik ini sudah ditulis sesuai kaidah ilmiah. Apabila ini kemudian hari terbukti ada plagiasi atau pelanggaran lainnya, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



A digital stamp is placed over the signature. The stamp contains the text: "METRIKA", "ACTAL", "088018902", and "Inggis Angola".

NIM. 19521195

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS TEBU
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh

Nama : Inggis Angola
NIM : 19521195

Yogyakarta, 7 Februari 2024

Pembimbing



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS TEBU KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Oleh:

Inggis Angola
19521195

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

Tim Penguji,

Ketua Penguji

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

Anggota I

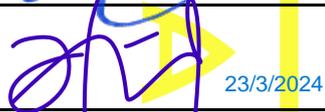
Dr. Diana, S.T., M.Sc

Anggota II

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng


25/03/2024




23/3/2024

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji Syukur kehadiran Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan Rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “**PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS TEBU KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**” dengan 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 penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada pihak-pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak langsung, yang terhormat :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini.
2. Teristimewa kedua orang tua tercinta saya Bapak Zulmendri dan Ibu Susrianti yang selalu ada setiap saat dari kecil hingga dewasa, memberikan kasih sayang, memberikan dukungan doa serta motivasi kepada saya untuk menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, 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 Program Sarjana, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing yang selalu sabar dalam membimbing saya, memberikan masukan, dan memberikan semangat kepada saya dalam penyusunan dan penulisan laporan tugas Akhir ini.
7. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2019 yang selalu memberikan semangat dan doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan laporan penelitian.

Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya. Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini. Akhir kata penulis berharap laporan penelitian ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, Februari 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil'alamin

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik dan maksimal. Saya sangat bersyukur kepada Allah SWT yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Berkat semua nikmat dan rahmat dalam bentuk apapun yang diberikan-Nya dan ridhonya, saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Terimakasih kepada kedua orang tua saya, Papa Zulmendri dan Mama Susrianti yang telah berkorban untuk saya dalam bentuk moril dan materi serta senantiasa memberikan doa dan kasih sayang yang sangat luar biasa. Dan juga seluruh anggota keluarga yang saya sangat sayangi dan banggakan saya ucapkan terimakasih sebesar-besarnya atas semua dukungan dan semangatnya. Tentu lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terimakasih saya kepada keluarga. Saya selalu meminta doa dan dukungan dengan apapun yang akan saya jalani kedepannya, agar bisa membanggakan dan membahagiakan kalian seperti saya bangga dan bahagia dengan adanya kalian.

Kepada Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen pembimbing yang selalu baik hati untuk meluangkan waktu untuk membimbing saya Dan selalu cepat merespon saat dibutuhkan. Atas bimbingan dan arahnya selama ini

sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik saya ucapkan terimakasih sebesar-besarnya.

Terima kasih juga untuk semua sahabat dan teman yang mendukung dan membantu baik moril maupun materil yaitu Abiyan Yusuf Wibisono, Kirana, “Panjenengan ASW” grub (Nadia, Muthia, Mayang, Sri, Coki, Ilham, Noval, Farrel, Raffi , Herman dan Akip). Kepada kalian semua terima kasih sudah hadir dari awal maba sampai pada titik ini, semoga kita semua selalu dalam lindungan Allah Subhanahu Wa Ta’ala dan segala keinginan kita dapat terwujud nantinya dan semoga kita semua sukses kedepannya.

Seluruh teman-teman “REACTOR 19” (Teknik Kimia Angkatan 2019) dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang selalu memberikan semangat, doa, dan dukungan terbaik bagi kelancaran proses perkuliahan kita semua. Saya mengucapkan ribuan terimakasih.

Terimakasih untuk diri saya sendiri karena telah berjuang keras hingga sejauh ini, walau terkadang lelah tetapi selalu kuat dan pantang menyerah.

Inggis Angola

Teknik Kimia UII 2019

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xvi
ABSTRAK.....	xvii
<i>ABSTRACT</i>	<i>xviii</i>
BAB 1.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	7
1.3.1 Pengertian Biogas.....	7
1.3.2 Ampas Tebu.....	8
1.3.3 Proses Pembentukan Biogas.....	8
1.3.4 Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Pembentukan Biogas.....	13
1.3.5 Manfaat Biogas.....	17
1.3.6 Manfaat LNG.....	18
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	20
1.4.1. Tinjauan Termodinamika.....	21
1.4.2. Tinjauan Kinetika.....	30
BAB II.....	32
PERANCANGAN PRODUK.....	32
2.1 Spesifikasi Produk.....	32

2.1.1 Biogas	32
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	33
2.2.1 Bahan Baku.....	33
2.2.2 Bahan Pendukung	34
2.3 Pengendalian Kualitas.....	38
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	38
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	38
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	42
BAB III	46
PERANCANGAN PROSES.....	46
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	46
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	46
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	47
3.2 Uraian Proses	48
3.3 Spesifikasi Alat.....	51
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	51
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.....	52
3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	56
3.4 Neraca Massa.....	58
3.4.1 Neraca Massa Total	58
3.4.2 Neraca Massa Alat.....	58
BAB IV	62
PERANCANGAN PROSES.....	62
4.1 Lokasi Pabrik	62
4.1.1 Faktor Prime penentuan Lokasi Pabrik.....	63
4.1.2 Faktor Sekunder penentuan Lokasi Pabrik	64
4.2 Layout Pabrik.....	65
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	69
4.4 Pelayanan Teknik.....	73
BAB V UTILITAS	75
5.1 Unit Penyediaan Air.....	75
5.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	76

5.2.1 Unit Penyediaan Steam.....	80
5.2.2 Unit penyediaan Bahan Bakar	80
5.2.3 Unit Pembangkit Listrik.....	80
5.2.4 Unit Penyediaan Udara Tekanan	83
5.2.5 Unit Penyediaan Limbah	83
5.3 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas	84
5.3.1 Perancangan Pengolahan Air	84
5.3.2 Pengolahan Air Sanitasi.....	88
5.3.3 Pengolahan Air Dingin	90
5.3.4 Pengolahan Air Steam	91
5.3.5 Pengolahan Air Service.....	94
5.4 Pompa Utilitas.....	95
5.5 Organisasi Perusahaan	97
5.5.1 Bentuk Perusahaan.....	97
5.5.2 Struktur Organisasi Perusahaan	98
5.5.3 Tugas Dan Wewenang	99
5.5.4 Sistem pegawai	105
BAB VI.....	113
EVALUASI EKONOMI.....	113
6.1 Evaluasi Ekonomi	113
6.2 Penaksiran Harga Peralatan.....	115
6.4 Analisis Resiko Pabrik.....	124
6.4.1 Analisis Keuntungan.....	124
6.4.2 Analisa Kelayakan	125
BAB VII.....	132
KESIMPULAN DAN SARAN	132
7.1 KESIMPULAN.....	132
7.2 SARAN.....	133
DAFTAR PUSTAKA	134
LAMPIRAN.....	137

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik data jumlah ampas tebu di Indonesia.....	6
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	46
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	47
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	62
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1:1000	70
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Skala 1:1000.....	73
Gambar 5. 1 Tata Letak Utilitas Pabrik Biogas	97
Gambar 5. 2 Struktur Organisasi Perusahaan	99
Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi	131

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Jumlah Produksi Gula di Indonesia.....	4
Tabel 1.2 Data Jumlah Produksi Ampas Tebu di Indonesia.....	5
Tabel 1.3 Data Konsumsi LNG di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Rasio C/N pada berbagai jenis limbah	17
Tabel 1.5 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	22
Tabel 1.6 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	23
Tabel 1.7 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	24
Tabel 1.8 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	25
Tabel 1.9 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	27
Tabel 1.10 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	28
Tabel 1.11 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen.....	29
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	33
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor.....	51
Tabel 3.2 Spesifikasi Mixer-1	52
Tabel 3.3 Spesifikasi Hidrolizer	53
Tabel 3.4 Spesifikasi Neutralizer	54
Tabel 3.5 Spesifikasi High Pressure Adsorber.....	54
Tabel 3.6 Spesifikasi Low Pressure Adsorber	54
Tabel 3.7 Spesifikasi tangki penyimpanan.....	56
Tabel 3.8 Spesifikasi Gudang penyimpanan	57
Tabel 3.9 Neraca Massa Total	58
Tabel 3.10 Neraca Massa Mixer-01	58
Tabel 3.11 Neraca Massa Hidrolizer	59
Tabel 3.12 Neraca Massa Mixer-02	59
Tabel 3.13 Neraca Massa Neutralizer	59
Tabel 3.14 Neraca Massa Digester	60
Tabel 3.15 Neraca Massa High Pressure Adsorber	60
Tabel 3.16 Neraca Massa Low Pressure Swing	61
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	68
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air	76

Tabel 5. 2 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	81
Tabel 5. 3 Kebutuhan Alat Utilitas.....	82
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Lainnya.....	82
Tabel 5. 5 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	95
Tabel 5. 6 Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas.....	96
Tabel 5. 7 Jumlah dan Gaji Karyawan.....	106
Tabel 5. 8 Jadwal pembagian shift.....	110
Tabel 5.9 Lanjutan jadwal pembagian shift.....	111
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat Proses.....	116
Tabel 6. 2 Harga Indeks Hasil Regresi Linier.....	117
Tabel 6. 3 Pyhsical Plant Cost (PPC).....	119
Tabel 6. 4 Direct Plant Cost (DPC).....	120
Tabel 6. 5 Fixed Capital Investmen (FCI).....	120
Tabel 6. 6 Working Capital Investment.....	121
Tabel 6. 7 Direct Manufacturing Cost.....	122
Tabel 6. 8 Indirect Manufacturing Cost.....	122
Tabel 6. 9 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	123
Tabel 6. 10 Total Manufacturing Cost (MC).....	123
Tabel 6. 11 General Expense.....	123
Tabel 6. 12 Total Production Cost.....	124
Tabel 6. 13 Fixed Cost (Fa).....	128
Tabel 6. 14 Regulated Cost (Ra).....	128
Tabel 6. 15 Variable Cost (Va).....	128
Tabel 6. 16 Annual Sales Value (Sa).....	129

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN-1	137
LAMPIRAN-2	158
LAMPIRAN-3	159

ABSTRAK

Biogas merupakan gas yang terbentuk secara alamiah melalui proses fermentasi anaerobik yang salah satu bahan bakunya dari ampas tebu. Pemanfaatan biogas menjadi penting dalam beberapa tahun terakhir, terutama karena ketersediaan bahan baku yaitu limbah makanan dan kesesuaian lingkungan. Dengan peningkatan biaya produk minyak bumi, biogas dapat menjadi sumber energi alternatif yang efektif untuk memasak, penerangan, bahan bakar, irigasi dan beberapa kebutuhan lainnya. Biogas adalah gas flammable (mudah terbakar) dan dihasilkan dari hasil proses fermentasi bahan-bahan organik dengan bakteri-bakteri anaerobik yaitu bakteri yang dapat bertahan hidup tanpa adanya oksigen dalam suatu digester. Desain pabrik kimia biogas ini dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan biogas. Limbah ampas tebu dari daerah kabupaten Malang digunakan sebagai bahan baku dalam produksi biogas. Pembentukan biogas menggunakan metode fermentasi anaerobik selama kurang lebih 30 hari dan dimurnikan menggunakan Adsorbent ZEOLUM F-9HA. Perancangan pabrik biogas dengan bahan baku ampas tebu akan didirikan pada tahun 2027 dengan kapasitas produksi 15.000 ton/tahun dan Pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun. Lokasi pabrik direncanakan berada di wilayah Malang, Jawa Timur dengan luas area 21.380 m². Tenaga kerja yang diperlukan sebanyak 144 pekerja dengan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang menerapkan sistem organisasi line and staff. Hasil produk biogas ini dapat digunakan sebagai bahan bakar memasak, dan limbah yang dihasilkan adalah limbah cair organik yang dapat digunakan sebagai pupuk. Pabrik ini direncanakan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Proyek ini menyimpulkan bahwa pabrik Biogas layak secara teknis dimana pabrik ini memiliki tingkat bahaya yang rendah dilihat dari proses dimana suhu yang digunakan berkisar 30 – 35 °C dan tekanan berkisar 1 – 5 atm. Dan bahan baku pembantu yaitu CaO yang mudah dan memiliki sifat yang tidak berbahaya. Berdasarkan analisa ekonomi, diperoleh Return On Investment (ROI) sebesar 21,4 %, Pay Out Time (POT) sebesar 3,1 tahun, Break Even Point (BEP) sebesar 41,88 %, Shut Down Point sebesar 11,52 %, dan Discounted Cash Flow(DCF) sebesar 28,1%. Maka berdasarkan pertimbangan teknis dan ekonomi maka pabrik biogas layak didirikan.

Kata kunci: Biogas, Ampas Tebu, Bahan Bakar, *Anaerobic*, Kontinyu

ABSTRACT

Biogas is a gas that is formed naturally through an anaerobic fermentation process, one of the raw materials being sugarcane bagasse. The use of biogas has become important in recent years, especially due to the availability of raw materials, namely food waste and environmental suitability. With the increasing cost of petroleum products, biogas can be an effective alternative energy source for cooking, lighting, fuel, irrigation and several other needs. Biogas is a flammable gas (flammable) and is produced from the fermentation process of organic materials with anaerobic bacteria, namely bacteria that can survive without the presence of oxygen in a digester. The design of this biogas chemical plant is intended to meet biogas needs. Sugarcane bagasse waste from the Malang district is used as raw material in biogas production. Biogas formation uses the anaerobic fermentation method for approximately 30 days and is purified using ZEOLUM F-9HA Adsorbent. The design of a biogas factory using sugarcane bagasse as raw material will be established in 2027 with a production capacity of 15,000 tons/year and this factory will operate continuously for 330 days/year. The factory location is planned to be in the Malang area, East Java with an area of 21,380 m². The workforce required is 144 workers with a company in the form of a Limited Liability Company (PT) which implements a line and staff organization system. The resulting biogas product can be used as cooking fuel, and the waste produced is organic liquid waste which can be used as fertilizer. This factory is planned in the form of a Limited Liability Company (PT). This project concludes that the Biogas plant is technically feasible because this plant has a low level of danger seen from the process where the temperature used is around 30 - 35 °C and the pressure is around 1 - 5 atm. And the supporting raw material is CaO which is easy and has harmless properties. Based on economic analysis, the Return On Investment (ROI) was 21.4%, Pay Out Time (POT) was 3.1 years, Break Even Point (BEP) was 41.88%, Shut Down Point was 11.52%, and Discounted Cash Flow (DCF) was 28.1%. So based on technical and economic considerations, a biogas plant is feasible to establish.

Keywords: Biogas, Bagasse, Fuel, Anaerobic, Continuous

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Energi menjadi kebutuhan yang sangat penting bagi kehidupan manusia. Dalam beberapa tahun terakhir, permintaan akan energi terus meningkat seiring dengan pertumbuhan populasi dan perkembangan industri. Namun, penggunaan bahan bakar fosil sebagai sumber energi utama telah menimbulkan banyak masalah lingkungan seperti peningkatan emisi gas rumah kaca dan polusi udara yang mengancam kesehatan manusia dan kelestarian lingkungan. Untuk mengurangi dampak negatif dari penggunaan bahan bakar fosil, perlu dicari alternatif energi yang bersih dan ramah lingkungan. Salah satu alternatif energi yang potensial adalah biogas, yang dihasilkan dari proses anaerobik (tanpa oksigen) dekomposisi bahan organik oleh bakteri. Biogas merupakan energi alternatif yang dapat dikembangkan untuk menjadi salah satu solusi krisis energi. Biogas merupakan hasil fermentasi anaerob bahan organik menjadi gas metana (CH_4). Gas metana (CH_4) hasil produksi biogas dapat dijadikan menjadi bahan bakar gas.

Fermentasi anaerobik ini biasa terjadi secara alami di tanah yang basah, seperti dasar danau dan di dalam tanah pada kedalaman tertentu. Proses fermentasi adalah penguraian bahan-bahan organik dengan bantuan mikro organisme. Fermentasi anaerob dapat menghasilkan gas yang mengandung

sedikitnya 50% metana. Gas inilah yang biasa disebut dengan biogas. Biogas dapat dihasilkan dari fermentasi sampah organik seperti sampah pasar, daun-daunan, dan kotoran hewanyang berasal dari sapi, kambing, kuda, burung, atau yang lainnya.

Pemanfaatan biogas sebagai sumber energi alternatif telah dilakukan di banyak negara, termasuk Indonesia. Namun, masih banyak kendala yang dihadapi dalam pemanfaatan biogas, seperti kurangnya kesadaran masyarakat akan potensi biogas, kurangnya perhatian pemerintah terhadap pengembangan teknologi biogas, dan biaya produksi yang masih tinggi. Berdasarkan permasalahan diatas, dapat disimpulkan bahwa perlu di produksinya biogas sebagai bahan baku alternatif menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber bahan bakar terbarukan yang ramah lingkungan.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Biogas disebut juga sebagai bioenergi, karena energi yang dihasilkan berasal dari biomassa. Biomassa adalah materi organik berusia relatif muda yang berasal dari makhluk hidup atau produk dan limbah industri budidaya (pertanian, perkebunan, kehutanan, peternakan, dan perikanan). Limbah yang dihasilkan dari aktifitas kehidupan manusia adalah limbah pertanian, peternakan, industri dan konsumsi, terdiri dari tiga, yaitu limbah padat, limbah cair dan limbah gas. Potensi limbah pertanian sebagai salah satu bahan baku pembuatan biogas dapat ditemukan di sentra-sentra pertanian, terutama pertanian dengan skala besar yang

menghasilkan limbah dalam jumlah besar dan rutin. Di Indonesia cukup banyak kawasan pertanian yang limbahnya belum dimanfaatkan sebagai penghasil gas secara optimum. Limbah pertanian seperti ampas tebu merupakan salah satu sumber bahan yang dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan biogas. Biogas merupakan renewable energy yang dapat dijadikan bahan bakar alternatif untuk menggantikan bahan bakar yang berasal dari fosil seperti minyak tanah dan gas alam.

Pabrik Biogas akan dibangun dengan kapasitas bahan baku 15.000 ton/tahun dalam pembangunan pabrik di tahun 2027. Untuk mendirikan suatu pabrik, perhitungan jumlah kapasitas merupakan faktor yang penting karena dapat mempengaruhi proses perencanaan dari teknis maupun ekonomi dan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan dan bahan bakunya.

Penentuan kapasitas ini ditinjau dari perkiraan jumlah produksi ampas tebu yang dihasilkan selamasatu tahun.

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Badan Pusat Statistik (BPS) melaporkan, Perkembangan produksi gula dari tahun 2017 sampai dengan 2021 cenderung mengalami fluktuasi. Pada tahun 2018 produksi gula sebesar 19,25ribu ton (0,88 persen) dibandingkan tahun 2017. Sedangkan pada tahun 2019 produksi gula meningkat sebesar 55,32 ribu ton (2,55 persen) dibandingkan tahun 2018. Sementara itu, pada tahun 2020 produksi gula menurun sebesar 103,65 ribu ton (4,65 persen) dibandingkan tahun 2019. Kemudian pada tahun 2021 kembali mengalami peningkatan sebesar 224,93 ribu

ton (10,60 persen) menjadi 2,3 juta ton. Meningkatnya produksi gula mengakibatkan juga peningkatan ampastebu, untuk itu diperlukan pengolahan lebih lanjut terhadap limbah tersebut. Alasan pemilihan dengan menggunakan bahan baku tersebut adalah Pemanfaatan ampas tebu yang belum optimal mengingat potensi tebu yang sangat besar, padahal ampas tebu dapat memberikan nilai lebih besardan mengurangi masalah pada dampak lingkungan akibat sisa bakaran dari ampas tebu. Pabrik biogas akan dibangun di wilayah Jawa maka dari itu limbah makanan diambil dari wilayah Jawa, agar meminimalkan biaya transportasi bahan baku. Jumlah produksi gula di Indonesia dari tahun 2017-2021 ditunjukkan pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Jumlah Produksi Gula di Indonesia

Tahun	Produksi Gula (Ton)
2017	2.190.979
2018	2.171.726
2019	2.227.051
2020	2.123.405
2021	2.348.331

(Sumber : Badan Pusat Statistik, Statistik Tebu Indonesia, 2021)

Berdasarkan data dari Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia (P3GI), ampas tebu diperoleh dari 32% produksi gula. Dalam penelitian ini penulis mengambil 25% dari produksi gulayang dihasilkan untuk mencari produksi ampas tebu pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Jumlah Produksi Ampas Tebu di Indonesia

Tahun	Produksi Ampas Tebu (Ton)
2017	547.744
2018	542.931
2019	556.762
2020	530.851
2021	587.082

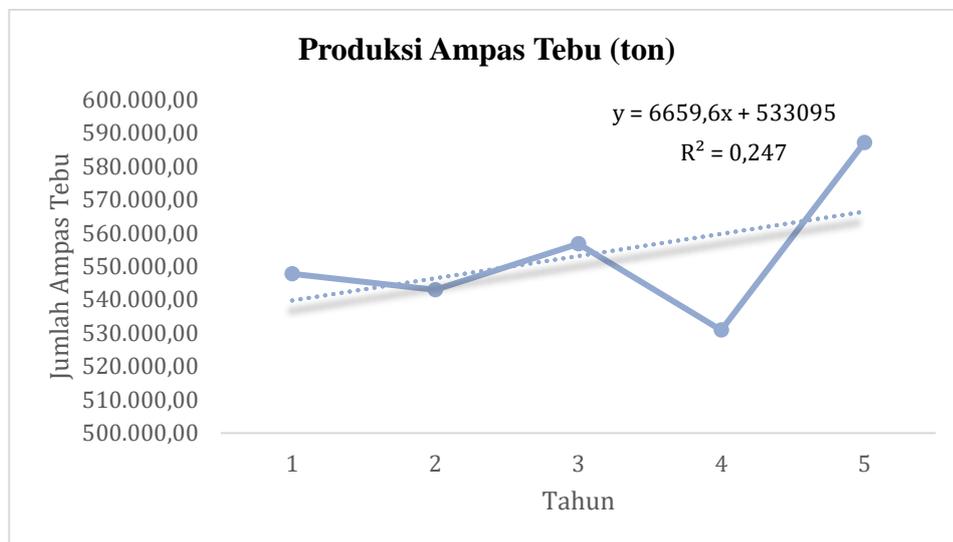
(Sumber : Badan Pusat Statistik, Statistik Tebu Indonesia, 2021)

Tabel 1.3 Data Konsumsi LNG di Indonesia

Tahun	Konsumsi LNG (ton)
2017	26.656.000
2018	26.520.000
2019	29.784.000
2020	28.220.000
2021	25.228.000

(Sumber : Badan Pusat Statistik, Statistik LNG Indonesia, 2021)

Berdasarkan data dari jumlah produksi ampas tebu di Indonesia dibutuhkan juga mencari data konsumsi LNG sebagai perbandingan parameter dalam ketersediaan bahan baku dengan kebutuhan biogas yang ada di Indonesia . Sehingga didapatkan dari data diatas bahwa ketersediaan ampas tebu dapat memenuhi kebutuhan biogas di Indonesia. Dalam penentuan kapasitas pabrik ini ditinjau dari perkiraan rata-rata jumlah ampas tebu dari tahun 2017 sampai tahun 2021, dimana tahun sebagai sumbu x dan data jumlah ampas tebu sebagai sumbu y, grafik dapat dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik data jumlah ampas tebu di Indonesia

Berdasarkan grafik diatas didapatkan perhitungan persamaan regresi linear yaitu $y = 6659,6x + 533095$. Dengan menggunakan persamaan tersebut diperkirakan ketersediaan ampas tebu di Indonesia pada tahun 2027 sebesar 550.000 ton per tahun. Untuk kebutuhan total ampas tebu di pabrik biogas ini yang akan didirikan di Jawa Timur atau 20,89 % dari jumlah ampas tebu yang tersedia di Indonesia sebesar 114.908 ton per tahun atau 14.508 kg/jam. Dalam perhitungan didapatkan

produk biogas yang dihasilkan dari ampas tebu 14.508 kg/jam sebesar 15.000 ton biogas. Sehingga produksi biogas pada tahun 2027 didapatkan sebesar **15.000** ton per tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Pengertian Biogas

Biogas adalah sumber energi terbarukan yang dihasilkan oleh penguraian bahan organik oleh bakteri tertentu dalam kondisi anaerobik. Bahan organik adalah semua bahan yang berasal dari makhluk hidup. Kandungan utama bahan organik adalah C (karbon), H (hidrogen), O (oksigen). Selain itu, pada beberapa jenis bahan organik dapat juga mengandung N (nitrogen) dan S (sulfur). Penyusun utama biogas adalah gas CH_4 (metana) dan gas CO_2 (karbon dioksida). Gas lain seperti H_2 (Hidrogen), NH_3 (amoniak), H_2S (asam sulfida) juga terkandung dalam biogas dengan konsentrasi yang sangat kecil. Biogas dapat dihasilkan oleh limbah pertanian, limbah makanan, kotoran hewan, pupuk kandang, dan limbah. Proses produksi biogas juga dikenal sebagai pencernaan anaerobik. Biogas mendaur ulang produk limbah secara alami dan mengubahnya menjadi energi yang berguna, sehingga mencegah polusi yang disebabkan oleh limbah di tempat pembuangan sampah, dan mengurangi efek bahan kimia beracun yang dilepaskan dari instalasi pengolahan limbah. Biogas mengubah gas metana berbahaya yang dihasilkan selama dekomposisi, menjadi gas karbon dioksida yang kurang berbahaya. Bahan organik terurai hanya di lingkungan

basah. Bahan organik atau limbah larut dalam air dan membentuk lumpur yang kaya nutrisi dan digunakan sebagai pupuk.

