

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT*
(POME) KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat menyelesaikan Pendidikan
Sarjana Terapan (S1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Jurusan Teknik kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

Dwi Rezky Muzdalifah B 431 20 054
Siti Sya'fa Ghaliah Al Amrin 431 20 073

**PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024**

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) Kapasitas 14.000 Ton/Tahun**” oleh Dwi Rezky Muzdalifah B NIM 431 20 054 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 14 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Ir. Hastami Murdiningsih, M.T
NIP. 196006061988032002

Pembimbing II

Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng.
NIP. 197602052006042001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng
NIP. 197304092003122002

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) Kapasitas 14.000 Ton/Tahun**” oleh Siti Sya’fa Ghaliah Al Amrin NIM 431 20 073 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 14 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Ir. Hastami Murdiningsih, M.T
NIP. 196006061988032002

Pembimbing II

Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng.
NIP. 197602052006042001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng
NIP. 197304092003122002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, hari Selasa tanggal 1 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa: Dwi Rezky Muzdalifah B NIM 431 20 054 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Biogas dari Palm Oil Mill Effluent Kapasitas 14.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 17 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi

1. Dr. Mahyati, S.T., M.Si. Ketua ()
2. Vilia Darma Paramita, S.TP., M.Food., Sekretaris ()
Ph.D
3. Yuliani HR, S.T., M.Eng. Anggota ()
4. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc. Anggota ()
5. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T Pembimbing I ()
6. Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng. Pembimbing II ()

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, hari Selasa tanggal 1 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa: Siti Sya'fa Ghaliah Al Amrin NIM 431 20 073 dengan judul "**Pra Rancangan Pabrik Biogas dari Palm Oil Mill Effluent Kapasitas 14.000 Ton/Tahun**".

Makassar, 17 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi

1. Dr. Mahyati, S.T., M.Si. Ketua ()
2. Vilia Darma Paramita, S.TP., M.Food., Sekretaris ()
Ph.D
3. Yuliani HR, S.T., M.Eng. Anggota ()
4. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc. Anggota ()
5. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T Pembimbing I ()
6. Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng. Pembimbing II ()

KATA PENGANTAR

Puji Syukur atas kehadiran Tuhan yang Maha Esa yang telah memberikan rahmat kasih sayang sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini yang berjudul **“Prarancangan Pabrik dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) Kapasitas 14.000 Ton/Tahun”**.

Penulis menyadari dalam penulisan skripsi ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan laporan tugas akhir ini.

Berbagai kesulitan yang kami alami selama penyusunan skripsi ini, namun semuanya itu dapat kami atasi berkat bantuan dan dukungan dari beberapa pihak yang disertai dengan doa dan ridho dari Tuhan yang Maha Esa. Penulis mengucapkan terima kasih dan penghargaan, terutama kepada kedua orangtua, serta kepada segenap keluarga yang telah mengasuh, membimbing dan berdoa demi tercapainya cita-cita penulis, tidak lupa penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng. selaku ketua Program Studi D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Ir. Hastami Murdiningsih., M.T selaku dosen pembimbing I Pra Rancangan Pabrik Politeknik Negeri Ujung Pandang.

5. Rahmia Sjafruddin., S.T., M.Eng. Selaku dosen pembimbing II Pra Rancangan Pabrik Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang
7. Civitas Akademik Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang
8. Teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang
9. Teman-teman kelas 4C (Californium) D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
10. Kepada diri penulis sendiri yang telah berjuang dan bertahan, terima kasih karena tetap kuat hingga saat ini.

Semoga Skripsi prarancangan ini dapat memberikan manfaat dan nilai tambah bagi kita semua, oleh karena itu saran dan kritik yang sifatnya membangun dari semua pihak sangat diharapkan.

Terimakasih.

Makassar, 24 September 2024

Penulis

DAFTAR ISI

	Hal.
HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PENERIMAAN	iii
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR SIMBOL	xvi
SURAT PERNYATAANxix
RINGKASANxix
SUMMARY	xxii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	2
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	8
1.4 Tinjauan Pustaka.....	12
BAB II DESKRIPSI PROSES	26
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	26
2.2 Tinjauan Termodinamika.....	30
2.3 Langkah Proses.....	34
2.4 Diagram Alir (Flowsheet).....	36

BAB III NERACA MASSA	37
BAB IV NERACA PANAS	43
BAB V SPESIFIKASI ALAT	47
BAB VI UTILITAS	57
6.1 Unit Penyediaan Uap (<i>Steam</i>)	57
6.2 Unit Penyediaan Air	58
6.3 Unit Penyediaan Listrik	66
6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar	68
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	70
7.1 Instrumentasi	70
7.2 Keselamatan Kerja	71
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI DAN MANAGEMEN	
PERUSAHAAN	80
8.1 Bentuk Perusahaan	80
8.2 Struktur Organisasi	80
8.3 Pembagian Tugas dan Wewenang	81
8.4 Jumlah dan Kualifikasi Karyawan	86
8.5 Sistem Kerja	87
BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN	92
9.1 Deskripsi Tata Letak	92
9.2 Tata letak alat proses	96
BAB X ANALISIS EKONOMI	101
10.1 Total Capital Investment (TCI)	101

10.2 Total Production Cost (TPC).....	102
BAB XI KESIMPULAN	106
DAFTAR PUSTAKA	107
LAMPIRAN A.....	LA-1
LAMPIRAN B.....	LB-1
LAMPIRAN C.....	LC-1
LAMPIRAN D.....	LD-1
LAMPIRAN E.....	LE-1



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Kelapa Sawit Indonesia.....	1
Tabel 1.2 Produksi CPO dan POME PT. Astra Agro Lestari (AALI).....	1
Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik Biogas di Indonesia.....	1
Tabel 1.4 perhitungan pertumbuhan rata rata untuk Data produksi.....	1
Tabel 1.5 perhitungan pertumbuhan rata rata Data Ekspor.....	1
Tabel 1.6 perhitungan pertumbuhan rata rata Data Konsumsi.....	1
Tabel 1.7 perhitungan pertumbuhan rata rata Data Impor.....	1
Tabel 1.8 Komposisi Gas Biogas.....	1
Tabel 1.9 Baku Mutu Limbah Industri Minyak Sawit.....	1
Tabel 2.1 Harga ΔH_f° (kJ/mol) Komponen.....	1
Tabel 2.2 Harga ΔG_f° (kJ/mol) Komponen.....	1
Tabel 3. 1 Neraca Massa Tangki Penampungan.....	1
Tabel 3. 2 Neraca Massa Tangki Mikroorganisme.....	1
Tabel 3. 3 Neraca Massa Fermentor I.....	1
Tabel 3. 4 Neraca Massa Fermentor II.....	1
Tabel 3. 5 Neraca Massa Gas Holder.....	1
Tabel 3. 6 Neraca Massa Tangki Slurry.....	1
Tabel 3. 7 Neraca Massa Absorber.....	1
Tabel 3. 8 Neraca Massa Stripper.....	1
Tabel 3. 9 Neraca Massa Tangki Pengenceran MEA.....	1
Tabel 3. 10 Neraca Massa Tangki Penampungan Biogas.....	1

Tabel 4. 1 Neraca Panas Tangki Fermentor 1	1
Tabel 4. 2 Neraca Panas Tangki Fermentor 2	1
Tabel 4. 3 Neraca Panas Tangki Slurry	1
Tabel 4. 4 Neraca Panas Tangki Penyimpanan Gas Sementara	1
Tabel 4. 5 Neraca Panas Absorber	1
Tabel 4. 6 Neraca Panas <i>Heater</i>	1
Tabel 4. 7 Neraca Panas Stripper	1
Tabel 6.1 Spesifikasi Boiler	58
Tabel 6.2 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar	58
Tabel 6.3 Spesifikasi Unit Penyediaan Air	59
Tabel 6.4 Spesifikasi Bak Penampungan Awal	59
Tabel 6.5 Spesifikasi Tangki Clarifier	60
Tabel 6.6 Spesifikasi Bak Sand Filter	60
Tabel 6.7 Spesifikasi Bak Air Bersih	61
Tabel 6.8 Spesifikasi Bak Air Sanitasi	61
Tabel 6.9 Spesifikasi Tangki Kation Exchanger	62
Tabel 6.10 Spesifikasi Tangki Anion Exchanger	62
Tabel 6.11 Spesifikasi Tangki H ₂ SO ₄	63
Tabel 6.12 Spesifikasi Tangki NaOH	63
Tabel 6.13 Spesifikasi Tangki Air Umpan Boiler	64
Tabel 6.14 Spesifikasi Daerator	64
Tabel 6.15 Spesifikasi Bak Air Proses	65
Tabel 6.16 Spesifikasi Bak Air Pendingin	65

Tabel 6.17 Spesifikasi Cooling Tower	65
Tabel 6.18 Spesifikasi Pompa Utilitas	66
Tabel 6.19 Kebutuhan Listrik Unit Produksi	67
Tabel 6.20 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas	67
Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar	68
Tabel 7.1 Alat Pengamanan yang Digunakan	78
Tabel 7.2 Alat Instrumentasi yang Digunakan	78
Tabel 8.1 Jumlah dan Kualifikasi Karyawan	86
Tabel 8.2 Sistem Penggajian Karyawan	87
Tabel 8.3 Tabel Siklus Pergantian Shift 1	90
Tabel 9.1 Luas Lokasi Pabrik Biogas	94



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Peta Lokasi Pembangunan Pabrik.....	12
Gambar 1.2 <i>Palm Oil Mill Effluent</i> (POME).....	15
Gambar 1.3 Tahapan Proses Digesti Anaerobik.....	19
Gambar 2.1 Diagram Alir Proses.....	37
Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik.....	96
Gambar 9.2 Tata Letak Alat Proses pada Daerah Proses.....	100