1.3.2 Ampas Tebu

Ampas tebu merupakan produk sampingan utama dari industri tebu. Ampas tebu mengandung sekitar 37,65% selulosa, 22,09% lignin, 27,97% pentosan, 3,01% SiO₂, 3,82% abu dan 5,46% H₂O. Ketersediaannya yang melimpah, ampas tebu dapat berfungsi sebagai substrat yang ideal untuk proses mikroba untuk produksi produk bernilai tambah seperti pakan ternak yang diperkaya protein, enzim, asam amino, asam organik dan senyawa penting farmasi, dan lain-lain. Ampas tebu yang tidak diolah akan terdegradasi sangat lambat oleh mikro-organisme, langkah pra-perawatan mungkin berguna untuk pemanfaatan substrat yang lebih baik. Ampas tebu digunakan dalam proses pembuatan kertas, pulp dan bahan bangunan serta pembuatan biogas untuk produksi energi, dan listrik.

1.3.3 Proses Pembentukan Biogas

Proses biogas diperoleh dengan cara mengurai limbah-limbah organik melalui proses bernama anaerobik digester di ruang kedap udara. *Anaerobic Digestion* adalah proses di mana bakteri memecah bahan organik seperti kotoran hewan, air limbah, dan limbah makanan tanpa adanya oksigen untuk menghasilkan metana (CH₄) dan karbondioksida (CO₂) sebagai hasil akhir dari proses. Pencernaan anaerobik untuk produksi biogas terjadi dalam bejana tertutup yang disebut reaktor, yang dirancang dan dibangun dalam

berbagai bentuk dan ukuran khusus untuk kondisi lokasi dan bahan baku. Reaktor ini mengandung komunitas mikroba kompleks yang memecah atau mencerna limbah dan menghasilkan biogas dan digestate yang dihasilkan (produk akhir bahan padat dan cair) yang dikeluarkan dari digester. Proses *anaerobic digestion* dibagi dalam empat tahap utama yaitu:

a) Tahap Hidrolisis

Pada tahap hidrolisis, bahan organik kompleks dan tidak mudah larut seperti protein, karbohidrat dan lemak diubah menjadi bahan yang mudah larut, seperti asam amino, gula sederhana, asam lemak berantai panjang dan gliserol melalui pemecahan enzimatik (Sanders, 2001). Mikroba mengeluarkan enzim khusus yang berfungsi untuk memotong ikatan unit molekul pada protein, karbohidrat dan lemak.

Karbohidrat dihidrolisis menjadi gula sederhana oleh enzim selulase dan hemiselulase (Drapcho et al., 2008). Mikroba yang dapat berperan dalam hidrolisis karbohidrat adalah *Clostridium*, *Acetovibrio celluliticus*, *Staphylococcus*, *Bacteriodes* (Sarker et al., 2019). Protein dihidrolisis menjadi asam amino oleh enzim protease (Drapcho et al., 2008). Mikroba yang dapat berperan dalam proses hidrolisis protein adalah *Clostridium*, *Proteus vulgaris*, *Peptococcus*, *Bacteriodes*, *Bacillus*, *Vibrio* (Sarker et al., 2019). Lemak dihidrolisis menjadi asam lemak rantai panjang oleh enzim lipase (Drapcho et al., 2008). Mikroba yang dapat berperan dalam

proses hidrolisis lemak adalah *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Micrococcus* (Sarker et al., 2019).

Laju degradasi bahan organik secara umum dan reaksi hidrolisis secara umum dapat didekati dengan persamaan orde satu

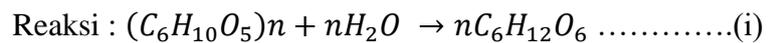
$$\frac{dS}{dt} = -k_h S \dots\dots\dots(i)$$

Dimana:

S = substrat (g/L)

k_h = konstanta hidrolisis orde satu (/ hari)

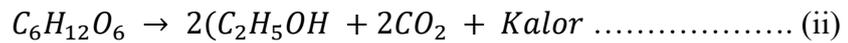
Laju reaksi hidrolisis pada karbohidrat lebih cepat dibandingkan pada protein dan lemak.



b) Tahap Asidogenesis

Tahapan kedua pada proses pembentukan biogas adalah tahap asidogenesis atau tahap pembentukan asam. Pada tahap ini, gula sederhana, asam amino, asam lemak rantai panjang dan gliserol diubah menjadi asam lemak volatil (asam asetat, asam propionat, asam butirat), H₂ dan CO₂. Produk lain asidogenesis seperti asam formiat, asam laktat, asam valerat, metanol, etanol, butadienol dan aseton juga dihasilkan dalam jumlah yang kecil. Mikroba yang berperan pada tahap ini adalah mikroba anaerob yang dapat tumbuh dan berkembang pada kondisi asam (Deublein dan Steinhauser, 2008).

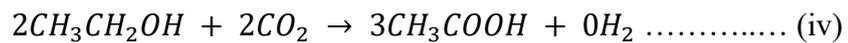
Contoh mikroba asidogenik adalah *Lactobacillus*, *Streptococcus*, *Clostridium* (Sarker et al., 2019). Reaksi kimia yang mungkin terjadi selama proses asidogenesis ditunjukkan pada persamaan:



c) Tahap Asetogenesis

Tahap ketiga adalah tahap asetogenesis atau tahap pembentukan asam asetat. Mikroba metanogenik tidak dapat mengkonsumsi senyawa kimia hasil dari tahap asidogenesis dengan atom karbon lebih dari dua. Dengan kata lain, mikroba hanya menggunakan sumber-sumber energi sederhana seperti asam asetat, metanol, metilamin, CO₂, dan H₂. Oleh karena itu, senyawa hasil tahap asidogenesis seperti asam propionat, asam butirat dan etanol dikonversi terlebih dahulu menjadi asam asetat oleh mikroba asetogenik (Syaichurrozi, 2017). Mikroba yang dapat berperan pada tahap ini adalah adalah bakteri *syntrofik* atau bakteri *asetogen* atau mikroba obligat pereduksi proton (Werner et al. 1989).

Reaksi kimia yang mungkin terjadi selama proses asetogenesis ditunjukkan pada persamaan:



d) Tahap Metanogenesis

Tahap Metanogenesis (Tahap Pembentukan Gas Metana)

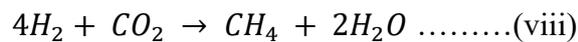
Tahap terakhir adalah tahap metanogenesis atau tahap pembentukan gas metana. Secara umum, jalur pembentukan gas metana dibagi menjadi dua yaitu *hydrogenotrophic methanogenesis* dan *acetoclastic methanogenesis*. Pada jalur *acetoclastic methanogenesis*, gas metana terbentuk dari konversi asam asetat (Zhu et al., 2020).



Selain dua jalur tersebut, ada satu jalur lagi yaitu *methyltrophic methanogenesis*. Pada jalur ini, gas metana dihasilkan dari senyawa organik yang mengandung grup methyl ($-CH_3$), misalnya metanol (CH_3OH) dan methylamines [$(-CH_3)_3 - N$] (Gerardi, 2003).



Rute sekunder menggunakan hidrogen untuk mengurangi CO_2 agar menghasilkan CH_4 dengan metanogen hidrogenofilik :



Pada proses ini, para ahli memperkirakan bahwa dihasilkan sekitar 70% CH_4 yang terbentuk dari asam asetat, sedangkan 30% sisanya dihasilkan dari bahan organik yang dikonversi menjadi metana melalui jalur hidrogenotropik dari reduksi CO_2 menggunakan H_2 . Tiga tahap di atas disebut sebagai fermentasi

asam sedangkan tahap keempat disebut fermentasi metanogenesis (Chotimah, 2010).

1.3.4 Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Pembentukan Biogas

a. Suhu

Pada proses pencernaan anaerob, kondisi suhu dibagi menjadi 3, yaitu psikrofilik (suhu dibawah 20 °C), mesofilik (suhu 20-45 °C), termofilik (suhu 55-70 °C) (Cremonez et al., 2021). Proses degradasi bahan organik paling lama (30-52 hari) terjadi pada suhu psikrofilik (Syaichurrozi, 2017). Oleh karena itu, proses pencernaan anaerob kurang diminati pada suhu tersebut.

Suhu mesofilik mendorong proses degradasi bahan organik lebih cepat dibandingkan suhu psikrofilik yaitu 18.2 hari (Syaichurrozi, 2017). Selain lebih cepat, biogas dengan kandungan gas metana yang tinggi dihasilkan lebih banyak dibandingkan pada suhu psikrofilik. Negara tropis di dunia berada pada suhu mesofilik, sehingga di negara tropis, proses pencernaan anaerob dilakukan pada suhu tersebut karena tidak membutuhkan tambahan energi untuk menjaga suhu operasi.

Suhu termofilik mendorong proses degradasi bahan organik lebih cepat dibandingkan suhu mesofilik yaitu 11-17 hari (Syaichurrozi, 2017). Proses hidrolisis berlangsung lebih cepat pada suhu termofilik dibandingkan suhu mesofilik akan tetapi suhu termofilik mempercepat laju kematian mikroba metanogenik (Cremonez et al., 2021). Suhu termofilik lebih cocok digunakan untuk memperoleh biogas dengan kandungan gas hidrogen tinggi (Cremonez et al., 2021).

Berdasarkan uraian di atas, suhu mesofilik lebih dipilih pada proses pencernaan anaerob single stage (satu tingkat) karena proses degradasi organik tidak terlalu lama dan biogas yang dihasilkan mengandung gas metana yang tinggi. Proses pencernaan anaerob dapat dioptimalkan dengan system two stages (dua tingkat) untuk memisahkan tahap hidrolisis (suhu 55 °C) dengan tahap asidogenesis-metanogenesis (suhu 35 °C).

b. PH

Nilai pH cairan dapat berubah selama proses pencernaan karena pH merupakan fungsi waktu di dalam digester. Substrat dapat mengandung karbohidrat dan protein. Laju degradasi karbohidrat lebih cepat dibandingkan protein. Pada tahap awal proses batch, karbohidrat (sumber karbon) dikonversi menjadi asam volatil (*Volatile Fatty Acids* disingkat VFAS) sehingga pH cairan menurun. Selanjutnya, pH cairan berangsur-angsur meningkat seiring dengan konversi VFAs menjadi biogas dan degradasi protein menjadi ammonia/ammonium.

Proses pencernaan anaerob single stage berlangsung dengan baik pada pH di rentang netral yaitu 6,8-8,2 (Syaichurrozi, 2017), 6,5-7,5 (Cremonez et al., 2021), 6,8-7,2 (Ward et al., 2008). Proses pencernaan anaerob akan terganggu pada kondisi pH yang lebih tinggi atau rendah, sehingga produksi biogas menurun.

Secara detail, tahap hidrolisis, asidogenesis, asetogenesis optimal pada pH 5,0-6,0 dan tahap metanogenesis optimal pada pH 6,0-8,0. Untuk mengoptimalkan proses pencernaan anaerob, dua digester disusun secara seri

untuk membagi proses menjadi dua tingkat (two-stage).

c. Kandungan Substrat

Masing-masing jenis bahan organik di dalam substrat memiliki laju degradasi yang berbeda-beda selama proses pencernaan anaerob. Karena laju degradasi yang berbeda, maka waktu tinggal yang dibutuhkan di dalam digester juga berbeda-beda.

Hubungan antara laju degradasi (degradation rate) dan waktu tinggal (hydraulic retention time) pada berbagai kandungan substrat. Gula sederhana memiliki laju degradasi cepat sehingga waktu tinggal yang dibutuhkan singkat. Di sisi lain, waxes dan greases (lilin dan lemak) memiliki laju degradasi yang paling lambat sehingga waktu tinggal yang dibutuhkan paling lama. Semakin cepat laju degradasi bahan organik, semakin cepat biogas diproduksi.

Pretreatment (perlakuan awal) perlu dilakukan pada bahan organik kompleks seperti lignin, lilin dan lemak. Perlakuan awal dapat memecah ikatan kompleks pada bahan organik sehingga laju produksi biogas lebih cepat dibandingkan tanpa perlakuan awal. Kualitas biogas (kandungan metana di dalam biogas) juga dipengaruhi oleh kandungan substrat. Komposisi biogas dapat diprediksi dengan stokiometri berdasarkan kandungan C, H, O, N. Substrat dengan kandungan karbohidrat, protein, dan lemak diprediksi menghasilkan biogas dengan kadar metane 50%, 41,25%, dan 69,5%.

d. Rasio C/N atau COD/N

Karbon (C) sangat penting pada proses pencernaan karena berhubungan langsung dengan produksi molekul gas metana. Sedangkan nitrogen (N) adalah elemen penting dalam pembentukan sel mikroba yang terlibat pada semua proses pencernaan anaerob (Cremonez et al., 2021). Oleh karena itu, rasio C/N merupakan faktor penting dalam proses

pencernaan anaerob. Rasio C/N yang ideal kisaran 20-35 (Cremonez et al., 2021). Apabila C/N terlalu tinggi, maka ketersediaan nitrogen tidak mencukupi untuk membentuk sel dan pertumbuhan mikroba terhambat. Rasio C/N yang tinggi juga menyebabkan akumulasi VFAs yang banyak dan menurunkan pH cairan sehingga menghambat pertumbuhan mikroba, Pada rasio C/N yang terlalu rendah menyebabkan jumlah biogas sedikit dan dihasilkan ammonia/ammonium dalam jumlah besar. Konsentrasi ammonia/ammonium yang terlalu tinggi dapat menghambat pertumbuhan mikroba (Syaichurrozi, 2017).

Besaran rasio C/N biasanya digunakan untuk limbah padat. Untuk limbah cair, besaran yang sering digunakan adalah rasio COD/N. Rasio COD/N ideal untuk proses pencernaan anaerob berkisar 350/7 sampai 1000/7 (Speece, 2012). Nilai karbon (C) dapat dikonversi menjadi COD dengan pendekatan yang ditunjukkan pada persamaan 3.12 (Phang et al., 2000).

Untuk kasus substrat dengan kandungan C/N atau COD/N yang tinggi, sumber nitrogen seperti urea dapat ditambahkan ke dalam substrat. Sebaliknya, untuk kasus substrat dengan kandungan C/N atau COD/N yang rendah, sumber karbon seperti glukosa dapat ditambahkan ke dalam substrat.

Pencernaan campuran (co-digestion) lebih menarik dibandingkan mono-digestion, Mono-digestion adalah pencernaan anaerob dengan satu jenis limbah sebagai substrat, sedangkan co-digestion menggunakan dua jenis limbah yang dicampur menjadi satu. Konsep co-digestion sebagian besar diterapkan untuk menyatukan limbah dengan rasio C/N yang tinggi dengan limbah lain dengan rasio C/N yang rendah untuk mendapatkan rasio C/N yang ideal.

Tabel 1.4. Rasio C/N pada berbagai jenis limbah (Rabii et al., 2019)

Jenis Limbah	Rasio C/N
Kotoran ungags	5-15
Kotoran babi	6-14
Kotoran kambing	10-17
Kotoran Sapi	16-25
Limbah dapur	25-29
Bagasse	150

1.3.5 Manfaat Biogas

a. Sumber energi terbarukan

Gas-gas yang terbentuk pada suatu pembuatan biogas adalah metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂), 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 dihasilkan dari bahan organik yang dapat diperbaharui, gas gobar atau biogas dianggap sebagai alternatif yang ramah lingkungan dan dapat membantu mengurangi ketergantungan pada sumber energi fosil yang terbatas.

b. Mengurangi efek rumah kaca

Biogas dapat membantu mengurangi emisi gas rumah kaca melalui berbagai cara. Pertama, setiap unit biogas dapat membantu pengurangan emisi CO₂ akibat penggunaan kayu bakar. Penggunaan kayu bakar untuk memasak akan menghasilkan gas CO₂ 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 CO₂ yang dapat dikurangi akibat pemakaian gas LPG adalah sebesar 465,5 kg CO₂ 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)*.

1.3.6 Manfaat LNG dari hasil biogas

LNG diperoleh dari bahan organik seperti limbah dan residu. Bahan organik diubah menjadi biogas di dalam reaktor. Biogas dimurnikan menjadi gas yang memiliki

sifat yang sama dengan gas alam. Kemudian prosedur yang sama dapat diikuti untuk mencairkannya. Produk akhir dari biogas yang menghasilkan metana murni dapat digunakan sebagai bahan bakar terbarukan yaitu LNG. Manfaat LNG dari hasil biogas sebagai berikut:

a. LNG untuk Kebutuhan Rumah Tangga (*Household*)

Rumah tangga tidak terlepas dari kebutuhan akan energi dan gas. Penggunaan gas ini sangat penting untuk pemasakkan dan penyiapan makanan. Penggunaannya di Indonesia telah semakin marak, karena gas alam ini lebih efisien, keamanan yang baik, dan menghasilkan emisi lebih sedikit.

b. LNG untuk Bahan Bakar Kapal

Gas alam menjadi bahan bakar transportasi bukanlah suatu hal yang asing. Penggunaannya dalam sektor transportasi berupa kapal mampu memangkas biaya operasional. Pemakaiannya lebih fleksibel, efisiensi yang tinggi, serta mampu mereduksi 25-30% karbon dioksida, gas-gas oksida sulfur (SO_x), mono nitrogen oksida (NO_x) sampai 90%.

c. LNG untuk Kebutuhan Industri

Tahun 2021, sektor industri tercatat sebagai konsumen gas terbesar yaitu 1.597,44 BBTUD atau 28,22% dari total pemanfaatan gas produksi nasional. Pemanfaatan gas untuk pabrik pupuk, tercatat mencapai 705,03 BBTUD atau 12,45% dan sektor kelistrikan sebesar 681,50 BBTUD.

Pemerintah melalui Peraturan Presiden Nomor 40 Tahun 2016 menetapkan kebijakan penyesuaian harga gas untuk mendorong percepatan pertumbuhan ekonomi dan peningkatan daya saing industri nasional. “Pemerintah sangat serius melakukan kebijakan harga gas ini, terutama untuk industri tertentu seperti pabrik pupuk, keramik dan sebagainya.

d. LNG untuk Kebutuhan Pembangkit Listrik

Kebutuhan yang signifikan penggunaan LNG adalah untuk keperluan pembangkit listrik. BUMN telah melakukan program sinergi bersama Pertamina untuk membuat PLTMG (Pembangkit Listrik Tenaga Mesin Gas).

Walaupun masih dalam tahap uji coba, pemerintah merencanakan pemerataan kebutuhan listrik terutama di daerah Timur sebagai proses pembangunan kesejahteraan masyarakat.

Tak hanya itu, gas alam ini sebagai bahan bakar kendaraan bermotor. Keuntungan penggunaan gas ini adalah bisa menekan biaya pengguna karena harganya lebih murah daripada harga solar non subsidi.

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

merespon perubahan feed dan kondisi operasi lainnya.

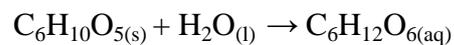
1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Termodinamika biogas mengacu pada studi tentang sifat dan proses termodinamika yang terlibat dalam produksi dan pemanfaatan biogas. Biogas adalah sumber energi terbarukan yang diproduksi melalui pencernaan anaerobik bahan organik seperti limbah pertanian dan limbah makanan. Terutama terdiri dari metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂) bersama dengan sejumlah kecil gas lainnya.

Termodinamika produksi biogas melibatkan pemahaman transformasi energi dan efisiensi yang terkait dengan proses pencernaan anaerobik. Selama pencernaan anaerobik, bahan organik dipecah oleh mikroorganisme tanpa adanya oksigen, menghasilkan biogas sebagai produk sampingan.

Untuk mengoptimalkan termodinamika produksi biogas, beberapa faktor harus dipertimbangkan, termasuk pemilihan bahan baku, parameter proses (suhu, pH, waktu retensi).

a. Reaksi Hidrolisis



Entalpi

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

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ)(C_6H_{12}O_6) - (\Delta H_f^\circ)(C_6H_{10}O_5) + (\Delta H_f^\circ)(H_2O)$$

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

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

Energi Gibbs

Tabel 1.5 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	0
$C_6H_{12}O_6$	-820,7
H_2O	-228,6

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

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ)(C_6H_{12}O_6) - (\Delta G_f^\circ)(C_5H_{10}O_5) + (\Delta G_f^\circ)(H_2O)$$

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

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

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

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi hidrolisis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

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

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

$$= 238,9840$$

$$K_{1(298)} = 6,15 \times 10^{45}$$

b. Reaksi Asidogenesis



(pembentukan etanol)

Entalpi

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

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ 2(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{CO}_2)) - (\Delta H_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))$$

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

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

Energi Gibbs

Tabel 1.6 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	-168,28
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	-820,7
CO_2	-394,38

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

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ 2(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) + \Delta G_f^\circ 2(\text{CO}_2)) - (\Delta G_f^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))$$

$$\Delta G^\circ = [2(-168,28) + 2(-394,38)] - [(-820,7)] \text{ (kJ/mol)}$$

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

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

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi asidogenesis pembentukan etanol pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

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

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

$$= 122,9510$$

$$K_{1(298)} = 2,49 \times 10^{45}$$



(Pembentukan As.Propionat)

Entalpi

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

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ 2(CH_3CH_2COOH) + \Delta H_f^\circ 2(H_2O)) - (\Delta H_f^\circ (C_6H_{12}O_6) + \Delta H_f^\circ 2(H_2))$$

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

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

Energi Gibbs

Tabel 1.7 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
CH_3CH_2COOH	-366,7
$C_6H_{12}O_6$	-820,7
H_2O	-228,6
H_2	0

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

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ 2(CH_3CH_2COOH) + \Delta G_f^\circ 2(H_2O)) - (\Delta G_f^\circ (C_6H_{12}O_6) + (\Delta G_f^\circ (H_2))$$

$$\Delta G^\circ = [2(-366,7) + 2(-228,6)] - [(-820,7) + 2(0)]$$

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

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

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi asidogenesis pembentukan as. propinat pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

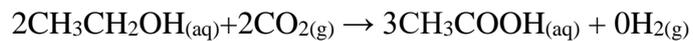
$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

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

$$= 149,2994$$

$$K_{1(298)} = 6,91 \times 1045$$

c. Reaksi Asetogenesis



(Pembentukan As. Asetat dari Etanol)

Entalpi

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

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ 3(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ 0(\text{H}_2)) - (\Delta H_f^\circ 2(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}) + \Delta H_f^\circ 2(\text{CO}_2))$$

$$\Delta H_r^\circ = [3(-434,84) + 0(0)] - [2(-234,81) + 2(-393,51)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_r^\circ = -47,88 \text{ kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.8 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	-168,28
CO_2	-394,38
H_2	0

CH_3COOH	-376,69
------------	---------

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

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ 3(CH_3CH_2OH) + \Delta G_f^\circ 0(H_2)) - (\Delta G_f^\circ 2(CH_3COOH) + \Delta G_f^\circ 2(CO_2))$$

$$\Delta G^\circ = [3(-168,28) + 0(0)] - [2(-376,69) + 2(-394,38)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = 1037,3 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = 1037300 \text{ J/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi asetogenesis pembentukan as.asetat pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

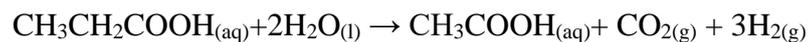
$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

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

$$= - (1037,3 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= - 418,6760$$

$$K_{1(298)} = 0$$



(Pembentukan As.Asetat dari As.Propionat)

Entalpi

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

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ (CH_3COOH) + \Delta H_f^\circ CO_2 + \Delta H_f^\circ 3(H_2)) - (\Delta H_f^\circ (CH_3CH_2COOH) + (\Delta H_f^\circ 2(H_2O)))$$

$$\Delta H_r^\circ = [(-434,84) + (-393,51) + 3(0)] - [(-453,5) + 2(-241,8)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_r^\circ = 108,75 \text{ kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.9 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
CH_3COOH	-376,69
CO_2	-394,38
H_2O	-228,6
H_2	0
CH_3CH_2COOH	-366,7

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

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ (CH_3COOH) + \Delta G_f^\circ CO_2 + \Delta G_f^\circ 3(H_2)) -$$

$$(\Delta G_f^\circ (CH_3CH_2COOH) + \Delta G_f^\circ 2(H_2O))$$

$$\Delta G^\circ = [(-376,69) + (-394,38) + 3(0)] - [(-366,7) + 2(-228,6)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = 52,83 \text{ kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi asetogenesis pembentukan as.asetat dari as.propinat pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

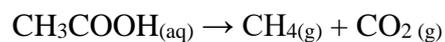
$$\ln K = \Delta G^\circ / -RT$$

$$= - (52,83 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= - 21,3233$$

$$K_{1(298)} = 0$$

d. Reaksi Metanogenesis



Entalpi

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

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

$$\Delta H_r^\circ = [(-74,85) + (-393,51)] - [(-434,84)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_r^\circ = -33,52 \text{ kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.10 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
<i>CH₃COOH</i>	-376,69
<i>CO₂</i>	-394,38
<i>CH₄</i>	-50,84

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

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

$$\Delta G^\circ = [(-50,84) + (-394,38)] - [(-376,69)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -68,53 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -68530$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi asetogenesis pembentukan as.asetat dari as.propinat pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

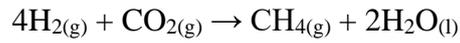
$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

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

$$= - (-68,53 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 27,6601 \text{ 27}$$

$$K_{1(298)} = 1,02 \times 10^8$$



Entalpi

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

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

$$\Delta H_r^\circ = [(-74,85) + 2(-241,8)] - [4(0) + (-393,51)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_r^\circ = - 164,94 \text{ kJ/mol}$$

Energi Gibbs

Tabel 1.11 Harga ΔG° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG° (kJ/mol)
H_2	0
CO_2	-394,38
CH_4	-50,84
H_2O	-228,6

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

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

$$\Delta G_r^\circ = [(-50,84) + 2(-228,6)] - [4(0) + (-394,38)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^\circ = - 113,66 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^\circ = - 113660 \text{ J/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) reaksi metanogenesis pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_{(298)} = -RT \ln K$$

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

$$= - (- 113,66 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$= 45,8756$$

$$K_{1(298)} = 8,38 \times 10^{15}$$

Berdasarkan jumlah dari ΔH reaksi dari keseluruhan reaksi fermentasi anaerob didapatkan bahwa hasil yang terjadi pada proses ini yaitu secara endotermis dengan nilai ΔH reaksi sebesar 2.636.600.829 kJ/jam.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Untuk efisiensi tinggi dalam mengoperasikan instalasi biogas yang mengolah substrat limbah ampas tebu yang tersisa, pengetahuan yang memadai tentang opsi untuk desain, kontrol, dan pengoperasian sistem sangat penting. Ini dapat dicapai dengan menggunakan model sesuai yang dapat menangani elemen-elemen sistem secara individual dan dalam kombinasi. Meskipun demikian, sampai saat ini, tidak ada model yang memuaskan yang dapat mensimulasikan pencernaan anaerobik dari limbah pertanian secara memadai pada AD (Nguyen, 2014). Maka tinjauan kinetika dalam pembuatan biogas dapat diambil melalui pendekatan menggunakan persamaan monod. Persamaan monod juga dapat digunakan untuk menghitung laju degradasi substrat dengan mengasumsikan substrat hanya di degradasi oleh mikroba tertentu. Laju degradasi substrat akan sebanding dengan konsentrasi mikroba

yang dapat mendegradasi substrat.

$$\frac{dX}{dT} = \mu X \dots\dots\dots(I.1)$$

$$\frac{dS}{dT} = -\frac{\mu}{Y} X + D (S_{in} - S) \dots(I.2)$$

Di mana μ adalah laju pertumbuhan mikroba, Y adalah yield biogas, X adalah massa biomassa dan substrat, D adalah kecepatan spesifik maksimum, S adalah konsentrasi substrat, dan S_{in} adalah konsentrasi awal (Bengt Carlsson, 2009).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Biogas

Temperatur	: 35 – 38 °C (Proses Mesofilik)
	55 – 57 °C (Proses Termofilik)
Konsentrasi metana	: 50 – 99 % (murni)
pH	: 6,5 – 7,5
Berat molekul	: 16,043 kg/kmol
Viskositas	: 0,90 Cp
Densitas	: 1,2 kg/m ³
Tekanan	: 1 – 4 atm
Tekanan kritis	: 75 – 89 bar
Temperatur kritis	: - 82,5 °C
Nilai kalor	: 4800 – 6700 kkal/m ³ (51,5 MJ/Kg)
1 m ³ biogas	: 0,46 kg gas LPG

Flash point : - 104° C (-155,2 °F)

Autoignition temperature : 537 °C

(Winrock International,2015; Dieter Deublein,2008)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Bahan Baku

a. Ampas Tebu

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi	Ampas Tebu
Selulosa	37,65%
Lignin	22,09%
Pentosan	27,97%
SiO ₂	3,01%
Abu	3,82%
H ₂ O	5,46%
Bulk density	1,3 Kg/L
Warna	Putih
Fase	Padat
Protein Kasar	3,1%
Lemak Kasar	1,5%
BETN	51,7%
Rasio C/N	150
Serat Kasar	34,9%

2.2.2 Bahan Pendukung

a. Kalsium Oksida (CaO)

Fungsi : Sebagai agen penetral pH

Berat molekul : 58,08 gr/mol

Titik lebur : 2570 °C

Titik didih : 2850 °C

Kelarutan dalam air : 0,8 gr/L pada 25 °C

Densitas : 3,34 gr/cm³

Specific Gravity : 3,32 (air = 1)

pH (25°C - 77 °F) : 12,4

Kelarutan : Bereaksi dengan air untuk menghasilkan Ca(OH)₂
dan sejumlah

Besar panas

Penampilan : Bubuk putih atau putih keabu-abuan dan tidak
berbau

(MSDS, 2012)

b. Air (H₂O)

Fungsi : untuk mempermudah proses pencampuran didalam mixer dan

proses mengalirnya umpan kedalam reaktor

Berat molekul : 18,016 gr/gmol

Titik lebur : 0 °C (1 atm)

Titik didih : 100 °C (1 atm)

Densitas : 1 gr/ml (4 °C)

Spesifik gravity : 1,00 (4 °C)

Viskositas Dinamik : 0,890 cP (25 °C)

Viskositas Kinematik : 0,8917 cSt (25 °C)

Kapasitas panas : 1 kal/gr

Panas pembentukan : 80 kal/gr

Panas penguapan : 540 kal/gr

Temperatur kritis : 374 °C

Tekanan kritis : 220,6 bar ; 217 atm (MSDS ScienceLab, 2012)

Spesifik Volume : 0,001 m³/kg ; 1,00295 cm³/g (MSDS, 2012)

Panas Spesifik : 75,375 J/mol K ; 4,184 J/g K (25 °C)

Fase : Cair

Kenampakan : Bening (Saputra et al., 2012)

c. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Fungsi : Sebagai pretreatment substrat yang dapat merusak struktur kristalin

lignin, memisahkan sebagian hemiselulosa pada substrat menjadi

bentuk terlarut dan mempercepat pembentukan selulosa menjadi

glukosa di proses hidrolisis.

Kemurnian : 98% (Pada Suhu 25 °C)

Yield : 261,64%

Rumus Molekul : H_2SO_4

Berat molekul : 98,08 gr/mol

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Titik Lebur : - 20 °C

Titik didih : 335

Densitas : 1,84gr/cm³ (pada 20 °C)

Sifat : Korosif

d. Kotoran Sapi

Fungsi : Sebagai starter di dalam digester

Rasio C/N : 22,12 (Tamara, 2008),

Bentuk : Padat (19,78% cair)

Warna : Hijau

Bau : Tajam dan menyengat

Selulosa : 76,52%

NH₃ : 1,46%

Phosfor : 0,93%

Kalium : 0,68%

Calcium : 0,24%

Magnesium : 0,18%

H₂S : 0,21%

Air : 19,78%

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau pengendalian mutu merupakan suatu usaha yang akan dilakukan untuk menghasilkan produk Pentaeritritol yang memiliki spesifikasi dan kualitas yang sesuai dengan standar yang diinginkan. Pengendalian kualitas (quality control) terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan terakhir pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilaksanakan untuk memastikan bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi agar proses yang dilakukan akan menghasilkan produk yang sesuai dengan standar. Proses pengendalian kualitas bahan baku dapat ditinjau dari spesifikasi bahan baku yang digunakan dan dilakukan sebelum bahan baku memasuki proses produksi. Pengendalian kualitas ini dilaksanakan pada semua bahan baku dan bahan pembantu yaitu asetaldehid, formaldehid, asam format, dan sodium hidroksida. Proses ini dilakukan dengan cara menganalisa bahan baku dan bahan pembantu secara 2 metode, yaitu kualitatif dan kuantitatif.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga produk yang dihasilkan. Pengendalian kualitas pada proses dapat ditinjau dari pengawasan bahan baku dan bahan pembantu, serta alat-alat

yang digunakan dalam proses produksi. Adapun pada tahap ini ada beberapa hal yang menjadi fokus utamanya, diantaranya sebagai berikut :

a. Pengoperasian Industri Secara Aman Pada tahapan ini, terdapat tiga hal utama yang harus diperhatikan, diantaranya sebagai berikut :

- Menjaga variabel proses dalam batas operasi yang aman.
- Memberi indikator atau peringatan tanda bahaya saat terjadi proses yang diindikasikan berada diluar batas aman operasi melalui pengaplikasian sistem shutdown secara otomatis.
- Mengaplikasikan sistem interlock yang akan menghubungkan seluruh proses yang terjadi pada industri, sehingga dapat menghindari prosedur operasi yang dinilai berbahaya bagi industri.

b. Tingkat Produksi Pada tahapan ini, output produk yang dihasilkan harus bersifat optimum. Adapun hal ini menunjukkan bahwa output produk yang dihasilkan merupakan output yang sesuai dengan design yang telah ditetapkan.

c. Kualitas Produksi Akhir Pada tahapan ini, komposisi produk akhir yang dihasilkan harus dijaga dalam standar kualitas yang telah ditentukan.

d. Biaya Pada tahapan ini, pengoperasian industri dijaga

dalam rentang biaya produksi minimum. Sehingga, biaya yang dialokasikan dapat memenuhi kebutuhan – kebutuhan industri yang didirikan.

Pengawasan dan pengendalian kualitas terhadap jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada ruang pengawasan (control room), pengawasan dilakukan secara otomatis menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada proses, maka sinyal atau tanda atau nyala lampu atau bunyi alarm dan sebagainya yang menyala, maka hal tersebut dapat mengindikasikan terjadinya penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan dan diatur baik dari flow rate bahan baku atau produk, level control, dan *temperature control*.

Pengawasan yang dikontrol oleh alat ini berupa pengontrolan atau pengawasan terhadap kondisi operasi baik dari segi temperatur, aliran, dan sistem kontrol. Alat kontrol yang harus di atur pada kondisi tertentu yaitu antara lain:

1. Alat Sistem Kontrol, terbagi dalam :
 - a. *Sensor*, digunakan untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan meliputi manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan, dan level serta thermocouple sebagai sensor suhu.
 - b. *Controller* dan Indikator merupakan alat untuk pengawasan dan pengendalian jalannya proses produksi yang biasanya dikendalikan

pada control room atau ruang pengawasan, dapat dilakukan secara automatic control maupun secara manual dengan bantuan indikator.

Adapun alat kontrol yang digunakan antara lain :

1) Temperature Control (TC)

Temperature control merupakan alat kontrol yang dipasang untuk mengontrol suhu di dalam alat proses. Apabila suhu yang ditentukan tidak sesuai maka akan menimbulkan masalah dan timbul tanda berupa suara atau nyala lampu.

2) Pressure Control (PC)

Pressure control merupakan alat kontrol yang dipasang untuk mengontrol tekanan pada sistem terutama proses yang memerlukan tekanan diatas tekanan atmosfer. Control valve dihubungkan dengan saklar yang mana jika tekanan pada suatu proses naik lebih dari set point maka saklar akan aktif dan mematikan control valve.

3) Flow Control (FC)

Flow control merupakan alat kontrol yang digunakan untuk mengontrol kecepatan aliran fluida. Alat ini dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk, dan

aliran keluar proses.

4) Level Control (LC)

Level control merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol ketinggian (level) larutan pada suatu tangki atau alat proses.

- c. *Actuator*, digunakan untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan *variable controller*. Alat yang digunakan adalah *automatic control valve* dan *manual control valve*.

2. Aliran Sistem Kontrol, terbagi dalam :

- a. Aliran pneumatis atau aliran udara tekan digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran listrik atau elektrik digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik atau aliran gerakan/perpindahan level digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2..3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian Kualitas Produk Pengendalian kualitas dari produk dilakukan untuk mengetahui dan memastikan apakah produk yang dihasilkan dari proses produksi sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Proses pengendalian kualitas produk ini dilakukan dengan cara yang sama dengan

pengendalian kualitas bahan baku, yaitu dengan pengujian bahan di dalam laboratorium pengujian.

Untuk memperoleh mutu produk yang sesuai dengan standar MSDS (Material Safety Data Sheet) maka diperlukan bahan yang berkualitas. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan, perlu adanya pengawasan dan pengendalian kualitas produksi agar proses berjalan dengan baik. Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan seperti pengujian kemurnian produk serta komposisi komponen yang terkandung dalam produk biogas apakah sudah sesuai dan layak untuk digunakan, ini dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Kegiatan dalam proses produksi diharapkan dapat menghasilkan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal yang direncanakan.

Menjaga kualitas produk yang dihasilkan juga dipengaruhi oleh biaya kualitas yang dikeluarkan oleh pabrik. Biaya pabrik menjadi salah satu alat ukur yang dapat dipakai pabrik untuk mengukur keberhasilan program perbaikan kualitas. Ransun (2016) menyatakan bahwa semakin baik penentuan penggunaan biaya kualitas maka akan meningkatkan kualitas dari suatu produk yang dihasilkan.

Selain itu dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah

produk yang dihasilkan sedangkan faktor internal adalah terkait kemampuan pabrik yang ingin dibangun.

- a. Kemampuan Pasar Terdapat dua kemungkinan dimana yang pertama adalah kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal. Yang kedua kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Dari kedua kemampuan tersebut ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi. Kemudian rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan untuk tahun berikutnya. Serta bisa dilakukannya Tindakan dan upaya untuk mencari daerah pemasaran lain agar produk bisa terjual.

- b. Kemampuan Pabrik Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor yaitu berupa material (bahan baku) dimana dengan pemakaian bahan baku yang memenuhi kualitas dan kuantitas, maka akan mencapai target produksi yang diinginkan. Kemudian terkait manusia sebagai tenaga kerja dimana kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian yang menimpa pabrik. Oleh karena itu, perlu dilakukannya semacam training atau

pelatihan pada setiap karyawan di pabrik tersebut yang nantinya akan meningkatkan keterampilan dan cara berpikir dalam menjalankan suatu pekerjaan

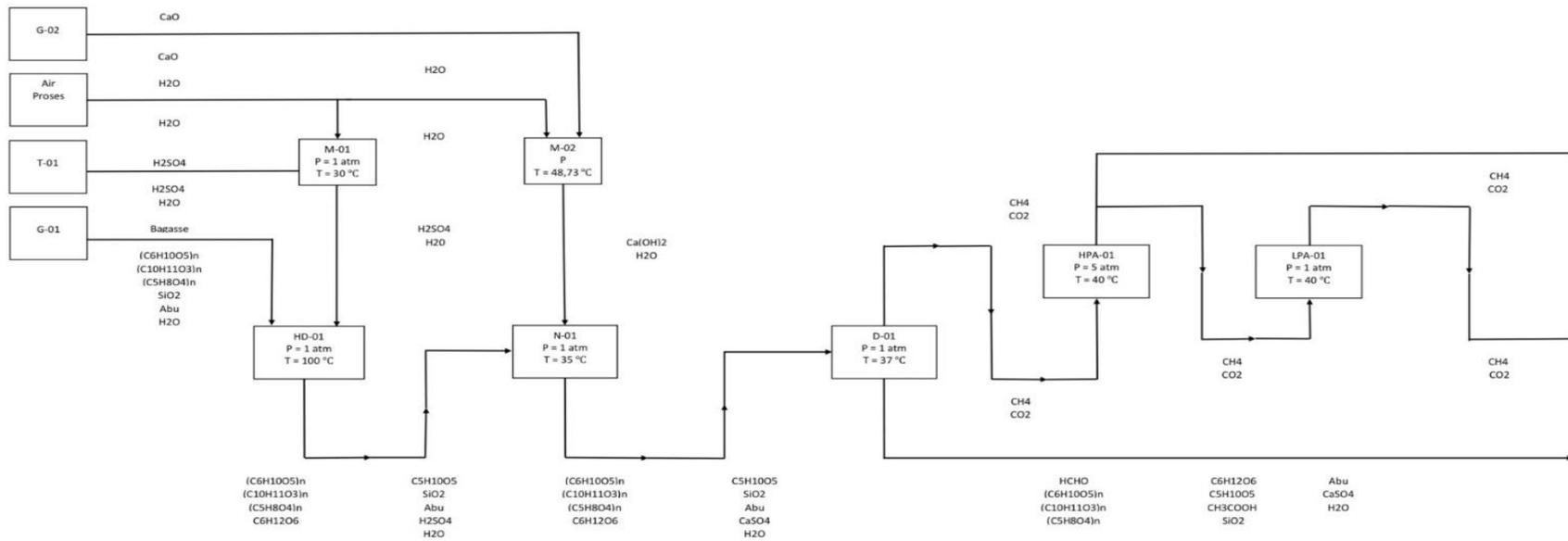
Dari kedua kemampuan tersebut ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi. Kemudian rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan untuk tahun berikutnya. Serta bisa dilakukannya Tindakan dan upaya untuk mencari daerah pemasaran lain agar produk bisa terjual.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

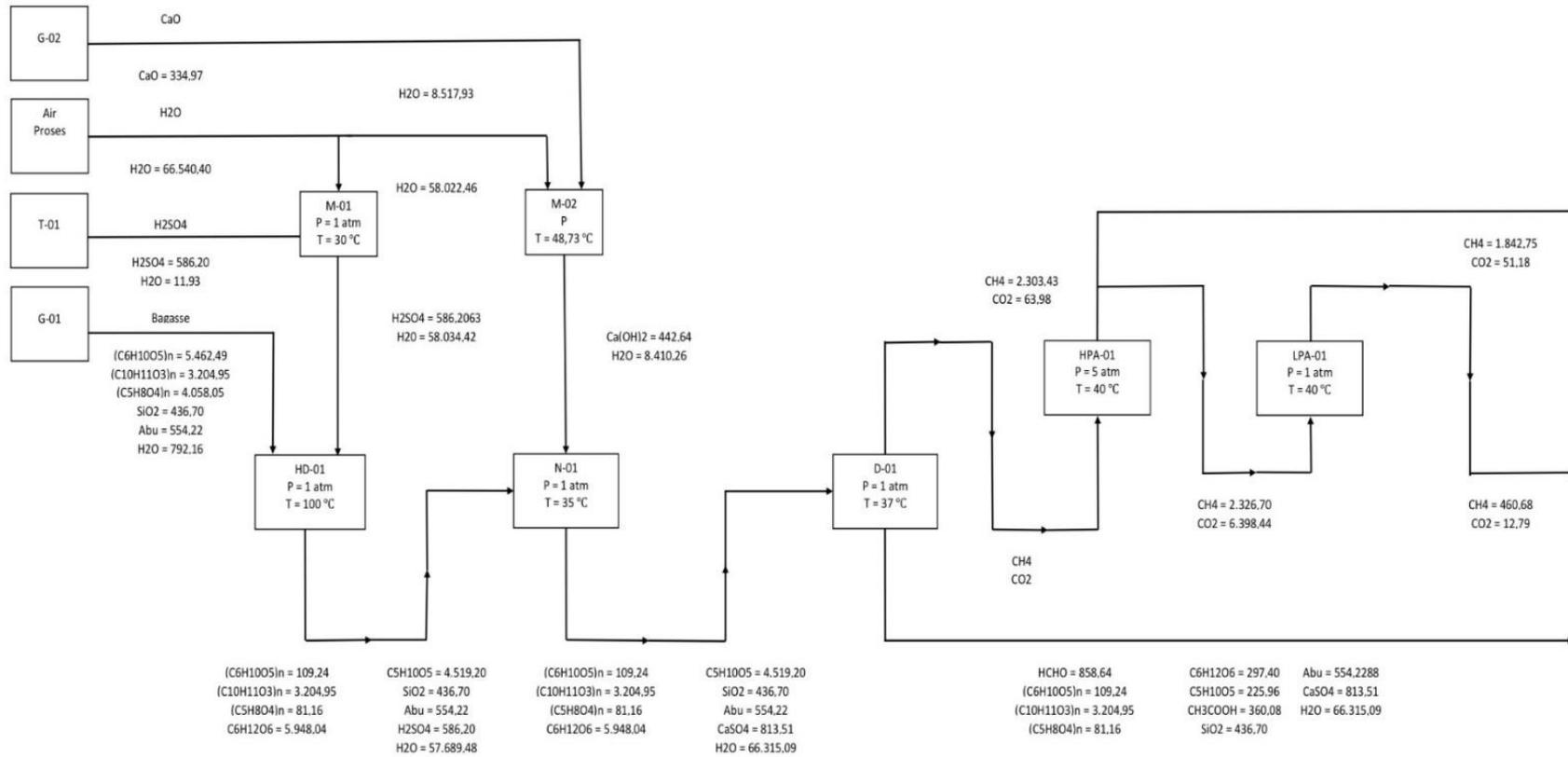
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

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

Ampas tebu pada daerah Jawa Timur diangkut dengan menggunakan truk pengangkut yang tertutup menuju Gudang (G-01) yang dapat digunakan untuk persediaan 35 hari. Kemudian ampas tebu dihancurkan dan dikecilkan terlebih dahulu dengan menggunakan alat *extruder* agar lebih mudah diproses ke dalam alat hidrolizer (HD 01). Hasil keluaran dari *extruder* diangkut menggunakan screw conveyor (SC-01) menuju tangki hidrolizer (HD-01). Alasan menggunakan *screw conveyor* yaitu karena hasil keluaran dari *extruder* berbentuk serbuk sehingga alat angkut yang pas digunakan yaitu *screw conveyor*.