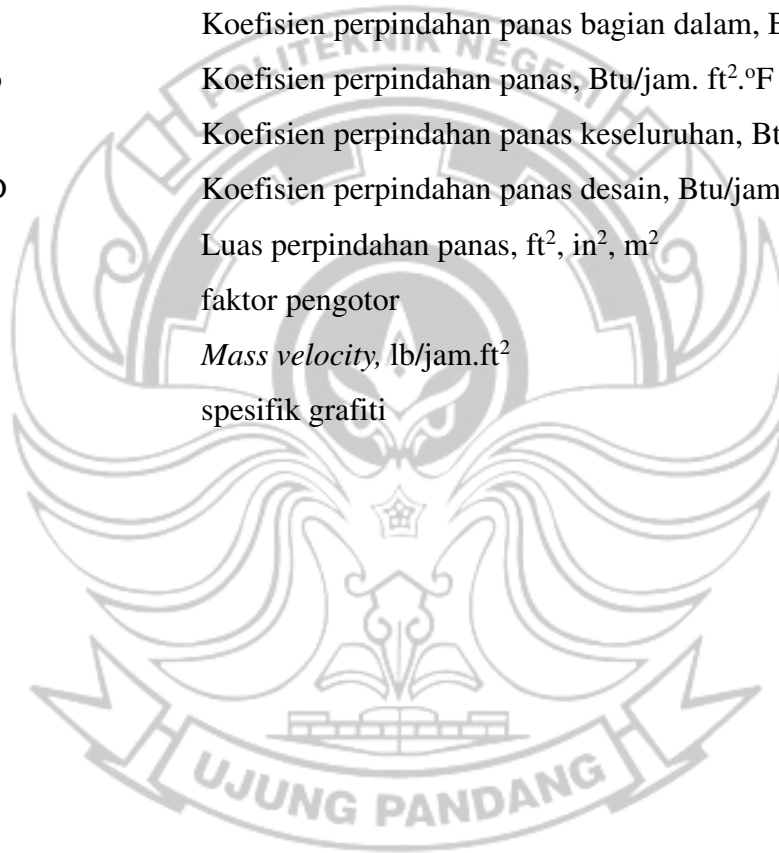


DAFTAR SIMBOL

SIMBOL	KETERANGAN
m	Laju alir massa, kg/jam
ρ	Densitas campuran padatan, gr/cm ³ , kg/m ³
VG	Volume Gudang
t	Waktu penyimpanan
P	Panjang
L	Lebar
T	Tinggi
C	Kapasitas Screw, ft ³ /menit
L	Panjang Screw, ft
W	Densitas bahan, lb/ft ³
BHP	<i>Brake Horse Power</i> , Hp
η	Efisiensi Motor
D	Diameter, m, in
H	Tinggi
V _t	Volume Tangki
V _s	Volume silinder
V _h	Volume tutup, ft ³
V _c	Volume Konis
h	Tinggi Konis
ts	Tebal dinding tangki
P	Tekanan Desain, atm
r	Jari-jari Tangki, cm
f	tegangan yang diijinkan bahan konstruksi, atm
E	Efisiensi pengelasan
c	faktor korosi, in, cm
rc	<i>crown radius</i> , cm
th	Tebal dinding <i>head</i> , in

F	Faktor bahan
sf	standar <i>straight flange</i>
icr	<i>inside crown radius</i>
μ	Viskositas, cp
Q	Laju alir volumetrik bahan, ft ³ /jam, ft ³ /detik
D	diameter dalam, ft
A	luas penampang, ft ²
Nre	<i>Reynold Number</i>
Σ	Jumlah
Le	Panjang <i>elbow</i> , ft
F	Faktor fiksi
ε	<i>relatif roughness</i>
W	Penentuan kerja pompa, Hp
N	penentuan daya motor, Hp
BM	Berat molekul, kg/mol
ρ_G	Densitas gas masuk, lb/ft ³
ρ_L	Densitas campuran larutan, lb/ft ³
L'	rate liquid keluar, lb/jam
G'	rate gas masuk, lbjam
GG	kecepatan massa gas, lb/ft ² .detik
Fp	faktor isian, ft-1
ρ_L	densitas zat cair, lb/ft ³
μ_L	Viskositas zat cair, cP
Gc	faktor konversi satuan, ft.lb/lbf.det ²
Dv	difusivitas, cm ² /detik
μ_B	viskositas penyerap, cP, gr/cm.detik
VA	volume molar zat terlarut, cm ³ /gmol
W	laju alir massa fluida panas, kg/jam, lb/jam
Q	beban panas heater, kcal/jam
w	laju alir massa fluida dingin, kg/jam, lb/jam
OD	Diameter luar, in, ft

ID	Diameter dalam, in, ft
a_a	luas aliran, ft ²
D_e	Diameter ekuivalen, ft
G_a	Kecepatan massa, lb/jam.ft ²
Re_a	bilangan reynold
ho	Koefisien <i>heat transfer outside</i> , Btu/jam.ft ² .°F
a_p	Luas aliran, ft ²
G_p	Kecepatan Massa, lb/jam.ft ²
hi	Koefisien perpindahan panas bagian dalam, Btu/jam.ft ² .°F
hio	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam. ft ² .°F
Uc	Koefisien perpindahan panas keseluruhan, Btu/jam. ft ² .°F
UD	Koefisien perpindahan panas desain, Btu/jam. ft ² .°F
A	Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
R_d	faktor pengotor
G_s	<i>Mass velocity</i> , lb/jam.ft ²
s	spesifik grafiti



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Dwi Rezky Muzdalifah B

NIM : 431 20 054

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi “Pra Rancangan Pabrik Biogas Dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) Kapasitas 14.000 Ton/Tahun” merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 14 Oktober 2024



Dwi Rezky Muzdalifah B

431 20 054

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Siti Sya'fa Ghaliah Al Amrin

NIM : 431 20 073

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi "Pra Rancangan Pabrik Biogas Dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) Kapasitas 14.000 Ton/Tahun" merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 14 Oktober 2024



Siti Sya'fa Ghaliah Al Amrin

431 20 073

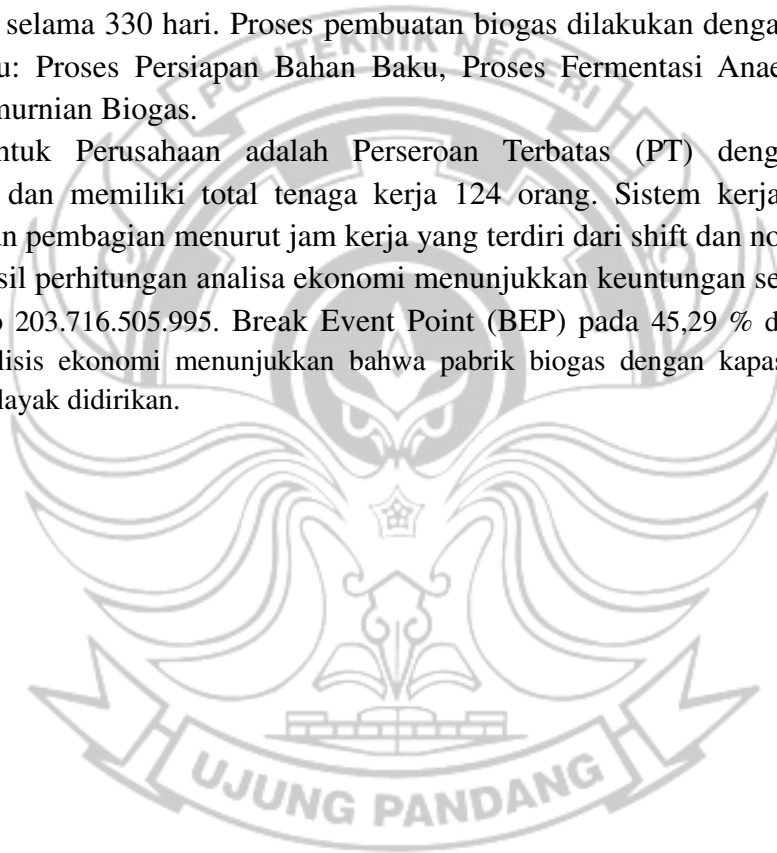
RINGKASAN

Prarancangan pabrik biogas dari Palm Oil Mill Effluent (POME) dimaksudkan untuk memanfaatkan limbah hasil pabrik kelapa sawit, dimana POME merupakan salah satu limbah dari industri kelapa sawit dalam pengolahan CPO (Crude Palm Oil) yang jumlahnya melimpah dan belum banyak di manfaatkan.

Pabrik biogas direncanakan pada tahun 2026 di Kab. Mamuju Tengah, Kec. Budong-Budong, Sulawesi Barat dengan kapasitas 14.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Proses pembuatan biogas dilakukan dengan beberapa tahap yaitu: Proses Persiapan Bahan Baku, Proses Fermentasi Anaerobik, dan Proses Pemurnian Biogas.

Bentuk Perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan bentuk organisasi dan memiliki total tenaga kerja 124 orang. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian menurut jam kerja yang terdiri dari shift dan nonshift.

Hasil perhitungan analisa ekonomi menunjukkan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 203.716.505.995. Break Event Point (BEP) pada 45,29 % dan POT 1,2 tahun. Analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik biogas dengan kapasitas 14.000 Ton/Tahun layak didirikan.



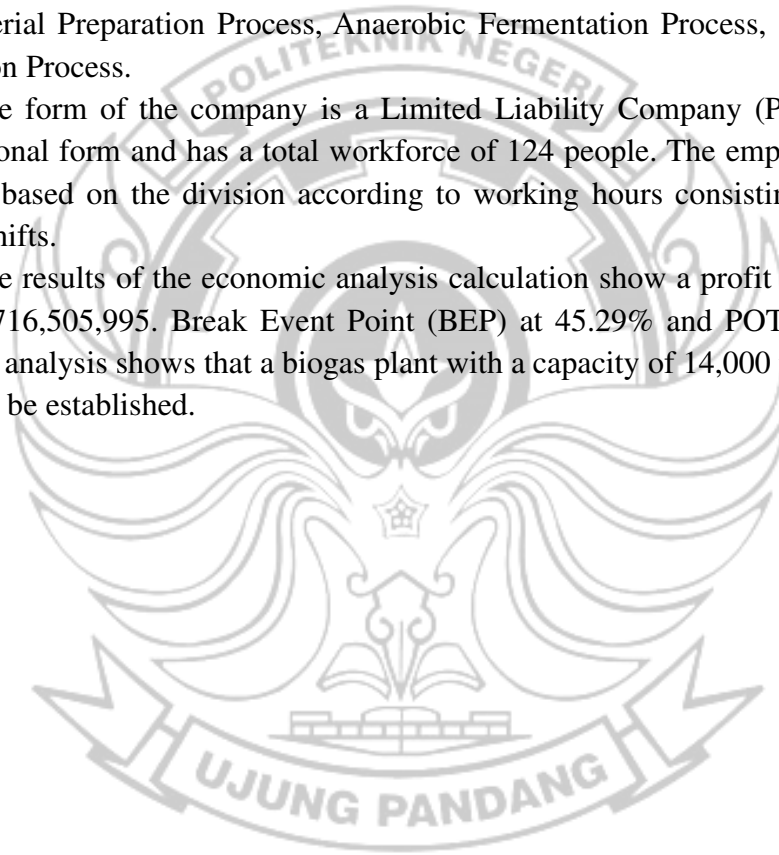
SUMMARY

The design of a biogas plant from Palm Oil Mill Effluent (POME) is intended to utilize waste from palm oil mills, where POME is one of the wastes from the palm oil industry in processing of CPO (Crude Palm Oil) which is abundant and has not been widely utilized.