Tangki (T-01) berisi Asam sulfat (H_2SO_4) lalu dicampur dengan air proses yang berasal dari utilitas dimasukkan ke dalam mixer (M-01) menuju hidrolizer (HD-01). Penambahan asam sulfat (H_2SO_4) berfungsi sebagai katalis untuk mempercepat pembentukan selulosa menjadi glukosa dan pentosan menjadi pentosa. Kemudian di dalam hidrolizer (HD-01) terjadi hidrolisis ampas tebu menjadi glukosa dan pentosa. Hasil dari hidrolisis menuju neutralizer (N-01) menggunakan bantuan pompa-04.

Serbuk CaO disimpan dalam Gudang (G-02) dan air dari utilitas dialirkan menuju mixer (M-02). Serbuk CaO berfungsi untuk menjaga pH tetap netral selama proses netralisasi. Tujuan dimasukkan CaO dan air ke dalam mixer (M-02) agar semua bahan dapat bercampur secara homogen. Setelah tercampur, maka umpan dari mixer (M-02) masuk menuju neutralizer

(N-01) yang dialirkan dengan bantuan pompa-05. Neutralizer bertujuan untuk menetralkan asam yang terjadi pada alat hidrolizer (HD-01). Kemudian hasil netralisasi dari neutralizer (N-01) menuju digester (D-01) menggunakan pompa-06. Reaktor diasumsikan sudah pada keadaan steady state, karena sebelumnya ditambahkan substrat dari kotoran sapi yang berguna sebagai bakteri selama proses fermentasi berlangsung. Penambahan substrat hanya dilakukan sekali saja, karena bakteri akan berkembang dengan sendirinya. Apabila, hasil gas menurun starter dapat ditambahkan kembali. Umpam yang berada di dalam reaktor biogas akan mengalami dark fermentation yaitu proses anaerobik yang menghasilkan biogas. Selama proses dark fermentation tidak ada udara luar yang masuk ke dalam reaktor.

Kondisi operasi selama fermentasi yaitu pada suhu mesofilik (diambil suhu 37°C), rata-rata waktu tinggal Hydraulic Retention Time (HRT) 40 hari serta mengatur keadaan pH menjadi 7 agar bakteri metanogenesis dapat berkembang dan menghasilkan biogas. Pada reaktor (R) akan terjadi beberapa tahapan fermentasi anaerob yaitu tahapan asidogenesis dan asetogenesis terjadi pembentukan asam, dan tahapan terakhir yaitu metanogenesis dimana terjadinya pembentukan metana yang dibantu oleh bakteri metanogen. Berdasarkan perhitungan dari metode Buswell, Biogas yang terbentuk terdiri dari CH_4 sebesar 55 % dan CO_2 sebesar 45 %. Gas yang terbentuk sesuai dengan reset - reset terdahulu, dimana gas CH_4 dihasilkan sekitar 50% - 75%.

Hasil *output* (luaran) dari reaktor bagian atas adalah gas metana (CH_4) dan gas CO_2 . Sedangkan pada hasil luaran bagian bawah reaktor terdapat residu. Lebih efisien jika hasil keluaran reaktor digunakan sebagai bahan pembuat pupuk organik padat. Dimana, sisa slurry tersebut kemudian dialirkan menggunakan pompa-07. Namun, perlu dilakukan beberapa treatment khusus karena mengandung senyawa NH_3 yang berbahaya untuk lingkungan. Salah satu treatment yang dilakukan dengan penambahan bahan kimia untuk menghilangkan bahan-bahan organik seperti amoniak dan nitrit serta untuk menghilangkan bakteri-bakteri patogen di dalam air.

Gas yang keluar dari luaran atas reaktor masuk ke dalam Pressure Swing Adsorber (PSA) yang terbagi menjadi 2 yaitu high pressure swing (HPA-01) dan low pressure swing (LPA-01). Tujuan alat pressure swing adsorber (PSA) agar menghasilkan metana (CH_4) murni dan memisahkan gas karbondioksida (CO_2), karena keberadaan CO_2 dalam biogas sangat tidak diinginkan sebab semakin tinggi kadar CO_2 maka semakin rendah nilai kalor biogas dan akan mengganggu proses pembakaran. Alat PSA pada high pressure swing (HPA-01) beroperasi pada tekanan 5 atm dan temperature 40°C sedangkan pada low pressure swing (LPA-01) beroperasi pada tekanan 1 atm dan temperature 40°C . Untuk alat ini sistem kerjanya bergantian, yang satu dipakai untuk menyerap CO_2 dan satunya regenerasi apabila sudah jenuh pada alat tersebut. Hasil reaksi dari pressure swing adsorber (PSA) keluar dari bagian atas menghasilkan metana murni (CH_4) dan hasil sampingnya yaitu karbondioksida (CO_2) yang dapat dimanfaatkan juga.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Digester	
Kode	D-1
Fungsi	Tempat berlangsungnya fermentasi terhadap glukosa dan pentosa menjadi gas metana (CH ₄) dan karbon Dioksida (CO ₂)
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	4 unit
Jenis Bahan	Baja Stainless Steel
Kondisi Operasi	
Suhu	37 °C
Tekanan	1 atm
Dimensi	
Tebal shell	0,847 in
Tebal head	0,764 in
Tinggi reactor	24,85 m
Diameter reactor	33,13 m
Volume Cairan	17.842,62 m ³
Tinggi cairan	20,707 m
Pengaduk	
Tipe Pengaduk	Marine Proppeler
Jumlah Buffle	4 buah
Tipe Pengaduk	Marine Proppeler
Diameter Impeler	1.104,37 cm
Tinggi Impeler	1.104,37 cm
Lebar Buffle	110,44 cm
Kecepatan pengaduk	6 rpm
Power Pengaduk	200 Hp
Koil Pendingin	
Ud	81,373
Luas Transfer Panas	2.192,65 ft ²
NPS	40
Diameter pipa coil	3,03704 m
jarak antar coil	1 in
Jumlah lilitan	11
Tinggi coil total	0,98463 m

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

a. Mixer-01

Tabel 3.2 Spesifikasi Mixer-1

Mixer	
Kode	M-01
Fungsi	Mencampur dan mengencerkan H ₂ SO ₄ dengan pelarut air
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	10 °C
Tekanan	1 atm
Dimensi	
Diameter	2,94 m
Volume	36,54 m ³
Tinggi	4,41 m
Volume cairan dalam head	3,322 m ³
Volume cairan badan tangki	25,913 m ³
Tinggi cairan	3,821 m
Tebal shell	0,189 in
Tebal head	0,182 in
Pengaduk	
Tipe Pengaduk	Marine Propeller
Jumlah Baffle	4 buah
Diameter Impeler	97,98 cm
Tinggi Impeler	97,98 cm
Lebar Baffle	9,80 cm
Power Pengaduk	5 Hp
Tebal Isolasi	3 in
Jenis bahan isolasi	Asbes
Harga	Rp 3.201.885.000,00

b. Hidrolizer

Tabel 3.3 Spesifikasi Hidrolizer

Hidrolizer	
Kode	HD-01
Fungsi	Menghidrolisis ampas tebu menjadi glukosa dan pentosa
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	100 °C
Tekanan	1 atm
Dimensi	
Diameter reaktor	0,847 in
Volume reaktor	3.282,01 m ³
Tinggi reaktor	24,85 m
Volume cairan dalam head	33,13
Volume cairan badan tangki	17.842,62 m ³
Tinggi cairan	20,707 m
Tebal shell	0,41198 in
Tebal head	0,37883 in
Pengaduk	
Tipe Pengaduk	Marine Propeller
Jumlah Baffle	4 buah
Diameter Impeler	438,75 cm
Tinggi Impeler	438,75 cm
Lebar Baffle	43,88 cm
Power Pengaduk	20 Hp
Koil Pendingin	
Ud	81,373
Luas Transfer Panas	577,678 ft ²
Diameter coil	8,34 m
jumlah coil	2 lilitan
tinggi lilitan coil minimum	0,65 m
Jarak antar coil	3 in
Tinggi coil total	0,73 m
Tebal Isolasi	3 in
Jenis bahan isolasi	Asbes
Harga	Rp 4.948.365.000,00

c. Spesifikasi Neutralizer

Tabel 3.4 Spesifikasi Neutralizer

Neutralizer	
Kode	N-01
Fungsi	Menetralkan katalis Asam sulfat dengan Kalsium hidroksida (CaO)
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	35 °C
Tekanan	1 atm
Dimensi	
Diameter	4,05 m
Volume	95,634 m ³
Tinggi	6,08 m
Volume cairan dalam head	8,694 m ³
Volume cairan badan tangki	67,813 m ³
Tinggi cairan	5,266 m
Tebal shell	0,213 in
Tebal head	0,203 in
Pengaduk	
Tipe Pengaduk	Marine Propeller
Jumlah Baffle	4 buah
Diameter Impeler	135,01 cm
Tinggi Impeler	135,01 cm
Lebar Baffle	13,50 cm
Power Pengaduk	30 Hp
Koil Pendingin	
Ud	81,373
Luas Transfer Panas	742,244 ft ²
Diameter coil	1,35 m
jumlah coil	33 lilitan
tinggi lilitan coil minimum	5,18 m
Jarak antar coil	0,25 in
Tinggi coil total	5,38 m
Tebal Isolasi	3 in
Jenis bahan isolasi	Asbes
Harga	Rp 873.240.000,00

d. Spesifikasi High Pressure Adsorber

Tabel 3.5 Spesifikasi High Pressure Adsorber

High Pressure Adsorber	
Kode	HPA-01
Fungsi	Menyerap karbon dioksida (CO ₂) dari campuran gas metana keluar digester
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	40 °C
Tekanan	5 atm
Dimensi	
Diameter	3,58 m
Tinggi	9,70 m
Volume zeolite	709,5 m ³
Tinggi zeolite	8 m
Tinggi di bawah bed	1 m
Tinggi di atas bed	1 m
Tebal shell	0,45 in
Tebal head	0,41 in
Tebal Isolasi	3 in
Jenis bahan isolasi	<i>Diatomeace earth</i>
Harga	4.657.275.000,00

e. Spesifikasi Low Pressure Adsorber

Tabel 3.6 Spesifikasi Low Pressure Adsorber

Low Pressure Adsorber	
Kode	LPA-01
Fungsi	Menyerap karbon dioksida (CO ₂) dari campuran gas metana keluar digester
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Dimensi	
Diameter	3,58 m
Tinggi	9,70 m
Volume zeolite	709,5 m ³
Tinggi zeolite	8 m
Tinggi di bawah bed	1 m
Tinggi di atas bed	1 m

Tebal shell	0,45 in
Tebal head	0,41 in
Tebal Isolasi	3 in
Jenis bahan isolasi	<i>Diatomeace earth</i>
Harga	4.657.275.000,00

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3.7 Spesifikasi tangki penyimpanan

	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan H ₂ SO ₄	Menampung sementara Gas metana (CH ₄)	Menampung sementara Gas karbon dioksida (CO ₂)
Lama Penyimpanan	1 bulan	1 hari	1 hari
Fasa	Cair	Gas	Gas
Jumlah Tangki	4	1	1
Jenis Tangki	Tangki silinder Vertical	<i>Spherical tank</i> (tangki Bola)	<i>Spherical tank</i> (tangki Bola)
Kondisi Oprasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 5 atm	30 °C, 5 atm
Bahan Kuonstruksi	Stainless Steel SA – 167 grade 11 tipe 316	Carbon Steel 283 grade C	Carbon Steel 283 grade C
Volume Tangki	70,60 m ³	1.695,29 m ³	2.223,52 m ³
Diameter	3,91 m	14,79 m	16,19 m
Tinggi	5,87 m	0	0
Jumlah Course	3	-	-
Tabel Shell	0,21 in	1,75 in	2,0 in
Jenis Head	-	-	-
Tabel Head	0,2 in	-	-
Jenis Bottom	Flat	-	-
Harga	Rp 2.183.100.000,00	Rp 32.018.820.000,00	Rp 32,018,820,000

Tabel 3.8 Spesifikasi Gudang penyimpanan

	G-01	G-02
Fungsi	Menyimpan Ampas tebu kering	Menyimpan CaO
Lama penyimpanan	1 bulan	1 bulan
Tipe	Gudang Tertutup	Gudang Tertutup
luas area penyimpanan	5275,857 m ²	240.7006 m ²
Masa ampas tebu	10446197 kg	712,10 kg
Panjang gudang	144,7 m	29,9 m
Lebar gudang	61,4 m	17 m
Tinggi gudang	6 m	6 m
Panjang tumpukan	102,7 m	21,9 m
Lebar tumpukan	51,4 m	11 m
Tinggi tumpukan	3 m	3 m

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.9 Neraca Massa Total

Komponen (kg/jam)	Input (kg/jam)	Komponen	Output
Umpan ampas tebu	14.508,61	Slurry keluar digester	73.257
Umpan air proses	66.540,40	Biogas LNG	1.893,94
Umpan H ₂ SO ₄	598,17	Biogas CO ₂	6.831,21
Umpan CaO	334,98		
Total	81.982,15	Total	81.982,15

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa Mixer-01

Tabel 3.10 Neraca Massa Mixer-01

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	2	4	5
H ₂ SO ₄	586,21		586,21
H ₂ O	11,96	58022,46	58034,43
TOTAL	598,17	58022,46	58620,63
Subtotal	58620,63		58620,63

2. Neraca Massa Hidrolizer

Tabel 3.11 Neraca Massa Hidrolizer

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	1	5	6
(C ₆ H ₁₀ O ₅)n	5462,49		109,25
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃)n	3204,95		3204,95
(C ₅ H ₈ O ₄)n	4058,06		81,16
C ₆ H ₁₂ O ₆			5948,05
C ₅ H ₁₀ O ₅			4519,20
SiO ₂	436,71		436,71
Abu	554,23		554,23
H ₂ SO ₄		586,21	586,21
H ₂ O	792,17	58034,43	57689,49
Total	14508,61	58620,63	73129,24
Subtotal	73129,24		73129,24

3. Neraca Massa Mixer-02

Tabel 3.12 Neraca Massa Mixer-02

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	7	8	9
CaO		334,98	
Ca(OH) ₂			442,65
H ₂ O	8517,94		8410,27
Total	8517,94	334,98	8852,91
Subtotal	8852,91		8852,91

4. Neraca Massa Neutralizer

Tabel 3.13 Neraca Massa Neutralizer

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	6	9	10
(C ₆ H ₁₀ O ₅)n	109,25		109,25
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃)n	3204,95		3204,95
(C ₅ H ₈ O ₄)n	81,16		81,16
C ₆ H ₁₂ O ₆	5948,05		5948,05
C ₅ H ₁₀ O ₅	4519,20		4519,20
SiO ₂	436,71		436,71

Abu	554,23		554,23
H ₂ SO ₄	586,21		
Ca(OH) ₂		442,65	
CaSO ₄			813,51
H ₂ O	57689,49	8410,27	66315,10
	73129,24	8852,91	81982,15
Subtotal	81982,15		81982,15

5. Neraca Massa Digester

Tabel 3.14 Neraca Massa Digester

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	10		11	12
CH ₄				2326,71
CO ₂				6398,44
HCHO			858,65	
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	109,25		109,25	
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) _n	3204,95		3204,95	
(C ₅ H ₈ O ₄) _n	81,16		81,16	
C ₆ H ₁₂ O ₆	5948,05		297,40	
C ₅ H ₁₀ O ₅	4519,20		225,96	
CH ₃ COOH			360,08	
SiO ₂	436,71		436,71	
Abu	554,23		554,23	
CaSO ₄	813,51		813,51	
H ₂ O	66315,10		66315,10	
Total	81982,15		73257,00	8725,15
Subtotal	81982,15		81982,15	

6. Neraca Massa Pressure Swing Adsorber

a. High Pressure Adsorber

Tabel 3.15 Neraca Massa High Pressure Adsorber

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)		
	12	13	15	17
CH ₄	2326,71	23,27	460,69	1842,75
CO ₂	6398,44	6334,46	12,80	51,19
Total	8725,15	6357,73	473,48	1893,94
Subtotal	8725,15		8725,15	

b. Low Pressure High

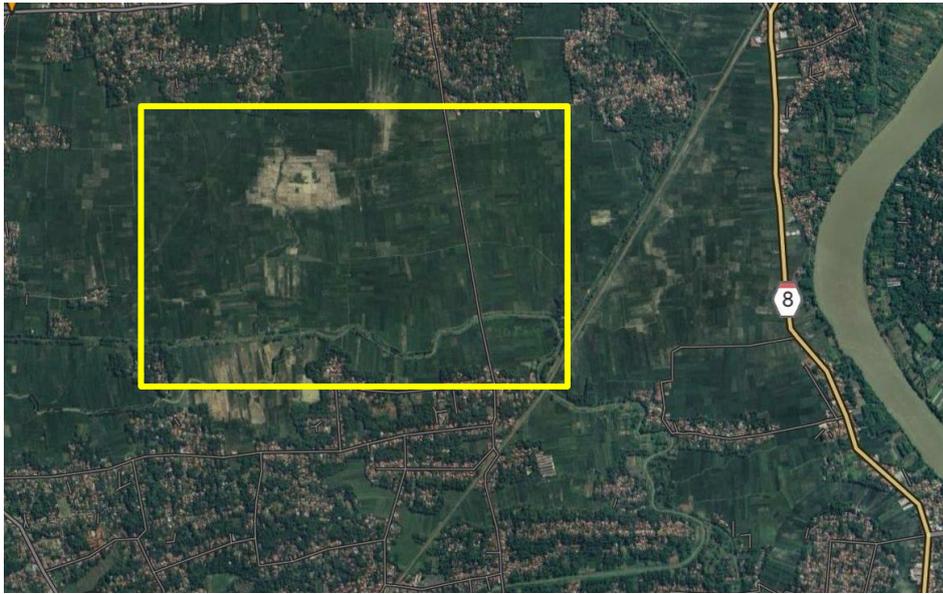
Tabel 3.16 Neraca Massa Low Pressure Swing

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	13	15	16
CH ₄	23,27	460,69	483,96
CO ₂	6334,46	12,80	6347,26
Total	6357,73	473,48	6831,21
Subtotal	6831,21		6831,21

BAB IV

PERANCANGAN PROSES

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat penting untuk menentukan keberlangsungan dalam pendirian suatu pabrik maupun dalam persaingan selanjutnya. Dalam pemilihan lokasi pabrik yang tepat serta ekonomis yang dipengaruhi banyak faktor, maka dari itu perlu mendapatkan perhatian dalam penempatan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Berdasarkan pertimbangan diatas pabrik biogas direncanakan akan didirikan di daerah Malang, Jawa Timur. Pemilihan lokasi ini berdasarkan beberapa faktor dan pertimbangan, antara lain.

4.1.1 Faktor Prime penentuan Lokasi Pabrik

1. Kemudahan Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku utama untuk memproduksi biogas adalah ampas tebu serta katalis yang digunakan adalah asam sulfat yang didapatkan dari PT. Indonesia Acid Industri. Bahan dapat diperoleh dari beberapa industri kimia di Indonesia. Ampas tebu dapat diperoleh dari PT. Kebon Agung yang berlokasi di Malang, Jawa Timur.

2. Pemasaran

Biogas merupakan bahan yang tidak dapat dikonsumsi langsung oleh Masyarakat dikarena bahan tersebut untuk industry kimia. Maka dari itu diusahakan lokasi pabrik tersebut berlokasi dekat dengan kawasan perindustrian yang membutuhkan bahan baku ampas tebu. Malang merupakan kawasan industri sehingga pemasarannya cukup baik. Pasar konsumen biogas adalah pabrik peledak, pewarna sintetis, oleh karena itu jangkauan pemasaran dapat didistribusikan secara meluas di seluruh Indonesia dan luar negeri.

3. Utilitas

Pabrik Biogas memerlukan air yang cukup banyak untuk kebutuhan proses, utilitas, rumah tangga, dan pemadam kebakaran. Untuk memenuhi kebutuhan ini pengadaan air diambil langsung dari saluran induk Sungai Kali Metro yang dekat dengan daerah Malang. Sarana lainnya seperti Listrik akan disuplai oleh generator cadangan yang hanya di pergunakan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN.

4. Transportasi

Pengangkutan bahan baku dan produk mudah dikarenakan lokasi pabrik dekat dengan Pelabuhan Kartini Jepara serta transportasi darat yang mempunyai infrastruktur cukup baik. Keadaan tersebut dapat mempermudah pemasaran produk.

5. Tenaga kerja

Sebagian tenaga kerja dibutuhkan ialah tenaga kerja yang berpendidikan yang menjuru. Penyediaan tenaga kerja diperoleh dari daerah Malang dan sekitarnya. Maka dari itu perekrutan tenaga kerja tidak akan mengalami kendala.

4.1.2 Faktor Sekunder penentuan Lokasi Pabrik

1. Area Perluasan Pabrik

Pemilihan lokasi sebuah pabrik akan mempertimbangkan rencana perluasan area pabrik untuk 10 sampai dengan 20 tahun kedepan. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan produk yang menuntut adanya peningkatan kapasitas pabrik yang membutuhkan perluasan lahan. Malang berada di pinggiran kota yang memiliki banyak lahan kosong, sehingga memenuhi kriteria ini.

2. Perijinan

Malang merupakan wilayah kawasan industri sehingga dapat memudahkan dalam permasalahan perijinan pendirian pabrik.

3. Iklim

Keadaan iklim/cuaca di daerah Malang umumnya baik, jarang terjadi

bencana alam sehingga aman untuk adanya pembangunan pabrik.

4. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Masyarakat yang tinggal di Malang sudah terbiasa dengan lingkungan industr, karena cilacap sendiri merupakan kawasan industri, sehingga pabrik dapat lebih mudah diterima dan masyarakat dapat beradaptasi.

4.2 Layout Pabrik

Tata letak pabrik (*Plant Layout*) merupakan rancangan letak unit atau departemen suatu pabrik yang berperan penting sebagai tempat keseluruhan bagian dalam pabrik. Yang terdiri dari perkantoran, Gudang, produksi, taman, dan parkir.

Proses perancangan *Plant Layout* harus dengan teliti dan baik sehingga area pabrik dapat digunakan dengan efisiensi serta produksinya dapat berjalan dengan optimal. Oleh karena itu keamanan, keselamatan, dan kenyamanan karyawan dalam bekerja harus di pertimbangkan. Dalam penataan pabrik harus mempertimbangkan beberapa factor, antara lain :

- a. Urutan proses produksi
- b. Perluasan lahan yang terbatas sehingga belum dapat di kembangkan
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik, dan keselamatan kerja.
- d. Pembuangan terhadap limbah dengan batas maksimal beserta kandungan berbahaya terhadap limbah agar aman di sekitaran pabrik dan lingkungan.

- e. Konstruksinya yang memenuhi syarat agar dapat menekan biaya Pembangunan Gedung.
- f. Instalasi dan utilitas dapat dipasang dan distribusi dengan baik agar dapat membantu proses produksi serta perawatan.

Berdasarkan pertimbangan factor diambil secara garis besar menjadi beberapa daerah utama yaitu :

1. Daerah administrasi atau perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran merupakan induk kegiatan Perusahaan dalam mengatur kelancaran operasi serta administrasi tanpa mengganggu keamanan dan kegiatan pabrik serta harus terletak jauh dari area proses yang berbahaya.

2. Daerah fasilitas umum

Daerah fasilitas umum merupakan daerah yang menjadi penunjang dalam segala aktifitas yang berlangsung pada pabrik dalam pemenuhan kepentingan kerja, seperti tempat ibadah, parkir, kantin, dan pos keamanan.

3. Daerah proses

Daerah proses merupakan tempat dimana pusat produksi alat -alat proses dan tangka penyimpanan ditempatkan yang terletak pada bagian Tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan emaksimal mungkin sehingga mempermudah pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan mempermudah dalam pengawasan dan pemeliharaan pada alat – alat proses. Daerah

proses diletakan minimal 15 meter dari unit lainnya.

4. Daerah laboratorium dan ruang *control*

Daerah laboratorium dan ruang *control* dimana sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan di jual. Pada daerah laboratorium pusat *control* kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses, sedangkan pada ruang *control* pusat *control* proses yang diinginkan. Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakan dekat dengan daerah proses sehingga jika terjadi sesuatu pada daerah proses dapat cepat teratasi.

5. Daerah pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan sebagai tempat penyimpanan suku cadang alat, perbaikan dan pemeliharaan serta perawatan semua peralatan yang dipakai pada alat proses.

6. Daerah utilitas

Daerah utilitas merupakan daerah penyediaan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, dan listrik. Daerah utilitas didekatkan dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis. Tetapi menyingkat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara daerah utilitas dengan daerah proses harus diatur minimal 15 meter.

7. Daerah pengolahan limbah

Daerah pengolahan limbah adalah daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil produksi sebelum dibuang ke sungai

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Ukuran (m)		Luas (m ²)
	Panjang	Lebar	
Kantor utama	70	30	2100
Pos keamanan/satpam	6	5	30
Mess	20	35	700
Parkir tamu	15	20	300
Parkir truk	20	20	400
Ruang timbang truk	20	20	400
Kantor teknik dan produksi	25	20	500
Klinik	15	10	150
Masjid	25	10	250
Kantin	15	10	150
Bengkel	15	20	300
Unit pemadam kebakaran	15	15	225
Gudang alat	25	10	250
Laboratorium	15	10	150
Utilitas	25	15	375
Area proses	70	50	3500
Control room	30	10	300
Control utilitas	15	10	150
Jalan dan taman	40	30	1200
Perluasan pabrik	120	25	3000
Parkir karyawan	20	10	200
Unit pengolahan limbah	25	10	250
Luas bangunan			6.500
Total	686	395	21.380

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Dalam menentukan tata letak mesin atau alat proses ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

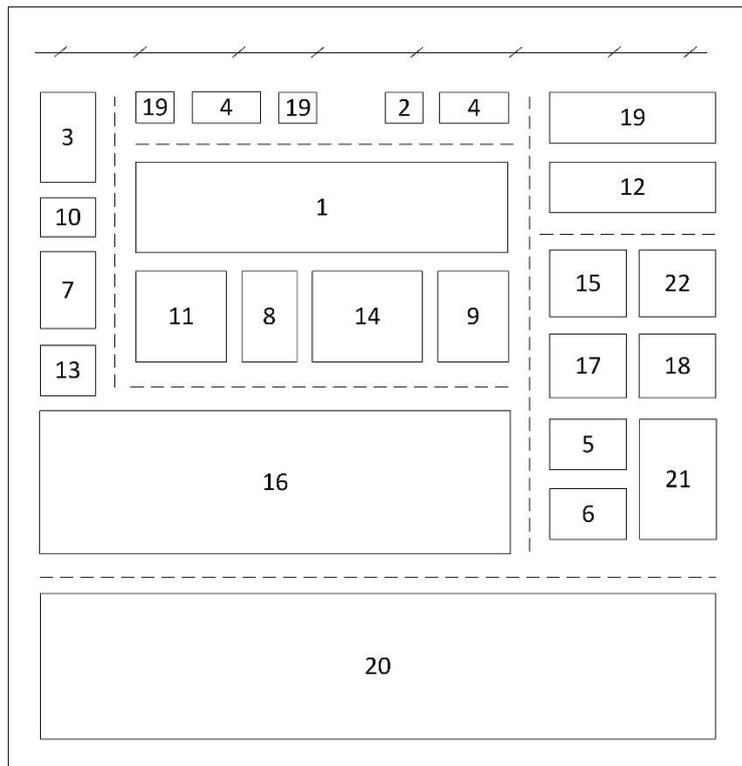
1. Aliran bahan baku dan produk pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang ekonomis dan menunjang kelancaran serta keamanan produksi.
2. Aliran udara aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan penumpukan atau akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga membahayakan keselamatan pekerja oleh sebab itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.
3. Cahaya penerangan seluruh pabrik harus memadai apalagi pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko perlu adanya penerangan tambahan supaya dapat diawasi dengan baik, karena jika pencahayaan tidak cukup baik maka resiko kecelakaan kerja akan semakin tinggi.
4. Lalu lintas pekerja kelancaran lalu lintas pekerja yang baik yaitu dengan keleluasaan para pekerja untuk mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, dan aman. Jika terjadi gangguan alat proses maka dengan cepat ditangani, selain itu keamanan prkerja selama menjalankan tugasnya oerlu di prioritaskan.
5. Tata letak alat proses dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi sehingga dapat menguntungkan daei segi ekonomi maupun keselamatan.

6. Jarak antar aliran proses

Untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi tinggi dipisahkan dengan alat lainnya, sehingga jika terjadi ledakan pada alat tersebut tidak akan membahayakan alat proses lainnya.

7. Pertimbangan ekonomi dalam menempatkan alat –alat proses perlu dipertimbangkan dalam segi ekonomi untuk menekan biaya operasi sehingga dalam prosesnya perlu dilakukan secara strategis dan optimal.

8. *Maintenance* berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan alat produksi sehingga dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga tercapai target produksi yang diharapkan

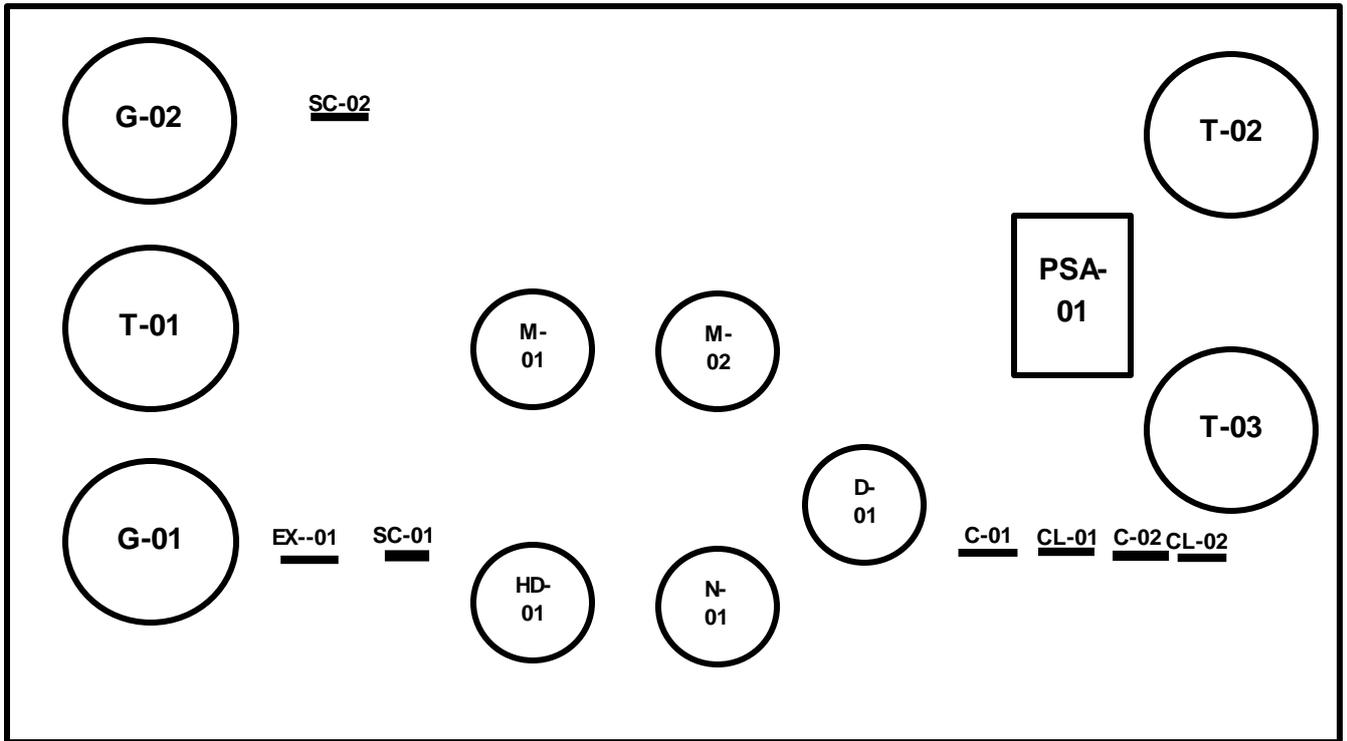


Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1:1000

Keterangan :

1. Kantor utama
2. Pos keamanan/satpam
3. Mess
4. Parker tamu
5. Parkir truk

6. Ruang timbang truk
7. Kantor Teknik dan produksi
8. Klinik
9. Masjid
10. Kantin
11. Bengkel
12. Unit pemadam kebakaran
13. Gudang alat
14. Laboratorium
15. Utilitas
16. Area proses
17. Control room
18. Control utilitas
19. Jalan dan taman
20. Perluasan pabrik
21. Parker karyawan
22. Unit pengolahan limbah



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Skala 1:1000

4.4 Pelayanan Teknik

Utilitas merupakan unit pendukung yang sangat diperlukan dalam sebuah pengoprasian selama berjalannya proses produksi. Unit pendukung proses tersebut mencakup penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler serta air untuk penggunaan umum), udara bertekanan, listrik, steam, limbah dan pengadaan bahan bakar. Pada unit pendukung proses dibutuhkan di pabrik biogas sebagai berikut :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air

Pada unit ini berfungsi untuk menyediakan serta mengolah air guna

untuk memenuhi kebutuhan selama berjalannya proses produksi.

Kebutuhan air diantara lain :

- a. Air pendingin
- b. Air proses
- c. Air umpan boiler
- d. Air penggunaan dan sanitasi

2. Unit penyediaan steam

Unit ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses pemanasan pada reactor, Menara distilasi, dan *heat exchanger*.

3. Unit penyediaan bahan bakar

Unit ini berfungsi sebagai penyediaan bahan bakar untuk kebutuhan boiler dan generator.

4. Unit penyediaan listrik

Unit ini digunakan untuk keperluan proses produksi, peralatan elektronik dan pencahayaan. Listrik diambil dari PLN dan telah disediakan generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan.

5. Unit penyediaan udara tekan

Unit ini diperlukan untuk mengontrol pneumatik yang digunakan untuk menjalanka instrumentasi proses kimia.

6. Unit penyediaan limbah

Unit ini diperlukan untuk mengolah limbah pabrik yang meliputi limbah proses dan limbah sanitasi berupa limbah padat, cair maupun gas.

BAB V UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan unit utilitas yang memiliki fungsi dalam penyediaan air untuk memenuhi kebutuhan industri. Unit ini akan mempengaruhi proses produksi dari awal sampai akhir proses. Air sungai akan diolah sebelum digunakan agar memenuhi standar penggunaan air. Dalam memenuhi kebutuhan air didalam pabrik, dengan memanfaatkan sungai yang dekat dengan lokasi pabrik sebagai sumber air yakni Sungai Kali Metro. Pertimbangan memakai air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Pengolahan air Sungai membutuhkan biaya yang relatif murah, proses pengolahan yang relatif mudah dan sederhana. Sedangkan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi.
2. Air Sungai merupakan sumber kontinyu yang tinggi, maka kekurangan air dapat dihindari.

Kebutuhan air dalam pabrik biogas meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

5.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Kebutuhan air diperoleh dari sungai yang terdekat dari lokasi pabrik, yaitu sungai Kali Metro. Air sungai ini diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan. Kebutuhan air dalam pabrik biogas ini meliputi:

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	18685,06576
2	<i>Service Water</i>	250,000
3	<i>Cooling Water</i>	58276,3354
4	<i>Steam Water</i>	2398,791346
Total		79610,19251

Adapun tahapan – tahapan pengolahan air sebagai berikut :

1. Penyaringan awal/screen

Sebelum dilakukannya pemrosesan dalam pengolahan, air dari sungai harus melewati pembersihan awal dengan dialirkan pada penyaringan awal guna untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, lumpur, daun dan sampah rumah tangga lainnya.

2. Pengendapan

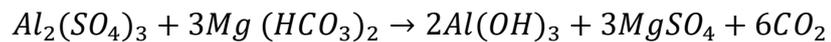
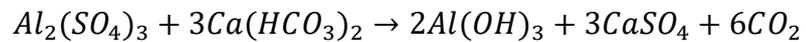
Setelah air Sungai melewati penyaringan awal, selanjutnya diendapkan pada bak pengendap. proses ini akan terjadi pemisahan gumpalan-gumpalan dari kotoran air sungai yang masih lolos melewati penyaringan awal dengan cara pengendapan gravitasi.

3. Penggumpalan

Air sungai yang telah diendapkan pada bak pengendap, kemudian akan dialirkan ke bak penggumpal. proses ini bertujuan untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam larutan yang tidak mengendap dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia. Bahan kimia yang digunakan sebagai flokulan meliputi tawas $Al_2(SO_4)_3$, kapur $Ca(OH)_2$ dan *Natrium Carbonat* Na_2CO_3 .

Tawas $Al_2(SO_4)_3$

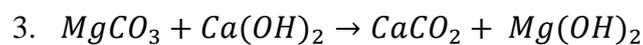
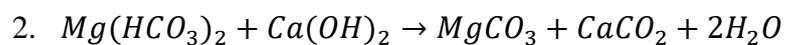
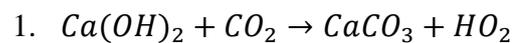
Reaksi :



Kapur $Ca(OH)_2$

Kapur dapat digunakan untuk mengurangi/menghilangkan kesadahan karbonat dan CO_2 yang terkandung didalam air. Selain itu, dapat digunakan untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

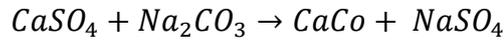
Reaksi :



a. Sodium Karbonat

Sodium karbonat Na_2CO_3 berfungsi untuk mengurangi/menghilangkan kesadahan dari senyawa-senyawa non karbonat.

Reaksi :



Dari reaksi dihasilkan $CaCO_3$ yang insolubility terhadap air, dan mengendap.

4. Bak penyaring/ *sand filter*

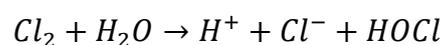
Setelah air sungai melewati tahap penggumpalan kemudian akan dialirkan ke bak saringan yang berisi pasir. tahap ini bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih terdapat didalam air dan belum terendapkan.

5. Bak penampung sementara

Air sungai dari bak penyaring selanjutnya akan dialirkan ke tangki penampung untuk didistribusikan sebagai air penggunaan umum dan sanitasi, air umpan boiler, air pendingin dan air proses.

6. Tangki karbon aktif

Pada tahap ini, air sungai harus ditambahkan dengan klor atau kaporit guna untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan mikroorganisme lain yang terkandung didalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor dipilih karena zat kimia yang sering dipakai dan harganya relatif murah. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksi sebagai berikut:



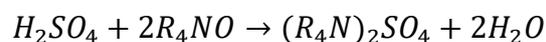
Kemudian, air dialirkan ke tangka air bersih untuk keperluan air munim dan perkantoran.

7. Tangki kation exchanger Air dari bak penanmpung yang berfungsi sebagai umpan boiler, kemudian diumpankan ke tangki kation exchanger. Pada tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion H⁺ sehingga air yang keluar dari kation exchanger merupakan air yang mengandung anion dan ion H⁺.

8. Tangki anion exchanger

Air yang keluar dari tangki kation exchanger, diumpankan ke tangka anion exchanger. Pada tangka ini berfungsi untuk menyerap ion-ion negatif yang terlaur dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga ion-ion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin.

Reaksi:

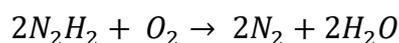


Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh. Sehingga diperlukan regenerasi dengan larutan NaOH.

9. Deaerator

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi pada boiler. Sehingga diinjeksikan bahan 56 kimia berupa hidrazin N_2H_2 yang berfungsi mengikat oksigen dengan

reaksi:



Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan

boiler.

5.2.1 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan pada steam selama berlangsungnya proses produksi, yakni dengan penyediaan boiler dengan spesifikasi :

Kebutuhan = 2398,791346 kg/jam

Tekanan = 54,3 atm

Suhu Steam = 270°C

Jenis = fire tube boiler

Jumlah = 1

Ketel uap berjenis *Fire tube boiler* dengan bahan bakar solar.

5.2.2 Unit penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar MFO (*Marine Fuel Oil*) berasal dari PT. Pertamina dengan kebutuhan bahan bakar 1,98433 liter/jam.

Spesifikasi:

Heat value : 19.676,0000 btu/lb

Densitas : 52,20589225 lb/ft³

5.2.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertujuan untuk keperluan alat elektronik agar berjalan dengan lancar pada proses produksi. Selain itu, listrik digunakan sebagai penerangan.

Kebutuhan listrik total sebesar 4.000 kWatt. Listrik dipenuhi dari PLN. Tenaga listrik dari PLN memiliki kelebihan yakni biayanya sangat murah, sedangkan pada kekurangannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Apabila terjadi pemadaman atau hal lain digunakan generator cadangan 4.100 kWatt dengan bahan bakar solar. Besarnya 57 kebutuhan listrik pada alat proses produksi maupun alat proses utilitas ditunjukkan pada tabel berikut.

a. Peralatan Proses

Tabel 5. 2 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Kwatt
Pompa-01	P-01	5	3,7285
Pompa-02	P-02	5	3,7285
Pompa-03	P-03	3	2,2371
Pompa-04	P-04	3	2,2371
Pompa-05	P-05	5	3,7285
Pompa-06	P-06	0,5	0,3729
Pompa-07	P-07	7,5	5,5928
Pompa-08	P-08	7,5	5,5928
Mixer	M-01	5	3,7285
Mixer	M-02	3	2,2371
Hidrolizer	HD-01	20	14,9140
Neutralizer	N-01	30	22,3710
Digester	D-01	247,50	184,5608
Extruder	Ext-01	800	596,56
Screw Conveyor	SC-01	0,75	0,5593
Screw Conveyor	SC-02	0,5	0,3729
Compressor	C-01	400	298,28
Compressor	C-02	200	149,14
Total		1.143,25	1.299,9415

b. Peralatan Utilitas

Tabel 5. 3 Kebutuhan Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Kwatt
Unit Refregerasi	UR-01	3.700	2.759,09
Pompa-01	PU-01	20	14,914
Pompa-02	PU-02	50	37,285
Pompa-03	PU-03	10	7,457
Pompa-04	PU-04	10	7,457
Pompa-05	PU-05	50	37,285
Pompa-06	PU-06	50	37,285
Pompa-07	PU-07	5	3,7285
Pompa-08	PU-08	5	3,7285
Pompa-09	PU-09	3	2,2371
Fan CT	FU-06	5	3,7285
Total		3.908	2.914,1956

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Lainnya

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	50
	b. Utilitas	50
2	Kebutuhan Penerangan	
	a. Listrik Ac	25
	b. Listrik Penerangan	25
3	Laboratorium dan Bengkel	25
4	Instrumentasi	25
Total		149,14

Listrik sebesar 4000 kwatt dan Energi disupplai dengan membeli dari PLN. Selain itu, disediakan generator cadangan sebesar 4.100 kW dengan jumlah 1 buah, apabila listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

5.2.4 Unit Penyediaan Udara Tekanan

Udara tekan sangat dipergunakan untuk mengontrol pneumatik. Udara instrument bersumber dari udara dilingkungan pabrik, sehingga perlu dinaikkan tekanannya dengan menggunakan kompresor. kebutuhan udara untuk menggerakkan alat-alat kontrol sebesar $90 \text{ m}^3/\text{jam}$

5.2.5 Unit Penyediaan Limbah

Pabrik biogas menghasilkan limbah berupa :

1. Limbah yang mengandung bahan-bahan kimia
2. Limbah buangan sanitasi
3. Limbah Back wash filter air berminyak dari pompa dan kondensor
4. Limbah Sisa regenerasi resin
5. Limbah air sisa proses.
6. Limbah blow down air pendingin

Limbah sanitasi berasal dari toilet yang berada di area lokasi pabrik dan perkantoran. Limbah tersebut akan dikumpulkan dan diolah oleh di unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin berfungsi untuk disinfektan yang dapat membunuh mikroorganisme yang menyebabkan penyakit. Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas yang terdapat pada pompa dan kompresor dipisahkan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak yang berada dibagian atas dialirkan ke bagian penampungan terakhir kemudian dibuang. Limbah hasil regenerasi resin mengandung NaOH dan H_2SO_4 dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan yang dilakukan menggunakan larutan H_2SO_4 apabila pH air

buangan lebih dari 7, sedangkan air yang memiliki pH kurang dari 7 maka penetralan dilakukan dengan NaOH.

5.3 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

5.3.1 Perancangan Pengolahan Air

1. *Screener/ Bar Screen*

Kode = FU-01

Fungsi = Menyaring kotoran-kotoran yang

berukuran besar,

seperti daun, ranting dan sampah lainnya.

Bahan = Alumunium

Panjang = 10 ft

Lebar = 8 ft

Jumlah air yang diolah = 97.740,431 kg/jam

2. **Bak Pengendap Awal/Sedimentasi**

Kode = BU-01

Fungsi = Menyaring kotoran-kotoran yang

berukuran besar, seperti daun, ranting dan sampah lainnya.