The biogas plant is planned in 2026 at Central Mamuju Regency, Budong-Budong District, West Sulawesi with capacity of 14,000 tons/year operating for 330 days. The biogas production process is carried out in several stages, namely: Raw Material Preparation Process, Anaerobic Fermentation Process, and Biogas Purification Process.

The form of the company is a Limited Liability Company (PT) with an organizational form and has a total workforce of 124 people. The employee work system is based on the division according to working hours consisting of shifts and non-shifts.

The results of the economic analysis calculation show a profit after tax of IDR 203,716,505,995. Break Event Point (BEP) at 45.29% and POT 1.2 years. Economic analysis shows that a biogas plant with a capacity of 14,000 tons/year is feasible to be established.



BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Penggunaan energi gas masyarakat Indonesia tiap tahunnya mengalami peningkatan dengan total penggunaan gas dan minyak pada tahun 2024 s.d Maret mencapai 5.367,71 BBTUD (SKKMIGAS,2024). Melihat kebutuhan masyarakat Indonesia akan energi yang semakin meningkat maka Indonesia mengembangkan visi untuk menggunakan Energi Baru Terbarukan (EBT). Energi Baru Terbarukan (EBT) merupakan salah satu pengelolaan energi dari proses alam yang berkelanjutan dan dijadikan sebagai energi alternatif. Pengembangan visi Indonesia mengenai EBT terbukti pada peraturan pemerintah No. 79 Tahun 2014 tentang kebijakan energi Nasional (KEN) dan peraturan presiden No. 22 tahun 2017 tentang rencana umum energi Nasional (REUN) memiliki target penggunaan EBT pada tahun 2025 dan 2050 masing-masing sebesar 23% dan 31% dari total kebutuhan energi nasional. (Setyono & Kiono, 2021)

Contoh energi terbarukan adalah panas bumi (geothermal), bahan bakar nabati (biofuel), aliran air sungai, panas surya, angin, biomassa, biogas, ombak laut, dan suhu kedalaman laut. Salah satu energi terbarukan yang banyak dikembangkan saat ini di Indonesia yaitu biogas. Biogas merupakan gas yang dapat di hasilkan dari proses fermentasi bahan bahan organik dalam kondisi tanpa kehadiran oksigen seperti limbah cair hasil produksi pabrik kelapa sawit. Indonesia merupakan negeri produsen kelapa sawit terbesar di ASEAN ataupun dunia dengan total produksi minyak kelapa sawit mencapai 48.235.405 Ton pada

tahun 2023. Proses produksi di pabrik kelapa sawit terdiri dari sterilisasi, pengupasan, klarifikasi dan pemulihan minyak inti sawit. Proses-proses tersebut yang menghasilkan limbah berupa limbah padat (Tandan Buah Kosong) dan limbah cair (*Palm Oil Mill Effluent*) dengan komposisi limbah cair yang mendominasi.

Palm Oil Mill Effluent (POME) merupakan limbah produksi kelapa sawit yang saat ini menjadi fokus utama untuk terus ditingkatkan pemanfaatannya karena polutan dari industri kelapa sawit yang paling banyak menimbulkan masalah lingkungan karena kandungan senyawa organiknya yang tinggi di atas baku mutu yang disyaratkan oleh Keputusan Menteri Lingkungan Hidup No.5 Tahun 2014 dengan dampak 100 kali lebih mencemari dibandingkan limbah domestik.

1.2 Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi pabrik mempengaruhi perhitungan ekonomis maupun teknik dalam suatu perancangan pabrik. Dalam pemilihan kapasitas pabrik biogas, ada beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan, antara lain:

1.2.1 Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama pembuatan biogas pada pabrik yang akan didirikan adalah Limbah Cair Kelapa Sawit (POME). Bahan baku ini mudah didapatkan karena banyak terdapat pabrik kelapa sawit di Indonesia.

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Kelapa Sawit Indonesia

Pabrik Kelapa Sawit	Kapasitas Produksi (Ton/Jam TBS)
PT Austindo Nusantara Jaya Agri Siais (ANJAS)	60

PT Astra Agro Lestari Tbk	45
PT Hutan Hijau Mas	120
PT Djaja Putra Indonesia	45

Pabrik Kelapa Sawit	Kapasitas Produksi (Ton/Jam TBS)
PT Karangjuang Hijau Lestari	45
PT Maridan Sejati Surya Plantation	45
PT Mitra Agrolika Sejahtera	45
PT Padasa Enam Utama	60
PT Permata Nusa Sejati	30
PT Sebakis Inti Lestari	40
PT Sempurna Sejahtera	30
PTP Nusantara II Kebun Sawit Seberang (PKS Kwala Sawit)	30
PTP Nusantara II Kebun Sawit Seberang (Sawit Seberang)	30
PTP Nusantara II Kebun Sawit Seberang (Sawit Hulu)	30
PTP Nusantara II Kebun Sawit Seberang (Sawit Merbau)	30
PT Fajar Saudara Kusuma	57,6

Sumber: (Puteri, 2023)

Menurut (Ahmad, MT, 2003) setiap ton minyak sawit yang dihasilkan akan mengeluarkan limbah cair sebanyak 2,5 m³ berarti semisal untuk mencapai produksi minyak sawit sebesar 12,3 juta ton menghasilkan 30,7 juta m³ limbah cair. Data ini menunjukkan betapa beratnya beban yang ditanggung oleh lingkungan akibat pencemaran oleh limbah cair industri minyak sawit sehingga pencemaran ini dikategorikan sebagai pencemar lingkungan yang dahsyat. Salah satu pabrik kelapa sawit yang ada di Indonesia yaitu PT. Astra Agro Lestari (AALI) yang terletak di Sulawesi Barat dengan total produksi CPO yang dihasilkan dapat dilihat pada tabel 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Produksi CPO dan POME PT. Astra Agro Lestari (AALI)

Waktu	Produksi CPO (Ton)	Kapasitas POME (m³)
2019	1.653.596,00	4.133.990,00
2020	1.429.053,00	3.572.632,50
2021	1.473.017,00	3.682.542,50
2022	1.303.765,00	3.259.412,50
2023	1.275.539,00	3.188.847,50
Total	7.134.970,00	17.837.425,00
Rata-Rata	1.426.994,00	3.567.485,00

Sumber: Laporan Tahunan PT. Astra Agro Lestari, 2023 (data diolah)

1.2.2 Produsen Biogas di Indonesia

Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik Biogas di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Astra Agro Lestari	Kalimantan dan Sumatera	66.355
PT. Asian Agri	Riau, Jambi dan Sumatera Utara	110.592
PT. Wilmar International	Sumatera dan Kalimantan	8.294
PT. Musim Mas	Sumatera dan Kalimantan	8.294
PT. Golden Agri-Resources	Sumatera dan Kalimantan	11.592

1.2.3 Kebutuhan Biogas

Kebutuhan akan biogas dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan, hal ini disebabkan oleh pertumbuhan populasi penduduk yang semakin meningkat. Salah satu manfaat biogas yang bisa digunakan oleh masyarakat yaitu sebagai alternatif pengganti LPG untuk memasak dan bahan bakar generator untuk

menghasilkan Listrik. Berdasarkan data dari Direktorat Jenderal Minyak Dan Gas Bumi Kementerian Energi Dan Sumber Daya Mineral, kebutuhan LPG lebih besar dibanding dengan produksi LPG di Indonesia. Melihat data tersebut, untuk mengurangi impor LPG dari luar negeri maka dibangun pabrik biogas untuk memenuhi kebutuhan LPG masyarakat Indonesia.

Proyeksi kebutuhan biogas dapat dicari melalui data konsumsi, produksi, impor dan ekspor LPG. Berdasarkan data dari Statistik Minyak dan Gas Bumi Semester I 2022 Direktorat Jenderal Minyak Dan Gas Bumi Kementerian Energi Dan Sumber Daya Mineral Indonesia memiliki kebutuhan biogas yang dapat dihitung berdasarkan Discounted Method sebagai berikut:

Tabel 1.4 Perhitungan pertumbuhan rata rata untuk Data produksi

Waktu	Data Produksi (Ton/Tahun)	%P
2017	2.006.918	0,0000
2018	2.002.354	-0,0023
2019	1.935.172	-0,0336
2020	1.921.652	-0,0070
2021	1.902.557	-0,0099
Total	9.768.653	-0,0527
i (Rata-rata)	1.953.731	-0,0105

Sumber: (Statistik Minyak dan Gas Bumi Semester I 2021, ESDM)

Tabel 1.5 Perhitungan pertumbuhan rata rata Data Ekspor

Waktu	Data Ekspor (Ton/Tahun)	%P
2017	372	0,0000
2018	434	0,1667
2019	457	0,0530
2020	334	-0,2691

2021	351	0,0509
Total	1.948	0,0014
i (Rata-rata)	390	0,0003

Sumber: (Statistik Minyak dan Gas Bumi Semester I 2021, ESDM)

Tabel 1.6 Perhitungan pertumbuhan rata rata Data Konsumsi

Waktu	Data Konsumsi (Ton/Tahun)	%P
2017	7.200.853	0
2018	7.562.184	0,050179
2019	7.777.990	0,028538
2020	8.023.805	0,031604
2021	8.358.499	0,041713
Total	38.923.331	0,152033
i (Rata-rata)	7.784.666	0,030407

Sumber: (Statistik Minyak dan Gas Bumi Semester I 2021, ESDM)

Tabel 1.7 Perhitungan pertumbuhan rata rata Data Impor

Waktu	Data Impor (Ton/Tahun)	%P
2017	5.461.934	0
2018	5.566.572	0,019158
2019	4.714.695	-0,15303
2020	6.396.962	0,356814
2021	6.336.354	-0,00947
Total	28.476.517	0,21
i (Rata-rata)	5.695.303	0,042692

Sumber: (Statistik Minyak dan Gas Bumi Semester I 2021, ESDM)

Perkiraan impor LPG pada tahun 2026 (m_1) adalah sebagai berikut:

$$m_1 = P (1 + i)^n \dots\dots\dots(1.1)$$

Keterangan:

m_1 = Perkiraan import biogas pada tahun 2026

P = Besar data pada tahun sekarang (ton/tahun)

i = rata-rata pertumbuhan per tahun (%)

n = Selisih tahun (tahun ke-n)