Jenis = Bak Persegi Terbuka

Kapasitas = 92,932 m³

Dimensi: Panjang = 11,019 m

Lebar = 11,019 m

Tinggi = 5,509 m

Jumlah air yang diolah: 92.853,410 kg/jam

3. Bak Penggumpal

Kode = BU-02

Fungsi = Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid

dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

Jenis = Silinder Vertikal

Dimensi: Diameter = 5,128 m

Tinggi = 5,128 m

Pengaduk = *Marine propeller with 3 blades*

Diameter = 5,128 m

Power = 0,157 Hp

Jumlah = 1 buah

4. Tangki Larutan Alum

Kode = TU-01

Fungsi = Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu

Jenis = Silinder Tegak

Dimensi

= Diameter = 1,539 m
Tinggi = 3,079 m
Jumlah = 1 buah

5. Bak Pengendap I

Kode = BU-03
Fungsi = Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis = Bak Persegi
Kapasitas = 83,872 m³/jam
Waktu tinggal = 4 jam
Dimensi: Tinggi = 4,652 m
Panjang = 9,303 m
Lebar = 9,303 m

6. Bak Pengendap II

Kode = BU-04
Fungsi = Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air Sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis = Bak Persegi
Kapasitas = 79,678 m³/jam

Waktu tinggal	= 4 jam
Dimensi: Tinggi	= 4,573 m
Panjang	= 9,145 m
Lebar	= 9,145 m

7. Sand Filter

Kode	= BU-05
Fungsi	= Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Kecepatan penyaringan	= 5 gpm/ft ²
Diameter partikel	= 0,039 in
Material	= <i>Spheres</i>
Tinggi lapisan pasiran	= 2,635 ft

Dimensi

Volume	= 6,278 m ³
Tinggi	= 1,162 m
Panjang	= 2,324 m
Lebar	= 2,324 m

8. Bak Penampung Sementara

Kode	= BU-06
Fungsi	= Menampung sementara raw water setelah

disaring di
sand filter

Jenis	= Bak Persegi
Kapasitas	= 79,610 m ³ /jam
Waktu tinggal	= 1 jam
Dimensi	
Volume	= 95,532 m ³
Tinggi	= 2,879 m
Panjang	= 5,759 m
Lebar	= 5,759 m

5.3.2 Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinasi

Kode	= TU-02
Fungsi	= mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Jenis	= tangki Silinder berpengaduk
Kapasitas	= 18,685 m ³
Waktu tinggal	= 1 jam
Dimensi	
Volume	= 0,049 m ³
Tinggi	= 0,397 m
Diameter	= 0,397 m

2. Tangki Kaporit

Kode = TU-03
Fungsi = Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu

yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)

Jenis = Tangki Silinder tegak

Waktu tinggal = 1 bulan

Dimensi

Volume = $0,049\text{m}^3$

Tinggi = $0,398\text{ m}$

Diameter = $0,398\text{ m}$

3. Tangki Air Bersih

Kode = TU-04

Fungsi = Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah

tangga

Jenis = tangki Silinder tegak

Kapasitas = $18,685\text{ m}^3$

Waktu tinggal = 24 jam

Dimensi

Tinggi = $8,817\text{ m}$

Diameter = $8,817\text{ m}$

5.3.3 Pengolahan Air Dingin

1. Bak Air Pendingin

Kode	= BU-07
Fungsi	= Menampung kebutuhan air pendingin sand filter
Jenis	= Bak Persegi panjang
Kapasitas	= 58,276 m ³
Waktu tinggal	= 24 jam

Dimensi

Volume	= 1678,359 m ³
Tinggi	= 7,486 m
Panjang	= 14,973 m
Lebar	= 14,973 m

2. Cooling Tower

Kode	= CTU-01
Fungsi	= Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas tower	= 9,156 m ²
Kapasitas	= 58,276 m ³ /jam
Kebutuhan udara	= 19622,348 ft ³ /min

Dimensi

Volume	= 983,190 m ³
Tinggi	= 1,740 m

Panjang = 9,927 m
Lebar = 3,025 m

3. Blower Cooling Tower

Kode = BL-01
Fungsi = menghisap udara sekeliling untuk
dikontakkan dengan
air yang akan didinginkan
Kebutuhan udara = 1.177.340,9140 ft³/min
Suhu = 30°C
Tekanan = 1 atm

5.3.4 Pengolahan Air Steam

1. Mixed Bed

Kode = MB-01
Tinggi Tangki = 2,134 m
Tinggi Bed = 5,833 ft
Volume Bed = 10,268 ft³
Tebal = 0,188 in
Jumlah = 1 buah

2. Tangki NaCl

Kode = TU-05
Fungsi = Menampung larutan NaCl yang akan

digunakan untuk meregenerasi Kation exchanger.

Bentuk = Tangki Silinder

Dimensi

Volume = 0,932 m³

Diameter = 1,058 m

Tinggi = 1,059 m

3. Tangki NaOH

Kode = TU-06

Fungsi = Menampung larutan NaOH yang akan digunakan

untuk meregenerasi Anion exchanger.

Bentuk = Tangki Silinder

Dimensi

Volume = 2,643 m³

Diameter = 1,499 m

Tinggi = 1,499 m

4. Tangki Demin

Kode = TU-07

Fungsi = Menampung air bebas mineral
sebagain air

proses dan air umpan boiler.

Waktu tinggal	= 24 jam
Bentuk	= Tangki Silinder tegak
Dimensi	
Volume	= 69,085 m ³
Diameter	= 4,448 m
Tinggi	= 4,448 m

5. Tangki Dearator

Kode	= DE-01
Fungsi	= Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed

water yang menyebabkan kerak pada reboiler.

Waktu tinggal	= 24 jam
Bentuk	= Tangki Silinder tegak
Dimensi	
Volume	= 11,514 m ³
Diameter	= 2,448 m
Tinggi	= 4,896 m
Kapasitas	= 4,798 m ³ /jam

6. Tangki N₂H₄

Kode	= T-08
Fungsi	= Menyimpan larutan N ₂ H ₄

Waktu tinggal	= 4 bulan
Bentuk	= Tangki Silinder tegak
Dimensi	
Volume	= 5,852 m ³
Diameter	= 1,954 m
Tinggi	= 3,907 m

5.3.5 Pengolahan Air Service

1. Tangki Air Service

Kode	= TU-09
Fungsi	= Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Waktu tinggal	= 24 Jam
Bentuk	= Tangki Silinder tegak
Dimensi	
Volume	= 7,200 m ³
Diameter	= 2,093 m
Tinggi	= 2,093 m

5.4 Pompa Utilitas

Tabel 5. 2 Spesifikasi Pompa Utilitas

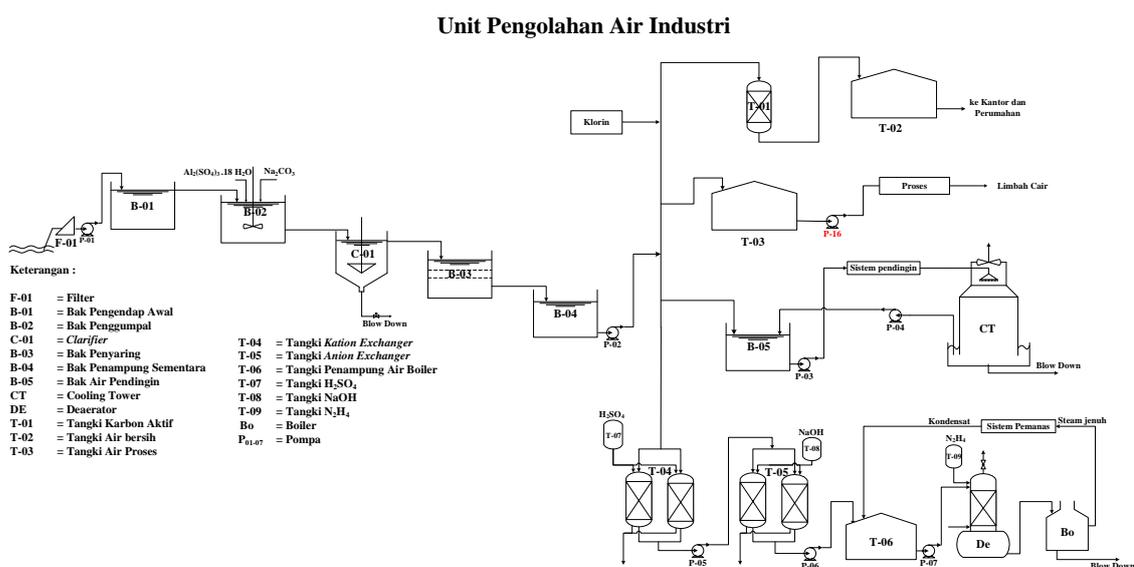
Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi :	Mengalirkan air dari Sungai menuju Screening	Mengalirkan air dari Screening (SF-01) menuju Bak Pengendapan Awal (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan Awal (BU-01) menuju Bak Penggumpal (BU-02)	Mengalirkan larutan alum dari Tangki alum (TU-01) menuju Bak penggumpal (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Penggumpal (BU-02) menuju Bak Pengendap I
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Bahan	<i>Stainless steel</i>				
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	505,100	479,845	455,853	0,029	433,060
Table 5.5...lanjutan					
<i>Rate</i> Volumetrik, ft ³ /jam	1,125	1,069	1,015	0,0001	0,964
Kecepatan Aliran, ft/s	3,241	3,078	2,925	0,002	2,778
Dimensi Pipa					
IPS, in	8,00	8,00	8,00	2,00	8,00
<i>Flow Area</i> , in ²	50	50	50	3,35	50
OD, in	8,63	8,63	8,63	2,38	8,63
ID, in	7,98	7,98	7,98	2,067	7,98
Head Pompa					

Efisiensi Motor	60%	60%	60%	20%	60%
Power Pompa, Hp	1	1	1	0	1
Power Motor, Hp	2	2	2	0	1

Tabel 5. 3 Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi :	Mengalirkan air dari Bak pengendap I menuju Bak Pengendap II	Mengalirkan air dari Bak pengendap II menuju Sand Filter (BU-05)	Mengalirkan air dari Sand Filter (BU-05) menuju Bak Penampungan Sementara (BU-06)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-06) menuju Area Kebutuhan Air
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Stainless steel</i>			
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	411,407	411,407	411,407	411,407
Rate Volumetrik, ft ³ /jam	0,916	0,916	0,916	0,916
Kecepatan Aliran, ft/s	2,639	2,639	2,639	2,639
Dimensi Pipa				
IPS, in	8,00	8,00	8,00	8,00
Flow Area, in ²	50,00	50,00	50,00	50,00
OD, in	8,63	8,63	8,63	8,63
ID, in	7,98	7,98	7,98	7,981

Head Pompa				
Efisiensi Motor	60%	60%	60%	60%
Power Pompa, Hp	1	1	1	1
Power Motor, Hp	1	1	1	1



Gambar 5. 1 Tata Letak Utilitas Pabrik Biogas

5.5 Organisasi Perusahaan

5.5.1 Bentuk Perusahaan

Perencanaan pabrik Biogas yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

Bentuk perusahaan: Persero Terbatas (PT)

Lapangan usaha: Industri Biogas

Status Perusahaan: Swasta

Kapasitas: 15.000 ton/tahun

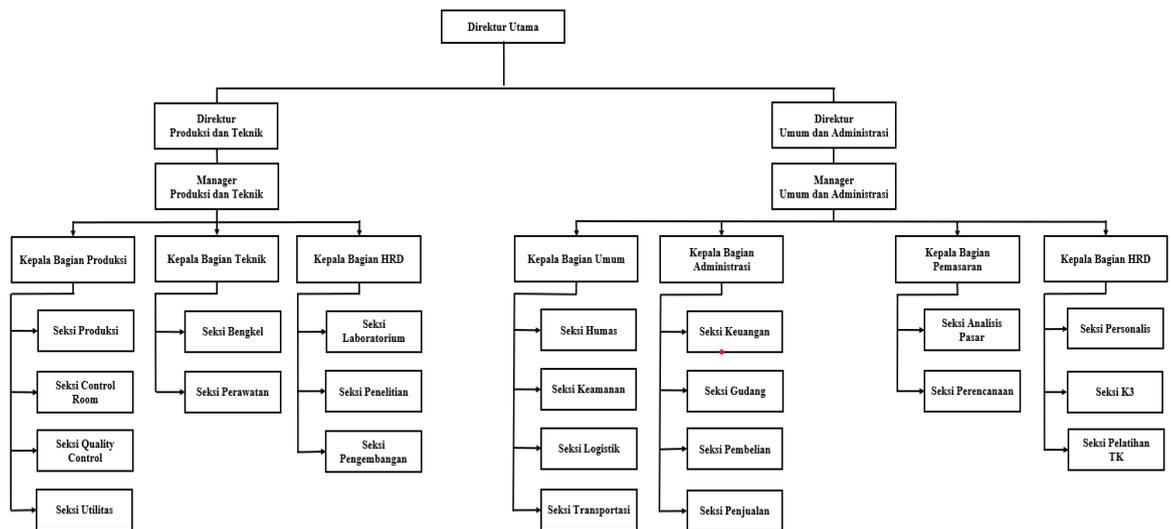
Lokasi Perusahaan: Malang, Jawa Timur

Bentuk perusahaan Perseroan terbatas (PT) berbentuk badan hukum. Badan hukum ini terdiri atas saham-saham dan harus didirikan dengan memakai akte autentik. Dimana Akte autentik ini berisi tentang informasi mengenai nama-nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal serta lokasi kantor pusat. Perusahaan ini didirikan dari perkumpulan para pemegang saham dengan badan hukum yang terpisah. Kekuasaan tertinggi adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali.. Direksi dan komisaris dipilih oleh rapat umum pemilik saham. Komisaris bertugas untuk mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik jika perusahaan mengalami beberapa hal yang kurang beres. Modal perusahaan yang diperoleh dari penjualan saham-saham apabila perusahaan rugi maka pemilik hanya kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

5.5.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu system staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan.karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada system organisasi ini adalah sebagai berikut :

- a. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
- b. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
- c. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.



Gambar 5. 2 Struktur Organisasi Perusahaan

5.5.3 Tugas Dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT) adalah pemegang saham. Pemegang saham adalah orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan dan menjalankan perusahaan tersebut. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah

sebagai berikut :

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan direktur.
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- c. Mengadakan rapat umum pemegang saham minimal satu kali dalam satu tahun.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah dewan yang bertanggung jawab terhadap pemegang saham yang telah diangkat untuk pemegang saham. Dewan komisaris bertugas mengawasi direktur utama dan membantu direktur utama dalam menangani hal-hal penting. Dewan komisaris juga bertugas menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target keuntungan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang

bertanggungjawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada

Dewan

Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- a. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.

- b. Bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
- e. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

4. ~~Direktur-Teknik-dan-produksi~~

~~Direktur -teknik -dan -produksi -mengawasi -kegiatan -operasional divisi yang -ada dibawah -tanggung -jawabannya -dan -menilai -hasil kerja -setiap -unit -untuk -ditindak lanjuti jika mengalami masalah-masalah dalam menjalankannya. Direktur Teknik dan Produksi bertugas untuk merencanakan, merumuskan pengembangan, penerapan teknologi dan mengendalikan kebijakan umum dalam penyusunan strategi produksi.~~

5. Direktur Umum dan Administrasi

Direktur Utama dan Administrasi juga bertanggung jawab menkoordinasi aktifitas divisi yang ada dibawahnya menghindari masalah sehingga mencapai hasil bisnis yang optimal. Direktur

Umum dan Administrasi bertugas untuk menganggulangi berbagai resiko finansial yang dihadapi perusahaan.

6. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang untuk mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Tiap bagian ini bertanggung jawab terhadap direktur masing-masing. Bagian – bagian tersebut terdiri dari beberapa yaitu:

- Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.

- Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi

- Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Bertanggungjawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

- Bagian Keuangan

Bertanggungjawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

- Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.

- **Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan**
Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.
- **Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia**
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.
- **Bagian Umum dan Keamanan**
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat umum serta menjaga keamanan perusahaan.

7.Seksi

Pada seksi bertugas dalam pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

- **Seksi Proses**
Seksi proses bertanggung jawab terhadap kepala bagian produksi dalam bidang mutu dan kencaran proses produksi.
- **Seksi Pengendalian**
Seksi pengadiln bertanggung jawab terhadap kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas

produksi.

- Seksi Utilitas

Seksi utilitas bertanggung jawab terhadap oenyediaan air, steam, bahan baku dan udara tekan untuk proses produksi maupun instrumentasi.

- Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Seksi pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab terhadap perawatan, perbaikan dan mengganti alar-alat yang sudah tidak bisa digunakan serta fasilitas pendukungnya.

- Seksi aboratorium

Seksi laboratorium bertanggung jawab terhadap pengawasan dan analisa produksi.

- Seksi Penelitian dan Pengembangan

Seksi penelitian dan pengembangan mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses.

- Seksi Humas

Seksi humas menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat.

- Seksi keamanan

Seksi Keamanan bertugas mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

- Seksi Keuangan

Seksi keuangan bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

- Seksi Penjualan dan Pembelian

Seksi penjualan dan pembelian bertanggung jawab terhadap pemasaran hasil produksi dan penyediaan bahan baku dan peralatan.

- Seksi Personalia

Seksi personalia bertugas mengkoordinasikan kegunaan yang berhubungan dengan kepegawaian.

- Seksi K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja)

Seksi K3 bertugas mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

5.5.4 Sistem pegawai

Sistem kepegawaian pada pabrik biogas dengan membagi 3 golongan, serta Pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, keahlian, pengalaman kerja, dan sebagainya.

- Karyawan tetap

Karyawan tetap yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan

mendapat gaji bulanan.

- **Karyawan Harian**

Karyawan Harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa SK Direksi dan mendapat upah tiap akhir minggu.

- **Karyawan Borongan**

Karyawan borongan yaitu karyawan yang dipekerjakan saat diperlukan saja. Karyawan ini biasanya mendapat gaji borongan untuk suatu pekerjaan.

Perincian jumlah karyawan dan Gaji Rincian karyawan dan gaji pada masing-masing bagian ditunjukkan pada tabel dibawah ini :

Tabel 5. 7 Jumlah dan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2	direktur teknik dan produksi	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
3	direktur keuangan dan umum	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
4	staff ahli	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
5	Ka. Bag. Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000

7	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
8	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
9	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
10	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
11	Ka. sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Ka. sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Ka. sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Ka. sek. Pembelian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Ka. sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Ka. sek. Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Ka. sek. Kas/anggaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
18	Ka. kas. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
19	Ka. kas. Pengendalian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Ka. kas. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
21	Ka. kas. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

22	Ka. kas. Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Ka. kas. Penelitian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
24	Karyawan Personalia	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
25	Karyawan humas	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
26	Karyawan keamanan	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
27	Karyawan pembelian	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
28	Karyawan pemasaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
29	Karyawan administrasi	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
30	Karyawan kas/anggaran	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
31	Karyawan proses	40	Rp 10.000.000	Rp 400.000.000
32	Karyawan pengendalian	5	Rp 10.000.000	Rp 50.000.000
33	Karyawan laboratorium	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
34	Karyawan pemeliharaan	7	Rp 10.000.000	Rp 70.000.000
35	Karyawan utilitas	10	Rp 10.000.000	Rp 100.000.000
36	Karyawan KKK	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000

37	Karyawan litbang	3	Rp 10.000.000	Rp 30.000.000
38	Sekretaris	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
39	Medis	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
40	Paramedis	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
41	Sopir	6	Rp 5.500.000	Rp 33.000.000
42	cleaning service	5	Rp 5.500.000	Rp 27.500.000
	Total	144	Rp 618.000.000	Rp 1.545.500.000

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Bila tanggal tersebut hari libur maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

- Pengaturan Jam Kerja Pengaturan jam kerja karyawan pada pabrik mononitrotoluena dibedakan menjadi 2 yaitu shift dan non shift dengan direncanakan beroperasi 24 jam selama 330 hari per tahun.

1. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung proses produksi maupun pengamanan pabrik. Karyawan yang tergolong bekerja secara non-shift adalah direktur beserta jajaran, kepala bagian, kepala seksi, serta karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan non-shift akan bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam, hari kerja : Senin-Jumat, 07.00-16.00 WIB

Jam istirahat : Senin-Kamis, 12.00-13.00 WIB
 : Jumat, 11.30-13.30 WIB

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang terlibat langsung dalam menangani proses produksi serta pengamanan. Sebagian dari bagian teknikal, Gudang, dan bagian lain harus berkerja atau siaga demi kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

Pembagian jam kerja shift sebagai berikut:

Shift I : pukul 07.00-16.00 WIB
 Shift II : pukul 16.00-00.00 WIB
 Shift III : pukul 00.00-07.00 WIB

Pembagian jam kerja shift berlangsung selama 9 jam tiap shift dengan 3 kelompok shift dalam 1 hari. Pergantian jam kerja kelompok shift dilakukan setiap 3 hari kerja dengan maksimal hari bekerja yaitu 3 hari dan diikuti 1 hari libur. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapatkan giliran shift dan 1 regu libur. Jadwal pembagian shift (siklus) karyawan dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 5. 8 Jadwal pembagian shift

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

Tabel 5.9 Lanjutan jadwal pembagian shift

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

Keterangan :

1,2,3 dst... : Hari ke-

A,B,C, dan D : Regu kerja

I,II, dan III : *Shift* ke-



: Libur

- Kesejahteraan Sosial Karyawan

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikam jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan.

Tunjangan berupa:

- Tunjangan hari raya keagamaan
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan istri dan anak
- Tunjangan rumah sakit dan kematian
- Jamsostek
- Uang makan

- Hak cuti dan ijin
- Pakaian kerja dan sepatu

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik yang akan didirikan. Faktor - faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain :

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Return On Investment* (ROI)
 - b. *Pay Out Time* (POT)
 - c. *Break Event Point* (BEP)
 - d. *Shut Down Point* (SDP)
 - e. *Discounted cash flow* (DCF)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat diketahui apakah pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau

tidak maka dilakukan Analisa kelayakan, beberapa analisis untuk mengetahui kelayakan ekonomi suatu pabrik,

yaitu :

a. *Percent return on investment (ROI)*

Percent return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay out time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break event point (BEP)*

Break Event Point adalah terjadinya titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

d. *Shut down point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

e. *Discounted cash flow* (DCF)

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y} \quad \dots(6.1)$$

Dalam hubungan ini:

E_x = Harga pembelian pada tahun 2027

E_y = Harga pembelian pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun 2027

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Aries & Newton serta data data yang diperoleh

dari <http://www.chemengonline.com/pci> sehingga dinyatakan dalam bentuk tabel 6.1:

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat Proses

(Xi)	Indeks (Yi)
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2

2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	507,5
2018	603,1

Sumber : <http://www.chemengonline.com/pci>

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2027. Nilai index *Chemical Engineering Progress* (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan : $y = 6659,6x + 533095$

Tabel 6. 2 Harga Indeks Hasil Regresi Linier

Tahun	Indeks
2014	556,395
2017	583,736
2018	592,850
2019	601,964

2020	611,078
2021	620,192
2022	629,306
2023	638,420
2024	647,534
2025	656,647
2026	665,761
2027	674,875
2028	683,989

Jadi harga index pada tahun 2027 sebesar 674,875

6.3 Perhitungan Biaya

1. Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 15.000 Ton/Tahun
2. Satu Tahun Operasi = 330 Hari
3. Umur Pabrik = 10 Tahun
4. Tahun Pendirian Pabrik = 2027
5. Indeks Harga Tahun 2027 = 674,875
6. Upah Buruh Asing = US\$ 20/man hour
7. Upah Buruh Indonesia =Rp 20.000/man hour
8. Kurs Dollar = Rp 15.289 = \$ 1
9. Harga Biogas = \$ 1.000
10. UMR Malang = Rp 3.000.000

2. Total Capital Investment

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

a. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 6. 3 Pyhsical Plant Cost (PPC)

No.	Jenis	Harga, Rp.	Harga, \$
1	Harga alat sampai ditempat		\$22.015.603,77
2	Instalasi	10.708.389.676	\$2.219.172,86
3	Pemipaan	12.381.575.563	\$8.955.947,62
4	Instrumentasi	2.007.823.064	\$4.279.833,37
5	Insulasi	1.673.185.887	\$572.405,70
6	Listrik	1.003.911.532	\$2.139.916,69
7	Bangunan	186.900.000.000	
8	Tanah	186.900.000.000	
9	Utilitas	7.773.764.753	\$11.152.023,85
Physical Plant Cost (Total)		409.348.650.475	\$51.334.90386

Tabel 6. 4 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of capital Investment	Harga, Rp.	Harga, \$
1	Pyhsical plant cost	Rp409.348.650.475,22	\$51.334.903,86
2	Engineering & Construction	Rp102.337.162.618,80	\$12.833.725,96
	Total	Rp511.685.813.094,02	\$64.168.629,82

Tabel 6. 5 Fixed Capital Investmen (FCI)

No.	Fixed Capital	Harga, Rp	Harga, \$
1	Direct Plant Cost	Rp511.685.813.094,02	\$64.168.629,82
2	Contractor fee (5 %)	Rp73.710.763.022,21	
3	Contingency (15 %)	Rp76.752.871.964,10	\$9.625.294,47
	Total	Rp662.149.448.080,33	\$73.793.924,30

b. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan

akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- a) Dapat menghasilkan laba yang maksimum
- b) Investasi yang cepat kembali
- c) Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lainnya.

Tabel 6. 6 Working Capital Investment

No	Type of Expenses	Harga, Rp
1	<i>Raw material inventory</i> (MC per bln)	64.709.856.836
2	<i>In proces inventory</i> (1.5 MC per bln)	97.064.785.253
3	<i>Product inventory</i> (MC per bln)	64.709.856.836
4	<i>Available cash</i> (MC per bln)	64.709.856.836
5	<i>Extended credit</i> (2 MC per bln)	129.419.713.671

3. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain :

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost atau biaya langsung adalah total biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik

Tabel 6. 7 Direct Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Harga, Rp
1	Bahan baku & Pembantu	209.901.405.022,59
2	Gaji Karyawan	38.856.000.000
3	Supervisi (10% Kary)	3.885.600.000
4	Maintenance (2% FCI)	35.381.166.251
5	<i>Plant Siplies</i> (15% maint)	5.307.174.938
6	<i>Royal dan Patt</i> (1% sales)	14.511.670.762
7	<i>Utilitas dan Unit Pengolahan Limbah</i>	184.609.265.918,73
Total Direct Manufacturing Cost		492.452.282.891

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 8 Indirect Manufacturing Cost

No	Tipe of Expense	Harga, RP
1	<i>Payroll Overhead</i> (15 % Kary.)	5.828.400.000
2	<i>Laboratorium</i> (10 % Kary.)	3.885.600.000
3	<i>Packeging dan Shipping</i> (5 % Sales)	7.255.835.381
4	<i>Plant Overhead</i> (50 % Kary.)	19.428.000.000
Total		36.397.835.381

c. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak.

Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi

Tabel 6. 9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga, RP
1	<i>Depresiasi</i> (10% FCI)	176.905.831.253
2	<i>Property tax</i> (2% FCI)	35.381.166.251
3	<i>Asuransi</i> (2% FCI)	35.381.166.251
	Total	247.668.163.755

Tabel 6. 10 Total Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expense	Harga, RP
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	492.452.282.891
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	36.397.835.381
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	247.668.163.755
	Total	776.518.282.027

4. *General Expense*

General Expense adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing co*

Tabel 6. 11 General Expense

No	Type of Expense	Harga, RP
----	-----------------	-----------

1	<i>Administrasi (3% Manu. Cost)</i>	23.295.548.461
2	<i>Sales (5 % Manu. Cost)</i>	38.825.914.101
3	<i>Finance (5 % WC+FCI)</i>	109.483.619.098
4	<i>Riset (2% sales)</i>	29.023.341.523
Total		200.628.423.184

Tabel 6. 12 Total Production Cost

No	Type of Expense	Harga, RP
1	<i>Manufacturing Cost</i>	776.518.282.027
2	<i>General Expense</i>	200.628.423.184
Total		977.146.705.210,40

6.4 Analisis Resiko Pabrik

Dalam menentukan suatu pabrik mempunyai risiko yang tinggi maupun risiko yang rendah dapat dilakukan dengan meninjau beberapa aspek. Pada prarancangan pabrik ini terdapat 2 aspek tinjauan dalam menentukan risiko pabrik. Pertama yaitu dari aspek sifat bahan - bahan yang terlibat dalam proses produksi, dan yang kedua yaitu dari aspek kondisi operasi alat yang digunakan pada saat proses produksi. Berdasarkan tinjauan dari semua sifat bahan - bahan yang terlibat serta kondisi operasi alat yang tidak terlalu tinggi maka pararancangan pabrik ini memiliki risiko yang rendah (*low risk*).

6.4.1 Analisis Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp.1.451.167.076.167,08
 Total Production Cost : Rp.977.146.705.210,40

Keuntungan : Rp474.020.370.956,68

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan : 20% x Rp474.020.370.956,68

: Rp.94.804.074.191,336

Keuntungan : keuntungan sebelum pajak-pajak

: Rp.379.216.296.765,34

6.4.2 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

1. *Return on Investment* (ROI)

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

$$ROI = \frac{\textit{profit}}{\textit{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad \dots(6.2)$$

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk low risk yaitu 11% dan high risk yaitu 44%. Pabrik pentaeritritol termasuk pabrik yang low risk, sehingga batas minimum ROI sebesar 11%.

- ROI sebelum pajak (b)

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

$$ROI b = 25,7\%$$

- ROI setelah pajak (a)

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

$$ROI a = 20,6\%$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah jumlah tahun 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

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

$$POT = 2,801 \text{ Tahun}$$

- POT Setelah Pajak

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

$$POT = 3,272 \text{ Tahun}$$

Batasan maksimum *Pay Out Time* (POT) setelah pajak untuk skala industri kimia *Low risk* yaitu 5 tahun dan *High risk* yaitu 2 tahun. Pabrik biogas termasuk pabrik yang *low risk* sehingga, POT sebelum pajak maksimum 5 tahun.

3. *Break Event Point* (BEP)

Break Event Point (BEP) adalah suatu titik impas (hal tersebut pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Total Kapasitas pabrik pada saat *sales value = total cost*. Suatu pabrik akan mengalami jika beroperasi di bawah *standar Break Event Point* (BEP) dan mendapatkan keuntungan jika beroperasi diatas *Break Event Point* (BEP). Harga *Break Event Point* (BEP) pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$\text{Break Event Point} = \frac{Fa + 0,3xRa}{(Sa - Va - (0,7xRa))} x 100\% \quad \dots(6.5)$$

Keterangan :

Fa : Annual Fixed manufacturing cost

Ra : Annual Regulated cost

Va : Annual Variable cost

Sa : Annual Sales price

- *Fixed Cost* (Fa) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya baik pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.
- *Variabel 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 157 produksi. Biaya-biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variable.

Tabel 6. 13 Fixed Cost (Fa)

No	Tipe of Expense	Harga, RP
1	<i>Depresiasi</i> (10% FCI)	176.905.831.253
2	<i>Property tax</i> (2% FCI)	35.381.166.251
3	Asuransi (2% FCI)	35.381.166.251
	Total	247.668.163.755

Tabel 6. 14 Regulated Cost (Ra)

No	Tipe of Expense	Harga, RP
1	Gaji Karyawan	38.856.000.000
2	<i>Payroll Overhead</i> (15 % kary.)	5.828.400.000
3	<i>Plant Overhead</i> (50 % Kary.)	19.428.000.000
4	<i>Supervisi</i> (10 % Karyawan)	3.885.600.000
5	<i>Laboratorium</i> (10 % Kary.)	3.885.600.000
6	<i>General Expense</i>	200.628.423.184
7	<i>Maintenance</i>	35.381.166.251
8	<i>Plant Supplies</i> (15% Maint)	5.307.174.938
	Total	313.200.364.372

Tabel 6. 15 Variable Cost (Va)

No	Tipe of Expense	Harga, RP
1	Biaya bahan baku	209.901.405.023
2	<i>Pack and ship</i> (5% sales)	7.255.835.381
3	<i>Utilitas dan UPL</i>	184.609.265.919

4	Royal dan Patt (1% sales)	14.511.670.762
Total		416.278.177.084

Tabel 6. 16 Annual Sales Value (Sa)

No	Komponen	Harga, RP
1	Annual Sales Value	1.451.167.076.167,08
Total Sa		

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$BEP = 42,90\%$$

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cos.*

$$Shut\ Down\ Point = \frac{0,3 \times Ra}{(Sa - Va - (0,7 \times Ra))} \times 100\%$$

$$SDP = 11,79\%$$

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*). Dihitung dengan persamaan:

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} \dots(6.7)$$

$$= ((1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i)^1) \frac{WC + SV}{CV}$$

Keterangan :

FCI = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

SV = *Salvage Value* = Depresiasi

CF = *Annual Cash Flow (After Profit + taxes + depreciaton+finance)*

I = *Discounted cash flow rate*

n = Umur Pabrik (10 tahun)

Salvage Value = 10% x FCI

$$= \text{Rp}176.905.831.253,30$$

Cash Flow = *Annual profit + Depreciation + Finance*

$$= \text{Rp}665.605.747.116,86$$

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error*,

$$R = \text{Rp}10.172.444.514.262$$

$$S = \text{Rp}10.172.444.514.262$$

$$R-S = \text{Rp}0,00$$

Dari *trial and error* diperoleh

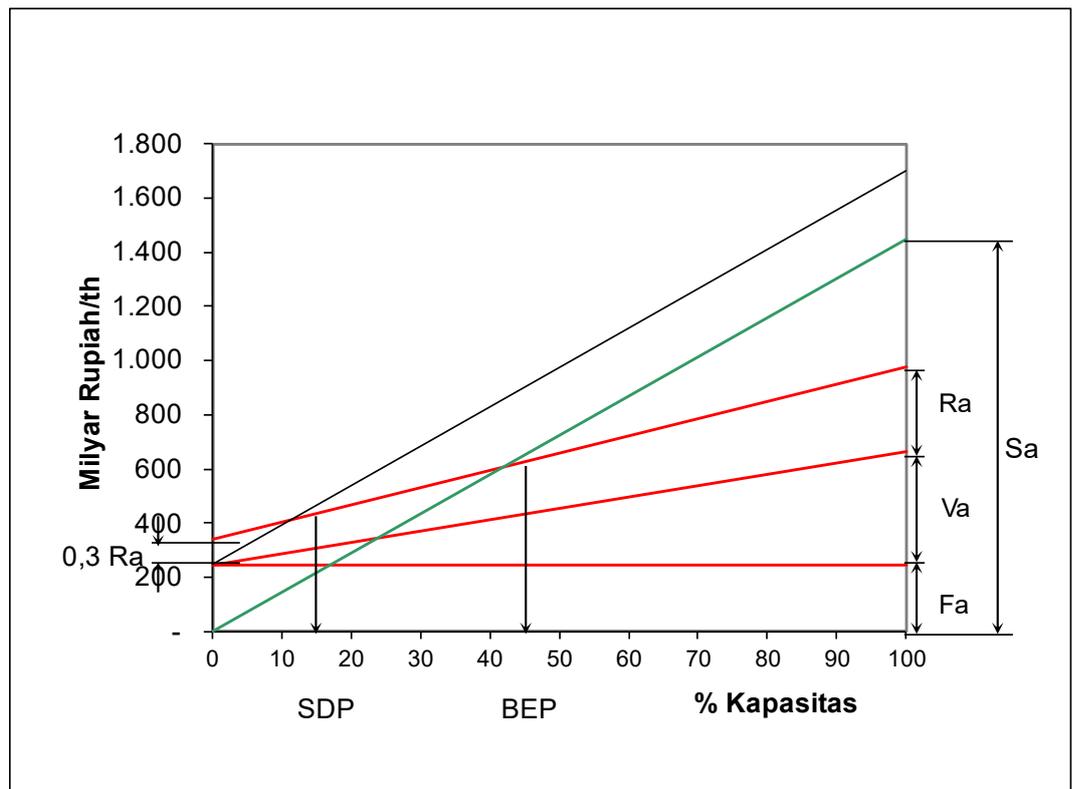
Harga $i = 27,78\%$

Sehingga DCFR = $35,5\%$

Bunga bank Indonesia = $5,37\%$

DCFR minimum = $8,55\%$

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik biogas dari ampas tebu ditampilkan sebagai berikut:



Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

1. Prarancangan pabrik biogas dari ampas tebu dengan kapasitas 15.000 ton/tahun akan didirikan di wilayah Malang, Jawa Timur dengan luas bangunan 8.005 m², yang akan didirikan diatas luas tanah sebesar 12.930 m² dengan jumlah pekerja 144 orang.
2. Hasil analisi ekonomi diperoleh: lebih lanjut
 - a. Return On Investment (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 25,7%, dan ROI setelah pajak sebesar 20,6%.Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 %.
 - b. Pay Out Time (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,8 tahun dan POT setelah pajak selama 3,2 tahun. SyaratPOT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.
 - c. Break Event Point (BEP)

Break Event Point (BEP) Pada 42,9 %, dan Shut Down Point (SDP) pada 11,79 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
 - d. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 27,78 %.

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga simpanan bank yaitu 1,5 x suku bunga simpanan bank.

3. Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi, tenaga kerja dan ekonomi, pabrik biogas dengan kapasitas produksi 15.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

Dalam prarancangan suatu pabrik kimia sangat diperlukan pemahaman tentang konsep-konsep dasar yang dapat mempermudah dalam hal perancangan diantaranya sebagai berikut:

1. Pada pemilihan alat proses, atau alat penunjang, bahan baku, kondisi operasi, dan lainnya. Selain itu juga harus melakukan pencarian data-data yang diperlukan sebelum membangun suatu pabrik kimia sehingga dengan informasi dan data-data yang lengkap dapat mempermudah suatu prarancangan pabrik kimia.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, oleh karena itu diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York

Badan Pusat Statistik, 2022, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”,<http://www.bps.go.id>., diakses tanggal 10 Mei 2023.

Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York

Brownell, L.E. & Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, New York:John Wiley and Sons, Inc.

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

Considine, & Douglas M. 1985. *Instruments and Controls Handbook*. 3rd Edition.

USA: Mc.Graw-Hill, Inc

Faith,Keyes & Clark.,1955,”*Industrial Chemical*“ 2th ed. New York: John Willeyand Sons.Inc.

Hougen, O.A., Watson K.M., and Ragats R.A. 1943. *Chemical Process Principles*. USA. Page: 1054, 1055, and 1056.

- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, New York: Mc. Graw-Hill International Book Company Inc.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, *Encyclopedia of Chemical Technology* 3rd ed., Vol. 9, New York: The Inter Science Encyclopedia, Inc.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- McCabe, Smith, J.C., and Harriott, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3th ed., New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- 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
- Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, *Project Engineering of Process Plants*, New York: Wiley, Inc.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* 3th ed., New York: Mc. Graw-Hill Book Co.

Treyball, R.E.,1981,“*Mass Transfer Operation*”, 3 ed., Singapore: Mc.
Graw HillBook Company, Inc.

Ullmann’s., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4th ed., Wiley-
VCH.,Berlin

Walas, S.M.,1988,*Chemical Process Equipment*, 3rd ed., USA:
Butterworthsseries in chemical engineering.

Yaws, C.L., 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc.
Graw-HillBook Co., New York.

LAMPIRAN-1

PERANCANGAN REAKTOR

Tugas : Melakukan fermentasi terhadap glukosa dan pentosa menjadi gas metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂) dengan kecepatan umpan = 20495,5383 Kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm
Suhu = 37 °C

Jumlah reaktor = 4 reaktor

1. NERACA MASSA :

1. Komposisi Umpan Molases

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	<i>Kg/jam</i>
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	162000	0,0002	27,3125
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) _n	179000	0,0045	801,2378
(C ₅ H ₈ O ₄) _n	132000	0,0002	20,2903
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	8,2612	1487,0113
C ₅ H ₁₀ O ₅	150	7,5320	1129,8001
SiO ₂	60	1,8196	109,1773
Abu (C)	12	11,5464	138,5572
CaSO ₄	136	1,4954	203,3777
H ₂ O	18	921,0430	16578,7742
		951,7025	20495,5383

2. Umpan KS

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	<i>Kg/jam</i>
KS	60	0,6045	36,2715
		0,6045	36,2715

3. Komposisi total umpan

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	<i>Kg/jam</i>
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	162000	0,0002	27,3125

(C10H11O3)n	179000	0,0045	801,2378
(C5H8O4)n	132000	0,0002	20,2903
C6H12O6	180	8,2612	1487,0113
C5H10O5	150	7,5320	1129,8001
SiO2	60	1,8196	109,1773
Abu (C)	12	11,5464	138,5572
CaSO4	136	1,4954	203,3777
H2O	18	921,0430	16578,7742
EM4	60	0,6045	36,2715
		952,3070	20531,8098

Reaksi

1. C6H12O6 -----> 2 CH3COOH + CH4 + CO2
2. C5H10O5 -----> 2 CH3COOH + HCHO
3. CH3COOH -----> CH4 + CO2

Konversi : XA = 0,95
(1 - XA) = 0,05

6. Komposisi hasil reaksi fase cair

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	<i>Kg/jam</i>
HCHO	30	7,1554	214,6620
(C6H10O5)n	162000	0,0002	27,3125
(C10H11O3)n	179000	0,0045	801,2378
(C5H8O4)n	132000	0,0002	20,2903
C6H12O6	180	0,4131	74,3506
C5H10O5	150	0,3766	56,4900
CH3COOH	60	1,5004	90,0211
SiO2	60	1,8196	109,1773
Abu (C)	12	11,5464	138,5572
CaSO4	136	1,4954	203,3777
H2O	18	921,0430	16578,7742
EM4	60	0,6045	36,2715
		945,9592	18350,5221

7. Komposisi hasil reaksi fase gas

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	<i>Kg/jam</i>
CH4	16	36,3548	581,6767

CO2	44	36,3548	1599,6110
		72,7096	2181,2877

2. Neraca panas sekitar Hidrolizer

Data CP

<i>Komponen</i>	A	B	C	D	E
CH4	37,250	2,3327E-01	-1,9952E-04	9,1473E-08	-1,7387E-11
CO2	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
HCHO	34,428	-2,9779E-02	1,5104E-04	-1,2733E-07	3,3887E-11
(C6H10O5)n	-	1,0575E+03	-7,6545E-01	2,4717E-04	
(C10H11O3)n	83207,879	1,1685E+03	-8,4578E-01	2,7311E-04	
(C5H8O4)n	61360,000	8,6170E+02	-6,2370E-01	2,0140E-04	
C6H12O6	218,600				
C5H10O5	-11,000	6,1950E-01	2,9530E-04	4,8100E-08	
CH3COOH	-18,944	1,0970E+00	-2,8920E-03	2,9275E-06	
SiO2	2,478	1,6522E-01	-9,6769E-05		
Abu (C)	-0,832	3,4846E-02	-1,3233E-05		
CaSO4	54,260				
H2O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	
EM4	80,400				

1. Enthalpi Umpan

$$T = 35 \text{ oC} = 308 \text{ oK}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ oC} = 298 \text{ oK}$$

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	$\int Cp dT$	<i>H</i>
(C6H10O5)n	162000	0,0002	1817256,18	306,3810
(C10H11O3)n	179000	0,0045	2007955,90	8987,9900
(C5H8O4)n	132000	0,0002	1480727,26	227,6089
C6H12O6	180	8,2612	2186,00	18058,9262
C5H10O5	150	7,5320	2051,61	15452,6953
SiO2	60	1,8196	1293,71	2354,0623
Abu (C)	12	11,5464	436,55	5040,5478
CaSO4	136	1,4954	85,11	127,2803
H2O	18	921,0430	1293,71	1191562,6868
		951,7025		1242118,1787

2. Enthalpi umpan EM4

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ } ^\circ\text{K}$$

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

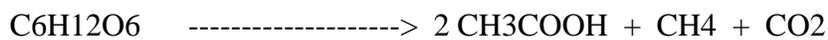
<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	$\int C_p dT$	<i>H</i>
EM4	60	0,6045	402,00	243,0192
		0,6045		243,0192

3. Panas Reaksi

Panas pembentukan

<i>Komponen</i>	<i>DHfo</i>
C6H12O6	-1271,00
C5H10O5	-480,90
CH3COOH	-434,84
CH4	-74,85
CO2	-393,51
HCHO	-115,90

Reaksi I



$$DH_{t \ 298} = DH_f^\circ \text{ Produk} - DH_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$= (2 \ -434,84 + \ -74,85 + \ -393,51) - (-1271,00)$$

$$= \ -67,04 \ \text{KJ/mol}$$

$$= \ -67040 \ \text{KJ/Kmol} \ (\text{Eksotermis})$$

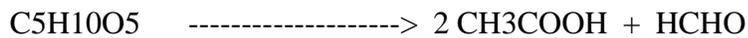
Panas Reaksi untuk reaksi I

$$n_{A0} = 8,2612 \ \text{Kmol/jam}$$

$$X_A = 0,950$$

$$\begin{aligned}
 Qr1 &= n_{Ao} \cdot XA \cdot Dhr_{298} \\
 &= 8,2611739 \text{ Kmol/jam} \times 0,950 \times -67040 \text{ KJ/Kmol} \\
 &= \underline{-526137,6} \text{ KJ/jam (Eksotermis)}
 \end{aligned}$$

Reaksi II



$$\begin{aligned}
 Dht_{298} &= DHf^{\circ}_{\text{Produk}} - DHf^{\circ}_{\text{reaktan}} \\
 &= (2 \cdot -434,84 + -115,90) - (-480,90) \\
 &= -504,68 \text{ KJ/mol} \\
 &= -504680 \text{ KJ/Kmol (Eksotermis)}
 \end{aligned}$$

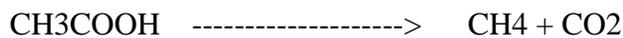
Panas Reaksi untuk reaksi II

$$n_{Ao} = 7,5320 \text{ Kmol/jam}$$

$$XA = 0,9500$$

$$\begin{aligned}
 Qr2 &= n_{Ao} \cdot XA \cdot Dhr_{298} \\
 &= 7,5320004 \text{ Kmol/jam} \times 0,9500 \times -504680 \text{ KJ/Kmol} \\
 &= \underline{-3611187,5} \text{ KJ/jam (Eksotermis)}
 \end{aligned}$$

Reaksi III



$$\begin{aligned}
 Dht_{298} &= DHf^{\circ}_{\text{Produk}} - DHf^{\circ}_{\text{reaktan}} \\
 &= (-74,85 + -393,51) - (-434,84) \\
 &= -33,52 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$= -33520 \text{ KJ/Kmol (Eksotermis)}$$

$$n_{Ao} = 15,0035 \text{ Kmol/jam}$$

$$X_A = 0,950$$

$$Q_{r3} = n_{Ao} X_A D_{hr} 298$$

$$= 15,003516 \text{ Kmol/jam} \times 0,950 \times -33520 \text{ KJ/Kmol}$$

$$= \underline{-477771,95 \text{ KJ/jam (Eksotermis)}}$$

Total panas reaksi

$$Q_r = Q_{r1} + Q_{r2} + Q_{r3}$$

$$= -526137,64 + -3611187,5 + -477771,95$$

$$= \underline{-4615097,1 \text{ KJ/jam (Eksotermis)}}$$

4. Enthalpi Hasil reaksi fase cair

$$T = 37 \text{ }^{\circ}\text{C} = 310 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

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

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	$\int C_p dT$	<i>H</i>
HCHO	30	7,1554	432,56	3095,13
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	162000	0,0002	2188618,31	368,99
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) _n	179000	0,0045	2418288,14	10824,71
(C ₅ H ₈ O ₄) _n	132000	0,0002	1783318,63	274,12
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	0,4131	2623,20	1083,54
C ₅ H ₁₀ O ₅	150	0,3766	2471,69	930,84
CH ₃ COOH	60	1,5004	1554,25	2331,92
SiO ₂	60	1,8196	525,13	955,54
Abu (C)	12	11,5464	102,46	1183,01
CaSO ₄	136	1,4954	651,12	973,70
H ₂ O	18	921,0430	905,16	833690,05
EM4	60	0,6045	964,80	583,25
				856294,79

5. Enthalpi Hasil reaksi fase gas

$$T = 37 \text{ }^{\circ}\text{C} = 310 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

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

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kgmol/j</i>	$\int C_p dT$	<i>H</i>
CH4	16	36,3548	1105,74	40199,00
CO2	44	36,3548	463,24	16840,90
		72,7096		57039,90