Sehingga:

$$m_1 = 6.336.354 (1 + 0,042)^5$$

$$= 7.286 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan konsumsi LPG pada tahun 2026 (m_5) berdasarkan tabel adalah

$$m_5 = 8.358.499 (1 + 0,030)^5$$

$$= 9.708.931,80 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan Produksi LPG pada tahun 2026 (m_2) berdasarkan tabel adalah

$$m_2 = 1.902.557 (1 + (-0,011))^5$$

$$= 1.804.294,56 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan Ekspor LPG pada tahun 2026 (m_4) berdasarkan tabel adalah

$$m_4 = 351 (1 + 0,0003)^5$$

$$= 351,50 \text{ ton/tahun}$$

Maka, peluang kapasitas produksi biogas pada tahun 2026 (m_3) dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\mathbf{Kapasitas (m_3) = (Ekspor (m_4) + Konsumsi (m_5)) - (Impor (m_1) + produksi (m_2))}$$

Keterangan:

$$m_1 = \text{Nilai Impor tahun 2026 (ton/tahun)} = 7.809.452,86 \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}}\right)$$

$$m_2 = \text{Produksi Pabrik dalam Negeri (ton/tahun)} = 1.804.294,56 \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}}\right)$$

$$m_3 = \text{Kapasitas Pabrik yang akan didirikan pada tahun 2026 } \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right)$$

$$m_4 = \text{Nilai Ekspor Tahun 2026 (ton/tahun)} = 351,50 \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right)$$

$$m_5 = \text{Nilai Konsumsi Tahun 2026 (ton/tahun)} = 9.708.931,80 \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right)$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= (351,50 + 9.708.931,80) - (7.809.452,86 + 1.804.294,56) \\ &= 95.535,88 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas produksi diasumsikan 15% dari nilai peluang kapasitas produksi di Indonesia sehingga:

$$\begin{aligned} m_3 &= 95.535,88 \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) \times 15 \% \\ &= 14.330,38 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \approx 14.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, peluang kapasitas pabrik biogas yang akan didirikan pada tahun 2026 secara *discounted method* adalah 14.000 ton/tahun. Daftar pabrik biogas yang sudah didirikan di Indonesia dapat dilihat pada tabel 1.3 dengan jumlah produksi paling kecil yaitu 8.294 ton/tahun sehingga pendirian pabrik biogas dengan kapasitas 14.000 ton/tahun sudah berada di atas minimum dan tidak sama dengan kapasitas pendirian yang telah ada.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dan menentukan keberhasilan pabrik yang akan didirikan. Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun dalam penentuan

kelangsungan hidupnya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat perlu pertimbangan yang berdasarkan aspek-aspek teknis dan ekonomis.

Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan keuntungan untuk perluasan.

Dalam hal ini ada dua faktor untuk menentukan lokasi pabrik yaitu:

1. Faktor Utama

a. Letak pabrik terhadap sumber bahan baku.

Bahan baku dalam proses pengolahan merupakan faktor yang sangat penting dalam pemilihan lokasi yang tepat. Dilihat dari segi bahan baku maka suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah sumber bahan baku tersebut tersedia sehingga pengadaannya dengan mudah dapat diatasi. Bahan baku pada pembuatan biogas yaitu *Palm Oil Mill Effluent* (POME) pada daerah kecamatan Budong Budong, Kabupaten Mamuju Tengah, Provinsi Sulawesi Barat. Dimana pada daerah tersebut terdapat pabrik kelapa sawit yaitu PT Astra Agro Lestari (AALI) sebagai sumber bahan baku.

b. Pemasaran

Pemasaran adalah faktor yang perlu mendapat perhatian dalam suatu industri, karena berhasil tidaknya masalah pemasaran sangatlah menentukan besarnya penghasilan industri tersebut. Pemasaran biogas akan ditargetkan dengan skala nasional yang nantinya digunakan untuk kebutuhan dalam negeri. Biogas merupakan gas yang bisa dimanfaatkan sebagai bahan bakar generator

penghasil listrik dan bahan bakar boiler pada industri kimia terutama industri kelapa sawit yang menjadi mayoritas di wilayah Provinsi Sulawesi Barat. Pada Provinsi Sulawesi Barat terdapat beberapa perusahaan kelapa sawit yang dapat dijadikan sebagai sasaran pemasaran yaitu PT. Astra Agro Lestari (AALI), PT. Unggul Widya Teknologi Lestari, PT. Primanusa Global Lestari, PT. Surya Lestari II, PT. Trinity, PT. Global, serta PT. Wahana Karya Sejahtera Mandiri (WKSM). Adanya pemasaran seperti itu maka akan mempermudah pendistribusian hasil produksi biogas.

c. Tenaga listrik dan bahan bakar.

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar sehubungan dengan lokasi pabrik, maka diusahakan unit pembangkit tenaga listrik sendiri atau dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Untuk aspek tenaga listrik dan sumber bahan bakar, di lokasi terdapat sebuah bendungan yaitu bendungan budong-budong yang dapat difungsikan sebagai pembangkit listrik tenaga mikrohidro (PLTMH) yang dirancang untuk dapat menyuplai energi listrik sehingga untuk sumber energi listrik di pabrik yang kami rancang dapat bersumber dari bendungan tersebut.

d. Tenaga Kerja

Sebelum menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diadakan peninjauan, karena jangan sampai masalah ini dapat menghambat kerja pabrik. Melihat profesi pekerjaan di kecamatan Budong Budong didominasi oleh perkebunan kelapa sawit serta jarak antar lokasi pabrik dengan tempat tinggal tenaga kerja tidak jauh, hal ini dikarenakan rata-rata penduduk setempat

bermukim di pinggir-pinggir jalan raya serta di tengah tengah perkebunana kelapa sawit.

2. Faktor khusus, meliputi:

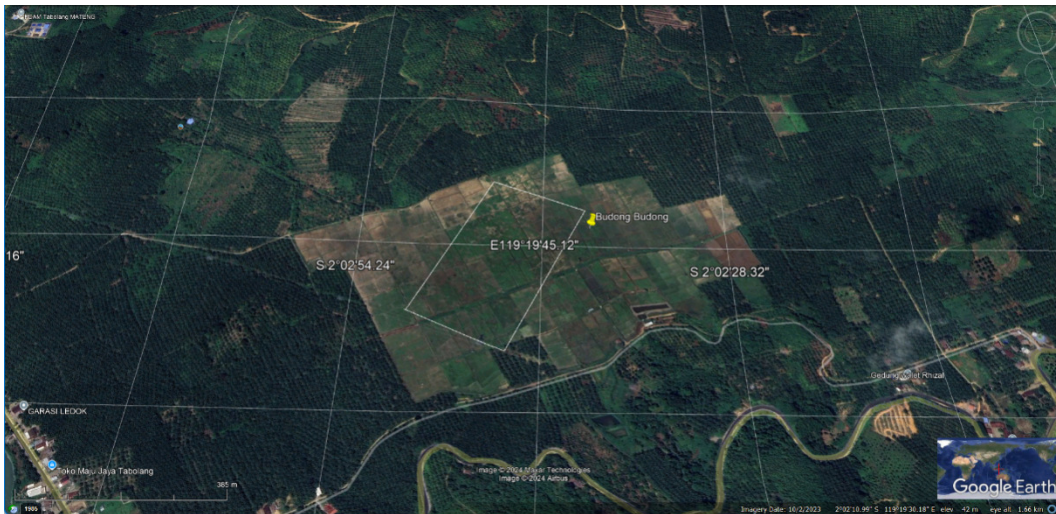
a. Transportasi

Faktor transportasi perlu mendapat perhatian dalam penentuan lokasi yang tepat, baik antara bahan dasar maupun produk-produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik dekat dengan jalan poros Majene-Mamuju serta berjarak 36 km dari Pelabuhan Belang-Belang yang dapat ditempuh dengan perjalanan darat sebagai sumber transportasi pendistribusian produk antar pulau dikarenakan Pelabuhan tersebut menjadi pintu masuk transaksi ekonomi dikawasan Indonesia timur serta Kawasan Indonesia barat seperti pulau jawa dan Sumatera.

b. Sumber Air

Bagi industri gas dalam hal ini Biogas dari POME, air adalah kebutuhan yang sangat mutlak untuk memenuhi kebutuhan proses dan operasi pendinginan, keperluan sanitasi karyawan, pembersihan pabrik, keperluan menjaga kebakaran dan lain-lain. Kebutuhan air dapat diperoleh dari Sungai Budung-Budung karena berjarak dekat dengan lokasi pabrik.

Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut maka pabrik Biogas ini cocok didirikan di Sulawesi Barat.



Gambar 1.1 Peta Lokasi Pembangunan Pabrik

Sumber: (Google Earth, 2024)

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Biogas

Biogas adalah gas yang dihasilkan dari aktivitas fermentasi menggunakan bahan-bahan organik seperti kotoran hewan, kotoran manusia, limbah padat kota, limbah rumah tangga maupun limbah hasil produksi pabrik. Komponen biogas terdiri dari metana, karbon dioksida, nitrogen, hidrogen, hidrogen sulfida dan oksigen. Biogas dapat digunakan sebagai pembangkit energi listrik untuk skala besar dan dapat digunakan dalam skala kecil sebagai pengganti minyak tanah.

Tabel 1.8 Komposisi Gas Biogas

Komponen	%
Metana (CH ₄)	55 – 75
Karbon dioksida (CO ₂)	25 – 45
Nitrogen (N ₂)	0 – 0,3

Hidrogen (H ₂)	1 – 5
Hidrogen sulfida (H ₂ S)	0 – 0,5

Sumber: (Ali Ibman & Akbar M, 2020)

Kandungan yang terdapat dalam biogas dapat mempengaruhi sifat dan kualitas biogas sebagai bahan bakar. Kandungan yang terdapat dalam biogas merupakan hasil dari proses metabolisme mikroorganisme. Biogas yang kandungan metananya lebih dari 45% bersifat mudah terbakar dan merupakan bahan bakar yang cukup baik karena memiliki nilai kalor bakar yang tinggi. Tetapi, jika kandungan CO₂ dalam biogas sebesar 25–50 % maka dapat mengurangi nilai kalor bakar dari biogas tersebut serta dapat menyebabkan korosi (Asam karbon pekat rendah). Sedangkan kandungan H₂S dalam biogas 0 - 0,5 % dapat menyebabkan korosi pada peralatan dan perpipaan dan nitrogen dalam biogas juga dapat mengurangi nilai kalor bakar biogas tersebut serta dapat menyebabkan emisi H₂S dengan pembakaran yang tidak sempurna. H₂ dalam biogas 1 – 5% dapat menyebabkan kerusakan pada peralatan dan sistem yang digunakan serta risiko pembekuan sistem perpipaan. (Doublein, 2008)

Komposisi biogas bervariasi tergantung pada jenis bahan baku yang digunakan, tetapi komposisi utama dalam biogas adalah gas metana dan karbon dioksida. Biogas dihasilkan dari penguraian material organik oleh bakteri pengurai metanogen pada sebuah biodigester secara anaerob. Ada 3 kelompok bakteri yang berperan dalam pembentukan biogas, yakni:

1. Kelompok bakteri fermentatif: *Streptococci*, *Bacteriodes*, dan beberapa jenis *Enterobacteriaceae*;
2. Kelompok bakteri asetogenik: *Desulfovibrio*;

3. Kelompok bakteri metana: *Mathanobacterium*, *Mathanobacillus*,
Methanosarcina, dan *Methanococcus*.

Pemanfaatan biodigester pada umumnya telah dimanfaatkan oleh masyarakat di seluruh dunia selama beberapa tahun lalu dalam skala rumah tangga untuk mengubah limbah peternakan ataupun limbah pertanian yang mereka miliki menjadi bahan bakar karena proses pengoperasian dan pembuatannya yang tergolong mudah. Namun, tidak menutup kemungkinan biodigester dapat dimanfaatkan pada skala yang lebih besar (komunitas). Beberapa keuntungan yang dimiliki oleh biodigester yaitu:

- Penggunaan bahan bakar lain seperti minyak tanah, kayu, dsb oleh rumah tangga dan industri dapat berkurang;
- Hasil samping yang dihasilkan berupa pupuk organik berkualitas tinggi;
- Mengurangi pembuangan sampah/limbah industri ke lingkungan serta bisa menjadi metode pengolahan sampah/limbah yang baik;
- Menjadi investasi yang menguntungkan dalam jangka panjang karena jika ditinjau dari segi ekonomi murah dalam instalasinya.

Selama ini biogas hanya dikenal sebagai bahan bakar untuk keperluan rumah tangga khususnya memasak saja. Padahal biogas juga bisa dimanfaatkan sebagai sumber energi listrik. Kebutuhan biogas akan semakin meningkat dengan konsumsi listrik di Indonesia yang setiap tahunnya terus meningkat karena peningkatan pertumbuhan ekonomi nasional. Oleh karena itu, pendirian pabrik biogas sangat diperlukan untuk memenuhi sebagian besar kebutuhan listrik

industri dan sebagai sumber energi diharapkan dapat membuka lapangan pekerjaan.

1.4.2 *Palm Oil Mill Effluent (POME)*

Palm Oil Mill Effluent (POME) merupakan limbah cair yang dihasilkan oleh Pabrik Minyak Kelapa Sawit (PMKS) berasal dari air kondensat pada proses sterilisasi, proses klarifikasi, proses *hydrocyclone* dan air pencucian. POME mengandung senyawa terlarut termasuk serat-serat pendek, hemiselulosa dan protein, asam organik bebas dan campuran mineral-mineral.



Gambar 1.2 *Palm Oil Mill Effluent (POME)*

Sumber: (Abadisejatindo, 2023)

Limbah cair dari pabrik minyak kelapa sawit ini umumnya memiliki suhu tinggi yakni 70-80°C, berwarna kecoklatan, mengandung padatan terlarut dan tersuspensi berupa koloid dan residu minyak dengan *Biological Oxygen Demand* (BOD) dan *Chemical Oxygen Demand* (COD) yang tinggi. Apabila limbah cair ini langsung dibuang ke perairan dapat mencemari lingkungan, sebagian akan mengendap, terurai secara perlahan, mengkonsumsi oksigen terlarut, menimbulkan kekeruhan, mengeluarkan bau yang tajam dan dapat merusak ekosistem perairan. Sebelum limbah cair ini dapat dibuang ke lingkungan terlebih

dahulu harus diolah agar sesuai dengan baku mutu limbah yang telah ditetapkan.
(Eka, 2014)

Tabel 1.9 Baku Mutu Limbah Industri Minyak Sawit

Parameter	Kadar Paling Tinggi (mg/L)	Beban Pencemaran Paling Tinggi (kg/ton)
BOD	100	0.25
COD	350	0.88
TSS	250	0.63
Minyak dan Lemak	25	0.063
Nitrogen Total	50	0.125
pH	6.0 – 9.0	
Debit limbah paling tinggi	2.5 m ³ / ton produk minyak sawit (CPO)	

Sumber: Peraturan Menteri Lingkungan Hidup No. 5 Tahun 2014

Menurut (Valentiona dkk, 2018) sebuah Pabrik Kelapa Sawit (PKS) rata-rata menghasilkan 25-30% produk utama berupa CPO dan inti sawit/kernel sebesar 5-7%, sementara sisanya yakni sebesar 70-75% adalah residu hasil pengolahan berupa limbah. Limbah kelapa sawit dibagi menjadi 2 yaitu limbah padat dalam bentuk tandan buah kosong, serat buah dan abu bakar yang menghasilkan 10-20% dan limbah cair dalam bentuk POME yang menghasilkan 60-70% (Susilawati & Supijatno, 2015). POME yang memiliki kandungan *Chemical Oxygen Demand* (COD) rata-rata 21.280 mg/l, kandungan *Biochemical Oxygen Demand* (BOD) sebesar 34.730 mg/l, selain itu juga memiliki kandungan minyak dan lemak dengan rata-rata sebanyak 3.075 mg/l serta kandungan *Total Suspended Solid* (TSS) dalam air limbah kelapa sawit sebesar 230-540 mg/l.

1.4.3 Kotoran Sapi

Dalam usaha peternakan, limbah yang dihasilkan antara lain berupa feses, urin, dan sisa pakan yang jika tidak diolah dengan baik dan tepat akan berpotensi menjadi masalah lingkungan. Masalah lingkungan tersebut baik berupa pencemaran udara, air, dan tanah, menjadi sumber penyakit, dapat memacu peningkatan gas metan, dan juga gangguan pada estetika dan kenyamanan. Satu ekor sapi setiap harinya menghasilkan kotoran berkisar 8 - 10 kg per hari atau 2,6 - 3,6 ton per tahun (Mahardika, 2023) . Kotoran sapi dapat digunakan dalam pembuatan biogas karena mengandung bahan organik yang kaya akan senyawa-senyawa seperti karbohidrat, protein, dan lemak. Ketika kotoran sapi mengalami proses dekomposisi atau fermentasi anaerob (tanpa oksigen), mikroorganisme seperti bakteri metanogen akan menguraikan bahan organik tersebut dan menghasilkan gas metana (CH_4) serta karbon dioksida (CO_2). Berikut beberapa kandungan utama kotoran sapi yang memungkinkan penggunaannya sebagai starter:

- 1. Mikroorganisme Anaerob Alami.** Kotoran sapi kaya akan mikroorganisme seperti bakteri metanogen yang bertanggung jawab dalam menguraikan bahan organik secara anaerob (tanpa oksigen) untuk menghasilkan biogas. Mikroorganisme ini berkembang secara alami dalam sistem pencernaan sapi, sehingga langsung tersedia dalam kotorannya.
- 2. Bahan Organik.** Kotoran sapi mengandung senyawa organik seperti karbohidrat, protein, dan lemak yang bisa diuraikan oleh mikroorganisme menjadi senyawa sederhana dan akhirnya menghasilkan gas metana (CH_4)

serta karbon dioksida (CO₂). Bahan organik ini berfungsi sebagai substrat yang menjadi sumber energi bagi mikroorganisme.

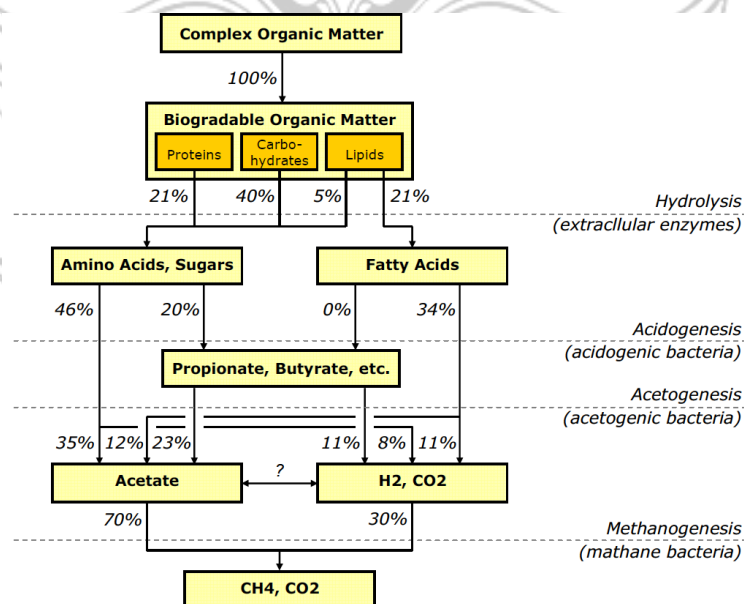
3. **Kandungan Nitrogen.** Kotoran sapi memiliki kandungan nitrogen yang cukup tinggi. Nitrogen ini penting untuk mendukung pertumbuhan dan aktivitas mikroorganisme yang berperan dalam proses fermentasi.
4. **Kandungan Air.** Kotoran sapi biasanya mengandung air dalam jumlah yang cukup, yang sangat penting untuk menjaga kondisi lembab dan mendukung kehidupan mikroorganisme dalam proses anaerob.
5. **pH Netral.** Kotoran sapi cenderung memiliki pH yang netral atau mendekati netral, yang ideal untuk mendukung aktivitas bakteri metanogen. Kondisi pH yang baik sangat penting agar proses fermentasi berlangsung secara optimal.
6. **Mikroflora Pencernaan Sapi.** Di dalam pencernaan sapi, mikroorganisme ini telah berkembang secara alami untuk mengurai bahan organik dalam kondisi anaerob. Ketika kotoran sapi digunakan sebagai starter, mikroflora ini langsung mempercepat pembentukan koloni mikroba yang dibutuhkan dalam digester biogas.

Dengan kandungan-kandungan tersebut, kotoran sapi berfungsi sebagai sumber mikroorganisme yang memulai dan mempercepat proses dekomposisi anaerob, menghasilkan gas metana yang kemudian dimanfaatkan sebagai biogas.

1.4.4 Proses Pembentukan Biogas

Anaerobic digestion (AD) adalah salah satu metode pengolahan limbah cair yang mengandung konsentrasi karbon organik tinggi seperti Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit (LCPKS). Metode ini memiliki keunggulan yaitu hemat

biaya, ramah lingkungan, mengurangi jumlah lumpur dan mampu menghasilkan listrik dari metana (Irvan, Trisakti, & Azka, 2020). Proses digestasi anaerobik mengubahnya dari bentuk tersuspensi menjadi terlarut dan biogas. Proses ini menghasilkan campuran metana dan karbondioksida sebagai sumber energi terbarukan. Digestasi anaerobik dapat dilakukan dengan satu tahap dan dua tahap. Pada proses satu tahap keempat proses yaitu, hidrolisis, asidogenesis, asetogenesis dan metanogenesis dilakukan pada reaktor yang sama. Sedangkan, digesti anaerobik dua tahap keempat prosesnya dilakukan pada reaktor yang berbeda. Proses-proses ini mengubah konstituen POME yang mengandung karbohidrat, asam lemak, dan protein menjadi biogas. Proses penguraian ini terjadi dengan bantuan bakteri anaerobic. Adapun diagram tahapan proses seperti pada Gambar 1.7.

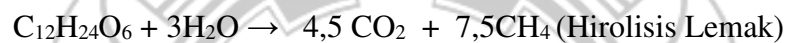
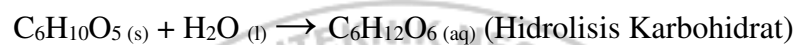


Gambar 1.3 Tahapan Proses Digesti Anaerobik

Sumber: (Doublein, 2008)

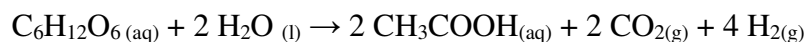
1. Tahap Hidrolisis

Biogas terbentuk diawali dengan proses hidrolisis. Proses hidrolisis merupakan proses konversi senyawa kompleks (seperti lemak, protein dan karbohidrat) menjadi monomer atau senyawa yang lebih sederhana (seperti asam lemak, asam amino dan gula) oleh bakteri dengan bantuan eksoenzim karena senyawa-senyawa kompleks terlalu besar untuk dapat diserap secara langsung. (Susilowati dkk, 2022)



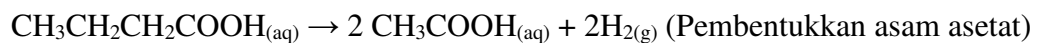
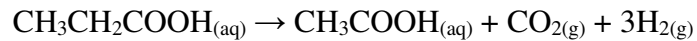
2. Tahap *Asidogenesis*

Asidogenesis merupakan tahapan terusan dari hidrolisis, proses asidogenesis merupakan proses penguraian bahan kompleks organik menjadi monomer organik terlarut yang kemudian diurai menjadi asam-asam organik *volatile* seperti asam asetat (CH₃COOH), hidrogen (H₂), asam propionat, asam butirat, asam laktat, asam valerat, metanol dan karbon dioksida (CO₂) oleh bakteri anaerobic.



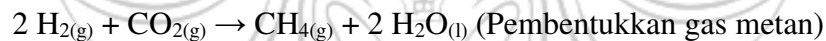
3. Tahap *Asetogenesis*

Asetogenesis yaitu proses reaksi yang menghasilkan asam asetat, karbon dioksida (CO₂) dan hidrogen (H₂). Bakteri yang berperan dalam proses ini adalah bakteri asetogenik seperti *Acetobacterium woodii* dan *Syntrophobacter wolinii*. (Susilowati dkk, 2022)



4. Tahap Metanogenesis,

Metanogenesis yaitu proses pembentukan gas metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂). (Susilowati dkk, 2022). Bakteri yang berperan dalam proses ini *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus*, dan *Methanosarcina*. Tahapan ini mendekarboksilasi asam asetat dan bersamaan dengan hidrogen (H₂), menghasilkan gas metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂).



1.4.5 Faktor-faktor yang Mempengaruhi Produksi Biogas

Berikut ini adalah faktor-faktor yang mempengaruhi produksi biogas:

1. Laju Pembebanan (*Loading Rate*)

Loading rate atau laju pembebanan adalah material organik yang diumpungkan /dimasukkan kedalam digester biogas. Laju pembebanan yang stabil akan membuat proses biologis oleh mikroba pengurai didalam digester menjadi optimal.

2. Konsentrasi Substrat (*Chemical Oxygen Demand*)

Pada saat perencanaan pembuatan digester perlu mengetahui bahan yang akan dimasukkan nantinya memiliki nilai *Chemical Oxygen Demand* (COD). Kandungan COD yang rendah akan membutuhkan volume digester yang besar.

3. Kandungan Asam Lemak Organik (*Volatile Fatty Acid*)

Konsentrasi asam lemak (*Volatile fatty acid*) yang tinggi akan menyebabkan turunnya pH reaktor dan akan membuat terbentuknya asam lemak rantai panjang. Batas konsentrasi asam asetat yang dapat ditoleransi adalah dibawah 10 mg/L; diatas batas tersebut menyebabkan rusaknya sistem biologi.

4. Alkalinitas

Alkalinitas berguna untuk menetralkan/mengimbangi fluktuasi konsentrasi asam didalam reaktor, sehingga fluktuasi pH tidak terlalu besar dan tidak sampai mengakibatkan gangguan pada stabilitas reactor.

5. Derajat Keasaman (pH)

Aktivitas enzimatik bakteri pembentuk asam yang dapat diterima terjadi di atas pH 5,0, namun aktivitas enzimatik bakteri pembentuk metana yang dapat diterima tidak terjadi di bawah pH 6,2. Kebanyakan bakteri anaerob, termasuk bakteri pembentuk metana, bekerja dengan baik pada kisaran pH 6,8 hingga 7,2.

6. Rasio C/N

Rasio C/N merupakan indikator yang penting dalam proses biogas. Rasio C/N adalah perbandingan jumlah atom karbon (C) dibagi dengan atom nitrogen (N). Mikroba yang ada di dalam digester memerlukan karbon dan nitrogen. Pada saat nitrogen berlebihan, mikroba di dalam digester akan terganggu pertumbuhannya.

7. Temperatur

Temperatur/suhu merupakan indikator yang penting dalam merubah zat organik polimer menjadi senyawa yang lebih sederhana. Ada dua interval temperatur yaitu Termofilik (40°–60°C) dan Mesofilik (25°–40°C). Temperatur optimal didalam digester adalah 30°–35°C.

8. Senyawa Racun dan Pengambat

Ada 2 jenis inhibitor/senyawa penghambat yaitu penghambat fisik dan penghambat kimia. Penghambat fisik adalah temperature, sedangkan penghambat kimia antara lain logam berat, antibiotik dan *Volatile Fatty Acid* (VFA). (Taufiq, 2016)

Pengolahan limbah cair secara konvensional banyak dilakukan oleh pabrik karena teknik tersebut cukup sederhana dan biayanya lebih murah. Pengolahan limbah cair dengan menggunakan digester anaerob dilakukan dengan mensubstitusi proses yang terjadi di kolam anaerobik pada sistem konvensional kedalam tangki digester. Tangki digester berfungsi menggantikan kolam anaerobik yang dibantu dengan pemakaian bakteri *mesophilic* dan *thermophilic*. Kedua bakteri ini termasuk bakteri metanogen yang merubah substrat dan menghasilkan gas metan.

Limbah cair mengandung karbohidrat, protein, lemak, dan mineral yang dibutuhkan oleh mikroba. Komposisi limbah perlu diperbaiki dengan penambahan nutrisi seperti unsur P dan N yang diberikan dalam bentuk pupuk TSP dan urea. Jumlah kandungan bahan makanan dalam limbah harus dipertahankan agar bakteri tetap berkembang dengan baik. Jumlah lemak yang terdapat dalam limbah akan mempengaruhi aktifitas perombak limbah karbohidrat dan protein. Selain kontinuitas makanan juga kontak antara makanan dan bakteri perlu berlangsung

dengan baik yang dapat dicapai dengan melakukan agitasi (pengadukan). Agitasi juga berpengaruh terhadap produksi biogas. Pemberian agitasi berpengaruh lebih baik dibandingkan tanpa agitasi dalam peningkatan laju produksi gas. Agitasi substrat akan menjadi homogen, inokulum kontak langsung dengan substrat dan merata, sehingga proses perombakan akan lebih efektif. Agitasi dimaksudkan agar kontak antara limbah cair dan bakteri perombak lebih baik dan menghindari padatan terbang atau mengendap. Agitasi pada 100 rpm dapat meningkatkan produksi biogas.

Selain menghasilkan biogas, pengolahan limbah cair dengan proses digester anaerobik dapat dilakukan pada lahan yang sempit dan memberi keuntungan berupa penurunan jumlah padatan organik, jumlah mikroba pembusuk yang tidak diinginkan, serta kandungan racun dalam limbah. Disamping itu juga membantu peningkatan kualitas pupuk dari *sludge* yang dihasilkan, karena *sludge* yang dihasilkan berbeda dari *sludge* limbah cair biasa yang dilakukan melalui proses konvensional. Kelebihan tersebut adalah:

- a. Penurunan kadar BOD bisa mencapai 80-90 %.
- b. Baunya berkurang sehingga tidak disukai lalat.
- c. Berwarna coklat kehitam-hitaman.
- d. Kualitas *sludge* sebagai pupuk lebih baik, yaitu:
 1. Memperbaiki struktur fisik tanah,
 2. Meningkatkan aerasi, peresapan, retensi, dan kelembaban,
 3. Meningkatkan perkembangbiakan dan perkembangan akar,

4. Meningkatkan kandungan organik tanah, pH, dan kapasitas tukar kation tanah.
5. Meningkatkan populasi mikroflora dan mikrofauna tanah maupun aktivitasnya.



BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a) Palm Oil Mill Effluent (POME)

Air	: 95-96%
Minyak	: 0,6 – 0,7%
Padatan	: 4-5%
pH	: 4,5
Suhu	: 70-80°C
COD	: 63.500 mg/L
BOD	: 35.000 mg/L ²
TSS	: 2.835 mg/L

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

a) FeCl₂ (Besi (II) Klorida)

Berat Molekul	: 126,7 gr/mol
Titik Lebur	: 677 °C
Kelarutan dalam air	: 64,4 gr/100 ml pada 100 °C
Densitas	: 3,16 gr/cm ³
Kemurnian	: 98,5%
Impuritas	: 1,5% H ₂ O

b) NiCl₂·6H₂O (Nikel (II) Klorida)

Berat Molekul	: 129,5 gr/mol
Titik Lebur	: 1.001 °C
Kelarutan dalam air	: 87,6 gr/100 ml pada 100 °C
Densitas	: 3,55 gr/cm ³

c) CoCl₂·6H₂O (Kobalt (II) Klorida)

Berat Molekul	: 129,8 gr/mol
Titik Lebur	: 726 °C
Kelarutan dalam air	: 52,9 gr/100 ml pada 100 °C
Densitas	: 3,35 gr/cm ³
Titik Didih	: 1.049 °C
Impuritas	: 1,5% H ₂ O

d) NH₄HCO₃ (Amonium Bikarbonat)

Berat Molekul	: 79,05 gr/mol
Titik Lebur	: 58 °C
Kelarutan dalam air	: 100 gr/100 ml pada 100 °C
Densitas	: 1,50 gr/cm ³

e) NaOH (Natrium Hidroksida)

Densitas	: 2,13 gr/cm
Titik Leleh	: 323 °C
Titik Didih	: 1388 °C
Tingkat kelarutan dalam air	: 418 gr/L (0 °C)
Berat molekul	: 39,9 gr/mol

Tekanan Uap : <2,4 kPa (suhu 20 °C)

f) MEA (Monoetanolamine)

Berat Molekul : 61.08 gr/mol

Densitas : 1,01 gr/cm³

Titik Didih : 170 °C

Titik Leleh : 10,3 °C

Tekanan Uap : 64 Pa (suhu 20 °C)

2.1.3 Spesifikasi Produk

a) Gas Metana (CH₄)

Metana adalah hidrokarbon paling sederhana yang berbentuk gas dengan rumus kimia CH₄. Metana murni tidak berbau, tapi jika digunakan untuk keperluan komersial, biasanya ditambahkan sedikit bau belerang untuk mendeteksi kebocoran yang mungkin terjadi. Sebagai komponen utama gas alam, metana adalah sumber bahan bakar utama.

Berat Molekul : 16,04 gr/mol

Titik Didih : 111 K

Titik Leleh : 86 K

Temperatur Kritis : 190,6 K

Tekanan Kritis : 45,4 Bar

Volume Kritis : 99,0 K

Kompresibilitas Kritis : 0,288 K

b) Karbon Dioksida (CO₂)

Berat Molekul	: 44,01 gr/mol
Titik Didih	: 194,65 K
Titik Leleh	: 216,55 K pada 5,2 atm
Temperatur Kritis	: 31°C
Tekanan Kritis	: 73,825 bar
Densitas Kritis	: 464 kg/m ³

c) Nitrogen (N₂)

Berat molekul	: 28,015 gr/mol
Titik didih	: 77,4 K
Titik leleh	: 63,2 K
Temperatur kritis	: 126,2 K
Tekanan kritis	: 33,5 K (33,9 bar)
Volume kritis	: 89,5 K (0,0108 m ³ /mol)
Kompresibilitas kritis	: 0,290 Ks

d) Hidrogen (H₂)

Berat molekul	: 2,016 gr/mol
Titik didih	: 15,45 K
Titik leleh	: 14,05 K
Warna	: tidak berwarna
Density	: 1,363 gr/L

e) Hidrogen Sulfida (H₂S)

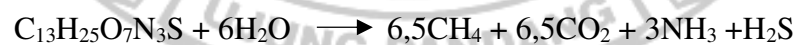
Berat molekul	: 34,08 gr/mol
---------------	----------------

Titik didih	: 213,15 K
Titik leleh	: 190,25 K
Temperatur Kritis	: 99,95°C
Tekanan kritis	: 90 atm
Densitas kritis	: 347,28 kg/m ³

2.2 Tinjauan Termodinamika

Secara umum tinjauan termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat reaksi (Eksotermis/emdotermis) dan arah reaksi (Reversible/Irreversible). Untuk menentukan reaksi, eksotermis atau endotermis, panas reaksi dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f^0) pada $P = 1$ atm dan $T = 25^\circ\text{C}$.

Proses pembuatan biogas adalah proses fermentasi anaerobic dengan bahan baku limbah cair Pabrik Kelapa Sawit yang difermentasikan dalam reactor pada kondisi anaerob suhu 35°C , tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi dalam pembentukan biogas yaitu:



(Doublein, 2008)

2.2.1 Panas Reaksi (ΔH_r)

Suatu reaksi kimia dapat dikatakan sebagai reaksi eksotermis atau endotermis dengan perhitungan panas pembentukan reaksi standar (ΔH_r). Jika nilai ΔH_r bernilai positif maka reaksi tersebut bersifat endotermis. Namun, jika ΔH_r bernilai negatif maka reaksi tersebut bersifat eksotermis. Pada proses

pebuatan biogas terjadi reaksi pembentukan. Perhitungan ΔH_r dilakukan pada P= 1 atm dan T = 25°C.

$$\Delta H_6^{\circ} = \Delta H_f P_{6\text{oduk}} - \Delta H_f_{6\text{eaktan}}$$

Tabel 2.1 Harga ΔH_f° (kJ/mol) Komponen

Komponen	ΔH_f° , KJ/mol
CH ₄	-74,85
CO ₂	-393,5
NH ₃	-45,900
H ₂ S	-20,600
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	-1.412,090
H ₂ O	-241,800

Sumber: (Perry, 1997)

Proses pembentukan biogas terjadi proses berikut:



$$\Delta H_6^{\circ} = \Delta H_f P_{6\text{oduk}} - \Delta H_f_{6\text{eaktan}}$$

$$\Delta H_6^{\circ} = (6,5\Delta H_f^{\circ} CH_4 + 6,5\Delta H_f^{\circ} CO_2 + 3\Delta H_f^{\circ} NH_3 + \Delta H_f^{\circ} H_2S) - (\Delta H_f^{\circ} C_{13}H_{25}O_7N_3S + 6\Delta H_f^{\circ} H_2O)$$

$$\Delta H_6^{\circ} = (6,5(-74,85 \text{ kJ/mol}) + 6,5(-393,5 \text{ kJ/mol}) + 3(-45,900 \text{ kJ/mol}) + -20,600 \text{ kJ/mol}) - ((-1.412,090 \text{ kJ/mol}) + 6(-241,800 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H_6^{\circ} = -393,685 \text{ kJ/mol.}$$

Karena harga ΔH_6° negatif, maka reaksi bersifat eksotermis atau menghasilkan panas.

2.2.2 Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Penentuan energi bebas gibbs suatu reaksi dilakukan untuk mengetahui spontanitas suatu proses reaksinya. Apabila hasil perhitungan ΔG° bernilai positif

maka reaksi tersebut berlangsung secara tidak spontan. Namun apabila hasil perhitungan ΔG° bernilai negatif maka reaksi tersebut berlangsung secara spontan. Pada proses pembuatan biogas terjadi reaksi pembentukan. Perhitungan ΔG° dilakukan pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 25^\circ\text{C}$.

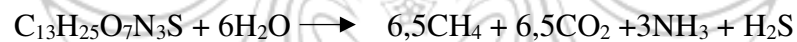
$$\Delta G_6^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ Produk} - \Delta G_f^\circ \text{ Reaktan}$$

Tabel 2.2 Harga ΔG_f° (kJ/mol) Komponen

Komponen	ΔG_f° , kJ/mol
CH ₄	-50,490
CO ₂	-394,370
NH ₃	-45,898
H ₂ S	-33,440
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	-50,490
H ₂ O	-228,590

Sumber: Perry, 1997

Proses pembentukan biogas terjadi proses berikut:



$$\Delta G_6^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ Produk} - \Delta G_f^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\Delta G_6^\circ = (6,5\Delta G_f^\circ \text{ CH}_4 + 6,5\Delta G_f^\circ \text{ CO}_2 + 3\Delta G_f^\circ \text{ NH}_3 + \Delta G_f^\circ \text{ H}_2\text{S}) - (\Delta G_f^\circ \text{ C}_{13}\text{H}_{25}\text{O}_7\text{N}_3\text{S} + 6\Delta G_f^\circ \text{ H}_2\text{O})$$

$$\Delta G_6^\circ = (6,5(-50,490 \text{ kJ/mol}) + 6,5(-394,370 \text{ kJ/mol}) + 3(-45,898 \text{ kJ/mol})$$

$$+ (-33,440) - ((-50,490 \text{ kJ/mol}) + (6(-228,590 \text{ kJ/mol})))$$

$$\Delta G_6^\circ = -8,14 \times 10^2 \text{ kJ/mol.}$$

$$\Delta G_6^\circ = -8,14 \times 10^5 \text{ J/mol}$$

Karena harga ΔG_6° negatif, maka reaksi berlangsung secara spontan.

2.2.3 Konstanta Keseimbangan Energi

Perhitungan harga konstanta keseimbangan (K) dapat ditinjau dari rumus sebagai berikut:

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = \frac{-\Delta H_{ro}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$K_2 = K_1 \exp \frac{\Delta H_{ro}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dimana:

K₁ = Konstanta keseimbangan pada 298 K

K₂ = konstanta keseimbangan pada suhu operasi

T₁ = Suhu standar (25°C = 298 K)

T₂ = Suhu Operasi (35°C = 308 K)

R = Tetapan Gas Ideal = 8,314 J/mol.K

ΔH_{60}^o = panas reaksi standar pada 298 K

Dari persamaan di atas dapat dihitung konstanta keseimbangan pada T_{Referensi} = 298 K adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= \frac{\Delta G_{fo}}{RT} \\ &= \frac{8,14 \times 10^5 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 298 \text{ K}} = 328,386 \end{aligned}$$

$$K_1 = 4,1227E + 142$$

$$K_2 = K_1 \exp \frac{\Delta H_{ro}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$K_2 = 4,1227E + 142 \exp \left[\frac{393,685 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}} \left(\frac{1}{308 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right) \right]$$

$$K_2 = 4,8079E + 140$$

Karena harga konstanta kesetimbangan $K > 1$, maka reaksi berlangsung searah, yaitu ke kanan (*irreversible*).

2.3 Langkah Proses

2.3.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku dalam pembuatan biogas adalah *Palm Oil Mill Effluent* (POME) yang diperoleh dari limbah industri kelapa sawit (PKS) yang ditampung dalam Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01). Selain itu perlu dilakukan persiapan bahan tambahan berupa Kotoran sapi dan air yang dilakukan pada tangki mikroorganisme (T-02) dengan perbandingan air dan kotoran sapi yaitu 1:1.

2.3.2 Proses Fermentasi Anaerobik

Biogas dihasilkan dari proses fermentasi biomassa oleh mikroorganisme anaerob. Biogas adalah campuran beberapa gas, tergolong bahan bakar gas yang merupakan hasil fermentasi dari bahan organik dalam kondisi anaerob, dan gas yang dominan adalah gas metan (CH_4) dan gas karbondioksida (CO_2). Secara kimia, reaksi yang terjadi pada pembuatan biogas cukup panjang dan rumit, meliputi tahap hidrolisis, tahap pengasaman dan tahap metanogenik. Reaksi pembentukan biogas dilakukan dalam fermentor tipe *anaerobic fermentor* pada kondisi suhu $35\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm.

Pada Reaktor 1 (R-01) dilakukan tahap fermentasi hidrolisis, asidogenesis dan asetogenesis yang ditambahkan starter berupa kotoran sapi yang berfungsi sebagai pengaktifan bakteri-bakteri pengurai dan beroperasi pada kisaran pH 5,2-

5,8. Pada Reaktor 2 (R-02) dilakukan tahap fermentasi metanogenesis yang dibantu oleh bakteri *Methanococcus sp.* yang beroperasi pada kisaran pH 7,0 - 7,5. Pada fermentor 2 perlu dilakukan pemantauan pH dan penambahan larutan NaOH secara berkala selama terjadinya reaksi agar kondisi pH stabil. Hal ini dikarenakan pertumbuhan bakteri *Methanococcus sp.* optimal pada suhu 7,0 - 7,5.

POME yang dialirkan menuju Reaktor 1 (R-01) , diikuti dengan penambahan starter berupa kotoran sapi serta penambahan nutrisi (FeCl_2 , $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, dan NH_4HCO_3), Kemudian proses fermentasi dilanjutkan dalam digester Reaktor 2 (R-02), dengan dilakukan penstabilan pH menjadi 7 (netral) menggunakan larutan NaOH serta dilakukan penambahan nutrisi dan bakteri *Metanococcus sp.* Proses fermentasi dilakukan dalam kondisi mesofilik (35°C) dan dijaga kestabilan suhunya menggunakan jaket pendingin pada fermentor. Reaksi fermentasi memberikan presentase konversi reaksi yang berbeda di tiap tahapannya. Proses fermentasi dilakukan selama 4 hari pada masing-masing fermentor.

Setelah proses fermentasi biogas selesai dilakukan produk residu sisa fermentasi akan ditampung dalam tangki slurry (T-03) untuk dilakukan pendegradasian bahan organik lebih lanjut pada unit produksi pupuk cair.

2.3.3 Proses Pemurnian Biogas

Biogas yang tersimpan dalam Tangki penampungan gas sementara (T-04) memiliki kandungan *impurities* seperti CO_2 , dan sejumlah kecil hidrogen sulfida (H_2S). *Impurities* harus dihilangkan untuk meningkatkan kemurnian biogas

terutama pada karbon dioksida (CO_2), yang menyebabkan penurunan nilai kalor pembakaran gas metana (CH_4). Proses pemurnian ini menggunakan *chemical absorption* dengan *monoethanolamine* (MEA) sebagai pelarutnya.

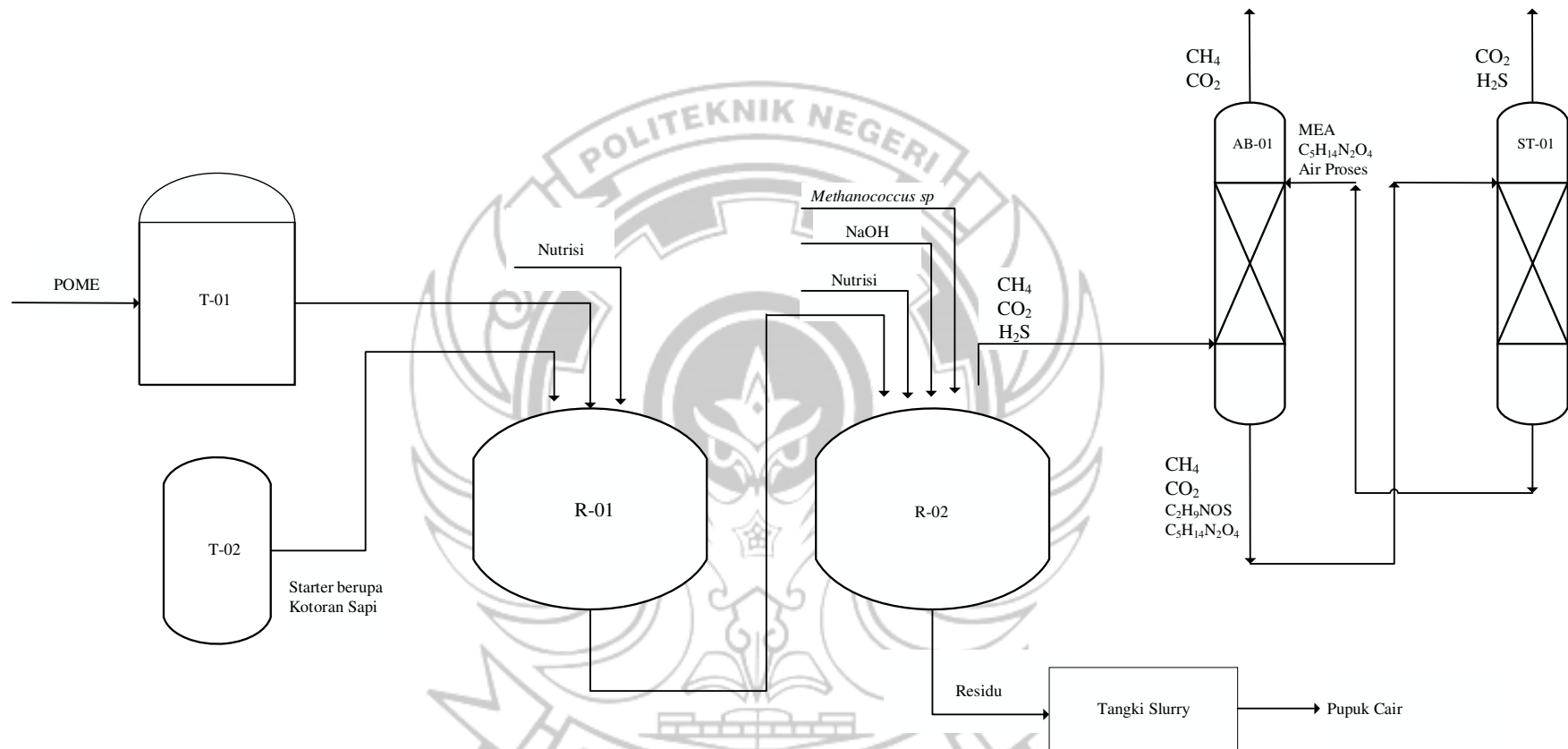
Biogas diumpankan ke kolom Absorber (AB-01) dari bawah kolom, sedangkan pelarut *lean amine* (MEA) diumpankan dari atas kolom, untuk memungkinkan gas asam mengalir ke atas dalam arah aliran berlawanan dengan arah pelarut *lean amine* (MEA) dan saling berkontak. Produk atas Absorber berupa biogas yang memiliki kemurnian metana (CH_4) $> 90\%$ di alirkan pada Tangki Biogas (T-05) sebagai tempat penyimpanan sebelum di distribusikan. *Rich amine* di bagian bawah kolom Absorber dilakukan proses *recycle* dengan cara dipanaskan terlebih dahulu di *Heater* (H-01) hingga mencapai 90°C sebelum diumpankan ke kolom *Stripper* (ST-01). Pada kolom *stripper*, CO_2 yang ada di dalam campuran larutan dilucuti (*di-stripping*) dan larutan MEA keluar *bottom stripper* kemudian didinginkan sampai suhu 40°C pada *Cooler I* (C-01) sebelum ditampung sementara pada Tangki Pengencer Larutan MEA (TP-01). Pada tangki pengencer larutan MEA diencerkan dengan menggunakan air sampai konsentrasi larutan menjadi 25% sebelum digunakan kembali sebagai penyerap pada *Absorber* (AB-01). Sedangkan produk biogas yang sudah dipisahkan kandungan CO_2 dan H_2S keluar dari puncak *Absorber* (AB-01) yang kemudian di tampung dalam tangki Biogas (T-05).

Diagram alir kualitatif proses pembuatan biogas dari Palm Oil Mill Effluent (POME) dapat dilihat pada gambar halaman selanjutnya.

2.4 Diagram Alir (Flowsheet)

2.4.1 Diagram Alir Kualitatif





Gambar 2.1 Diagram Alir Proses

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 14.000 ton/tahun

Basis Perhitungan (Bahan Baku) = 100 kg/jam

Jumlah hari operasi = 330 hari

Jumlah jam operasi = 24 jam

Rate Poduksi = $\frac{14.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
= 1767,676 kg/jam

Biogas yang diperoleh = 6,91 kg/jam

Berdasarkan basis 100 kg/jam diperoleh faktor pengali sebesar 255,97.

1. Tangki Penampungan

Tabel 3. 1 Neraca Massa Tangki Penampungan

Komposisi	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F1	F2	F1	F2
Karbohidrat	7.503,94		7503,94	
Protein	3.235,66		3235,66	
Lemak	2.591,07		2591,07	
H ₂ SO ₄	5,43		5,43	
N ₂	6697,18		6697,18	
K	1228,03		1228,03	
Na	12,94		12,94	
Ca	227,38		227,38	
Mg	125,62		125,62	
P	1980,22		1980,22	
H ₂ O	1771,24		1771,24	
Total	25.378,73		25.378,73	

2. Tangki Mikroorganisme

Tabel 3. 2 Neraca Massa Tangki Mikroorganisme

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F _{3a}	F _{3b}	F ₃
Kotoran Sapi	1.268,937	-	-
Air	-	1.268,937	-
Starter	-	-	2.537,87
Sub Total	2.537,87		2.537,87
Total	2.537,87		2.537,87

3. Fermentor I

Tabel 3. 3 Neraca Massa Fermentor I

Komposisi	Input (kg)			Output (kg)
	F ₂	F ₃	F ₄	F ₅
H ₂ SO ₄	5,435	-	-	5,435
N ₂	6.697,184	-	-	6.697,184
K	1.228,029	-	-	1.228,029
Na	12,943	-	-	12,943
Ca	227,384	-	-	227,384
Mg	125,620	-	-	125,620
P	1.980,225	-	-	1.980,225
H ₂ O	1.771,244	-	-	439,841
C ₆ H ₁₀ O ₅	7.503,942	-	-	4.505,024
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	3.235,661	-	-	2.561,727
CO ₂	-	-	-	2.663,820
CH ₄	