6. Beban panas dibawa pendingin

$$\text{Input} - \text{output} = \text{Accumulation}$$

$$(H_1 + H_2) - (H_3 + H_4 + Q_r + Q_t) = 0$$

$$Q_t = (H_1 + H_2 + H_3 + H_4) - (H_5 + Q_r)$$

$$= (1242118,18 + 243,02) - (856294,79 + 57039,90 + -4615097,1)$$

$$= \mathbf{4944123,57 \text{ Kcal/jam}}$$

Neraca panas sekitar Reaktor

Masuk

1. Enthalpi Umpan

$$H_1 = 1242118,2 \text{ KJ/jam}$$

2. Enthalpi umpan EM4

$$H_2 = 243,02 \text{ KJ/jam}$$

3. Panas reaksi

$$Q_r = 4615097,1 \text{ KJ/jam}$$

Keluar

1. Enthalpi Hasil reaksi fase cair

$$H_3 = 856294,8 \text{ KJ/jam}$$

2. Enthalpi Hasil reaksi fase cair

$$H_4 = 57039,90 \text{ KJ/jam}$$

3. Panas dibawa pendingin

$$Q_t = 4944123,6 \text{ KJ/jam}$$

$$\mathbf{5857458,26 \text{ KJ/jam}}$$

$$\mathbf{5857458,26 \text{ KJ/jam}}$$

0

3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Dari data di Perry's Hand Book diperoleh :

Komponen	Densitas
(C6H10O5)n	1,500
(C10H11O3)n	1,350
(C5H8O4)n	1,161
C6H12O6	1,540
C5H10O5	1,530
SiO2	2,650
Abu (C)	2,200
CaSO4	2,14
H2O	0,998
EM4	1,124

Kecepatan volume cairan

Komponen	Massa, Kg	Densitas	Volume, Lt
(C6H10O5)n	27,3125	1,5	18,2083
(C10H11O3)n	801,2378	1,35	593,5095
(C5H8O4)n	20,2903	1,161	17,4766
C6H12O6	1487,0113	1,54	965,5918
C5H10O5	1129,8001	1,53	738,4314
SiO2	109,1773	2,65	41,1990
Abu (C)	138,5572	2,2	62,9805
CaSO4	203,3777	2,14	95,0363
H2O	16578,7742	0,998	16611,9982
EM4	36,2715	1,124	32,2700
	20531,8098		19176,7016

Densitas campuran = 1,0706643 Kg/Lt

Dengan persamaan reaksi :



Kecepatan volume = 19176,701 Lt/jam

Dari literatur diperoleh konstanta Michelis Menten untuk fermentasi Glukosa menjadi asam asetat adalah sebagai berikut :
(African Journal of Biotechnology Vol. 7 (11), pp. 1745-1752, 3 June,)

Konstanta Michelis Menten (Km) = 33,7 g/L
= 0,0337 g/ml

Kecepatan maksimum (Vmax)	= 1,53E-05 g/L detik = 5,50E-05 g/ml jam
Konsentrasi awal C ₆ H ₁₂ O ₆ [S ₀]	= 0,1365 Kg/Lt = 0,1365 g/ml
Konversi yang akan dicapai	= 0,950
Konsentrasi substrat [S]	= 0,1365 (1 - 0,95) = 0,0068 g/ml

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{m}{Y} X + D (S_{in} - S)$$

$$m = 0,0337 \text{ g/ml}$$

$$Y = 210$$

$$X = 0,950$$

$$D = 5,50E-05 \text{ g/ml jam}$$

$$S_{in} = 0,13646 \text{ g/ml}$$

$$S = 0,00682 \text{ g/ml}$$

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{m}{Y} X + D (S_{in} - S)$$

$$= - \frac{0,0337}{210,000} 0,950 + 5,50E-05 (0,13646 - 0,0068)$$

$$= -0,0001525 + 7,135E-06$$

$$= -0,0001453$$

$$t = \frac{V}{F_v} = \frac{dS}{-0,0001453}$$

$$= - \frac{(0,1365 - 0,00682)}{-0,000145}$$

$$= 892,08 \text{ jam}$$

$$= 37,17 \text{ hari}$$

4. Perhitungan Volume dan ukuran reaktor

Volume cairan dalam tangki satu batch :

$$\begin{aligned}
 V &= F_v \times q_{in} \\
 &= 19.176,701 \text{ Lt/jam} \times 892,08 \text{ jam} \\
 &= 17107145 \text{ Lt}
 \end{aligned}$$

Hold up gas :

Kecepatan gas naik dalam cairan 1.5 m/dt - 2 m/dt

(Froment & Bischoft, 1955)

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil kecepatan gas naik} &= 1,75 \text{ m/dt} \\
 \text{Perkiraan waktu tinggal gas dalam cairan} &= 30 \text{ dt} \\
 \text{Densitas gas terbentuk} &= 1,1321 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Kecepatan massa gas terbentuk} &= 2181,29 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Kecepatan volume gas terbentuk} &= 1926,7 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,5352 \text{ m}^3/\text{dt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume gas dalam reaktor} &= 0,5352 \text{ m}^3/\text{dt} \times 30 \text{ dt} \\
 &= 16,056 \text{ m}^3 \\
 &= 16056 \text{ Lt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Hold up} &= \frac{\text{Volume gas}}{(\text{Volume cair} + \text{Volume gas})} \\
 &= \frac{16055,81745}{(17107145,26 + 16055,81745)} \\
 &= 0,0009
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{17107145,26}{(1 - 0,00094)} \\
 &= 17123201,08 \text{ Lt}
 \end{aligned}$$

Over Design : 20 %

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 17123201 \text{ Lt}$$

$$= 20547841 \text{ Lt}$$

$$\text{Dipakai Volume tangki} = 20548 \text{ m}^3$$

Menghitung ukuran reaktor :

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan $H : D = 3 : 4$

Volume reaktor (V_t) = Volume Silinder

$$V_t = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{3}{4} D$$

$$V_t = \frac{3}{16} \pi D^3$$

$$V_t = \frac{3}{16} \pi D^3$$

atau

$$\begin{aligned} D &= \left[\frac{16}{3} \frac{V_t}{\pi} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{16}{3} \frac{20547,841}{\pi} \right]^{1/3} \\ &= 32,68 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tingg Tinggi (H)} = 0,75 \cdot 32,68$$

$$= 24,51 \text{ m}$$

Diperoleh ukuran Reaktor :

$$\text{Diameter} = 32,68 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 24,51 \text{ m}$$

$$\text{Volume cairan dibadan Reakto} = 17123,2 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 17123,2 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= 17123,2 \text{ m}^3 / 838,352 \text{ m}^2 \\
 &= \underline{\underline{20,425 \text{ m}}}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal shell dan head

Tebal shell :

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi (p)} &= 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan design (p)} &= 17,64 \text{ psi} \\
 \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ psi} \\
 \text{Efisiensi sambungan} &= 0,85 \\
 \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari Reaktor} &= 643,3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,6 \cdot p} + c \\
 &= \frac{17,64 \cdot 643,302}{18750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 17,64} + 0,125 \\
 &= 0,837 \text{ in} \quad 13,4
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell 7/8 in

Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0,2 \cdot p} + c \\
 &= \frac{0,885 \cdot 17,64 \cdot 1286,6}{2 \cdot 18750 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 17,64} + 0,125 \\
 &= 0,755 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head 7/8 in

6. Menghitung pengaduk dalam Reaktor

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade
 Jumlah baffle 4 buah

Dari tabel 477. Brown diperoleh :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ z_i/D_i &= 0.75 - 1.3 \\ W/D_i &= 0.1 \end{aligned}$$

Diameter Impeler = 1089,32 cm
 Tinggi Impeler = 1089,32 cm
 Lebar Baffle = 108,93 cm
 diambil :

$$\begin{aligned} z_i/D_i &= 1 \\ \text{Putaran} &= 0,1 \text{ rps} \\ \text{efisiensi} &= 0,8 \end{aligned}$$

Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan
 bilangan Reynold dalam Reaktor :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{n \cdot d_i^2 \cdot r}{m} \\ &= \frac{0,1 \cdot 1089,3^2 \cdot 1,071}{0,0092} \\ &= 700313,2 \quad 13809560 \end{aligned}$$

Dari fig. 477 brown diperoleh $p_o = 0,94$

$$p_o = \frac{P \text{ gc}}{n^3 r \text{ Di}^5} \quad (\text{pers. 461 Brown})$$

Atau

$$P = \frac{p_o n^3 r \text{ Di}^5}{\text{gc}}$$

gc

$$= \frac{0.94 \cdot 1.50^{0.94} \cdot 0.1^3 \cdot 66,8095 \cdot 35,74^5}{550 \cdot 32.17}$$

$$= 0.215 \text{ Hp} \quad 206,949 \text{ Hp}$$

effisiensi : 80 %

$$\text{Power} = \frac{P}{\text{eff}} = \frac{0.215}{0.80} = \frac{206,949}{0,8}$$

$$= 0.269 \text{ Hp} \quad 258,686 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan daya = 200 Hp

7. Perpindahan panas :

Menghitung perpindahan panas Reaktor I :

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air dengan :

suhu bahan masuk	=	35	oC
suhu bahan keluar	=	37	oC
suhu Pendingin masuk	=	5	oC
suhu Pendingin keluar	=	30	oC

Kebutuhan Air pendingin :

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta t}$$

dengan :

Q : Jumlah panas yang harus diserap	=	4944123,57	KJ/jam
	=	4671318,56	BTU/jam
C _p : Panas jenis pendingin	=	4,2	KJ/Kg oC
Δt : beda suhu pendingin	=	25	oC

$$\begin{aligned}
 & \frac{2285514.00 \text{ Kca} \quad 4944123,568 \quad \text{KJ/jam}}{1 \text{ (Kcal/Kg oC)} \quad 4,2 \quad \text{KJ/Kg oC} \quad 25 \quad \text{oC}} \\
 W_a &= \frac{\quad}{\quad} \\
 &= 47086,891 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

Pemilihan Diameter pipa Coil

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan massa pendingin} &= 47086,891 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Densitas pendingin} &= 1000 \text{ Kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{47086,891 \text{ Kg/jam}}{1000 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 47,087 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0131 \text{ m}^3/\text{dt}
 \end{aligned}$$

Dari tabel : hal 159 Coulson & Richardson, 1987
diperoleh kecepatan linier pendingin dalam pipa = 2.80 m/dt

Luas Penampang :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{0,0131 \text{ m}^3/\text{dt}}{2,8 \text{ m/dt}} \\
 &= 0,0047 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter pipa coil :

$$\begin{aligned}
 D_i &= \frac{\left[\frac{4 \cdot 0,0047}{3,14} \right]^{1/2}}{\quad} \\
 &= 0,07714 \text{ m} \\
 &= 3,03704 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih diameter pipa coil 3 inches, 40 NPS.

Dari tabel 11. Kern : OD = 3,500 in
 ID = 3 in
 At = 7,065 in²
 At' = 0,916 sqft/ft

a. Menghitung koefisien transfer panas :

- Untuk cairan dalam mixer maka dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$h_c = \frac{0.87 k}{D} \left[\frac{L^2 n r}{m} \right]^{2/3} \left[\frac{c_p m}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{m}{m_w} \right]^{0.14}$$

dengan :

hc = Koeff. transfer panas cairan, Btu/sqft j F
 Di = Diameter tangki = 107,217 ft
 k = Konduktivitas panas = 0,367 Btu/j sqft (F/ft)
 L = diameter putar pengaduk = 35,739 ft
 den = densitas larutan = 66,8095 lb/ft³
 Cp = panas jenis = 0,987 Btu/Lb F
 visc = Viskositas cairan = 1,9118 Lb/j ft
 viscw = Viskositas air = 1,7908 Lb/j ft

$$h_c = \frac{0,87 \cdot 0,367}{107,217} \left[\frac{13809560}{1} \right]^{2/3} \left[\frac{0,99 \cdot 1,91}{0,37} \right]^{1/3} \left[\frac{1,91}{1,79} \right]^{0,14}$$

maka diperoleh :

$$h_c = 300,0484 \text{ Btu/j ft}^2 (\text{oF/ft})$$

- Untuk pendingin dalam coil

$$Re = \frac{D \cdot w_a \cdot 2.2}{Visc \cdot at} \quad D \cdot W_A \cdot 2.2$$

$$= \frac{0.34 \cdot 11427 \cdot 0,25 \cdot 47086,89112 \cdot 2,2}{1.839 \cdot 0.088 \cdot 1,7908 \cdot 0,0491}$$

$$= 519150.5 \quad 294758,23$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh = 58

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c_p m}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{m}{mw} \right)^{0.14}$$

dengan :

h_i = Koeff. transfer panas pipa, Btu/sqft j F

D_i = Diameter dalam pipa = 0,25 ft

k = Konduktivitas panas = 0,356 Btu/j sqft (F/ft)

C_p = panas jenis pendingi = 0,998 Btu/Lb F

$visc$ = Viskositas cairan = 1,7908 Lb/j ft

$viscw$ = Viskositas air = 1,7908 Lb/j ft

$$h_i = \frac{58 \cdot 0,356}{0,25} \left(\frac{1,0 \cdot 1,79}{0,356} \right)^{1/3} \left(\frac{1,79}{1,79} \right)^{0,14}$$

$$= 141,34495 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$D_{coil} = 0.5 \cdot D_t - W + 0.5 \cdot D_i$$

$$= 0,5 \cdot 32,68 - 1,09 + 0,5 \cdot 10,8932$$

$$= 20,697 \text{ m}$$

$$= 67,904 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i \cdot (1 + 3,5 \cdot d/D_c) \quad \text{Kern. hal.721}$$

$$= 141,34 (1 + 3,5 \cdot 0,0043)$$

$$= 143,46985 \text{ Btu/j sqft F}$$

b. Overall heat transfer U_d :

Overall transfer panas saat start up (U_c)

$$h_{io} \cdot h_o$$

$$U_c = \frac{\dots}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{143,47 \quad 300,048}{143,47 + 300,048}$$

$$= 97,060039 \text{ Btu/j sqft F}$$

Dari Kern p.846 untuk :

Larutan garam Rd	=	0,001
Bahan organik Rd	=	0,001
Jadi Rd total	=	0,002

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$

$$= \frac{97,060039}{583,26 \cdot 0,002 + 1}$$

$$= 81,281641 \text{ Btu/j sqft F}$$

c. Menghitung Luas transfer panas :

Luas perpindahan panas yang diperlukan :

$$LMTD = \frac{Dt_1 - Dt_2}{\ln Dt_1/Dt_2}$$

dengan :

Dt1 = 190 - 50 =	35	-	30	=	5
Dt2 = 190 - 30 =	37	-	5	=	32

maka diperoleh :

$$LMTD = \frac{5 - 32}{\ln (5 / 32)}$$

$$= 14,5451 \text{ oC}$$

$$= 26,1811 \text{ oF}$$

maka luas perpindahan panas :

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}}$$

$$= \frac{4671318,564}{81,282 \cdot 26,1811}$$

$$= 108.1376 \text{ sqf } 2195,1 \text{ ft}^2$$

Diameter lilitan 67,9041 ft

Luas perpindahan panas per coil :

$$A' = A_t' \cdot \pi \cdot D_c$$

$$= 0,916 \cdot 3,14 \cdot 67,904$$

$$= 195,273 \text{ ft}^2$$

Jumlah lilitan :

$$N_t = \frac{A_o}{A_t'}$$

$$N_t = \frac{2195,12}{195,273}$$

$$= 9,539 \approx 11,2413$$

diambil jumlah lilitan (Nt) = 11

panjang total pipa coil :

$$L = \frac{A_o}{A_t'} \cdot \frac{108.138}{1.053} = \frac{2195,1}{0,916}$$

$$= 10 \cdot 6 = 2396,86 \text{ ft}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak yaitu :

$$\begin{aligned} H_{\min} &= N_t \cdot OD = 10 \cdot 4.5 / = 11 \cdot 0,29167 \text{ ft} \\ &= 3,2787 \text{ ft} \\ &= 0,9994 \text{ m} \end{aligned}$$

diambil jarak antar coil = 1 In
Tinggi coil total :

$$\begin{aligned} H &= H_{\min} + (N_t - 1)pt/12 = 3,27871 + (11 - 1) \cdot 0,08 \\ &= 4,13215 \text{ ft} \\ &= 1,25948 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi Tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi Coil.

8. Spesifikasi Reaktor

Tugas : Melakukan fermentasi terhadap glukosa dan pentosa menjadi gas metan dengan bantuan ba dengan kecepatan umpan = 20495,5383 Kg/jam

Jenis : Reaktor Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Suhu} &= 37 \text{ oC} \end{aligned}$$

Diperoleh ukuran reaktor :

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 32,68 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 24,51 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah reaktor} = 4 \text{ reaktor}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan RTB} &= 17123,2 \text{ m}^3 \\ \text{Tinggi cairan dibadan RTB} &= 20,425 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipilih Tebal shell : 1/2 in

Tebal Head : 1/2 in

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade
Jumlah baffle 4 buah

Diameter Impeler = 1089,32 cm

Tinggi Impeler = 1089,32 cm

Lebar Baffle = 108,93 cm

Digunakan motor dengan daya = 200 Hp

Luas perpindahan Panas :

A = 2195,12 ft²

Coil (Lilitan) :

Diameter Coil = 20,697 m

Jumlah Coil = 11 lilitan

Tinggi lilitan Coil minimum = 0,9994 m

Jarak antar Coil = 1 in

Tinggi Coil total = 1,2595 m

Tebal Isolasi :

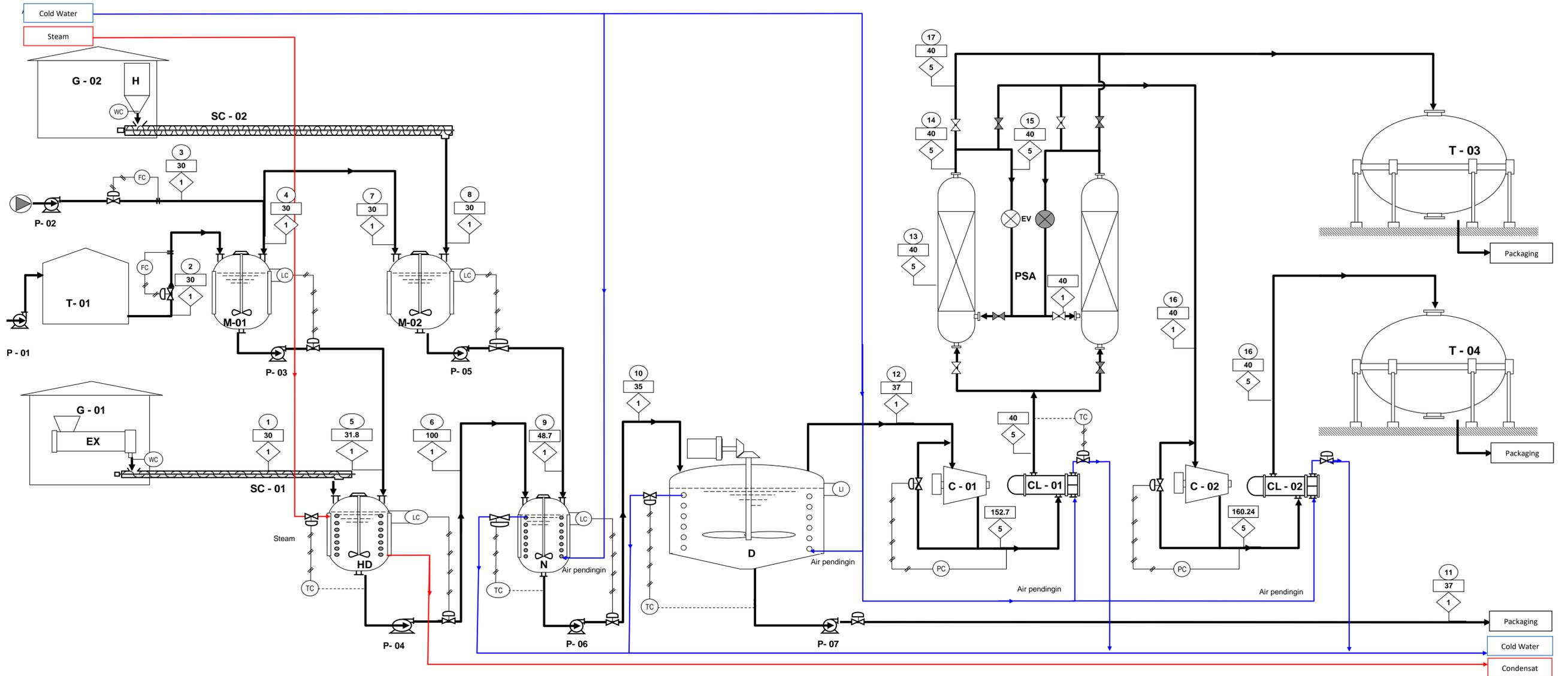
Tebal Isolasi = 3 in

Jenis bahan Isolasi = Asbes

Jumlah Digester = 1 digester

Jenis Bahan Reaktor : Baja Stainless Steel

**PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS TEBU
DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**



Komponen	NOMOR ARUS (Kg/jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
CH ₄												2.326,71	23,27	2.303,44	460,69	483,96	1.842,75
CO ₂												6.398,44	6.334,46	63,98	12,80	6.347,26	51,19
HCHO											858,65						
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	5.462,49					109,25				109,25							
(C ₁₀ H ₁₁ O ₃) _n	3.204,95					3.204,95				3.204,95							
(C ₅ H ₈ O ₄) _n	4.058,06					81,16				81,16							
C ₆ H ₁₂ O ₆						5.948,05				5.948,05							
C ₅ H ₁₀ O ₅						4.519,20				4.519,20							
CH ₃ COOH											360,08						
SiO ₂	436,71					436,71				436,71							
Abu	554,23					554,23				554,23							
H ₂ SO ₄		586,21				586,21											
CaO										334,98							
Ca(OH) ₂										442,65							
CaSO ₄										813,51							
H ₂ O	792,17	11,96	66.540,40	58.022,46	58.034,43	57.689,49	8.517,94		8.410,27	66.315,10	66.315,10						
Total	14.508,61	598,17	66.540,40	58.022,46	58.620,63	73.129,24	8.517,94	334,98	8.852,91	81.982,15	73.257,00	8.725,15	6.357,73	2.367,42	473,48	6.831,21	1.893,94

KETERANGAN	
C	Compressor
CL	Cooler
D	Digester
EV	Expansion Valve
EX	Extruder
G	Gudang
H	Hopper
HD	Hidrolizer
M	Mixer
N	Neutralizer
P	Pompa
PSA	Press Swing Ads
SC	Screw Conveyor
T	Tangki
PC	Pressure Control
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indicator
WC	Weight Control
TC	Temp. Control
○	Nomor Arus
◇	Temperatur (°C)
◇	Tekanan (Atm.)
—	Pipa
—	Udara Tekan
---	Sambungan Listrik



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2024**

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS TEBU
DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
Inggis Angola
19521195

DOSEN PEMBIMBING :
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Inggis Angola
No. MHS : 19521195

Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI AMPAS
TEBU DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 12 Maret 20223

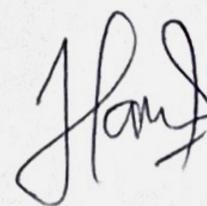
Batas Akhir Bimbingan : 13 Maret 3034

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	30 Maret 2023	Penentuan Kapasitas Pabrik	JH
2	5-Apr-23	Penentuan Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	JH
3	14 Juni 2023	Diagram Alir Kualitatif	JH
4	8 Juli 2023	Neraca Masa	JH
5	27-Sep-23	Perancangan Reaktor	JH
6	3 Oktober 2023	Revisi Reaktor	JH
7	16 Oktober 2023	Neraca Panas	JH
8	21-Nov-23	Perancangan Flow Diagram	JH
9	4 Desember 2023	Utilitas dan Evaluasi Ekonomi	JH

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Februari 2024

Pembimbing,



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

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy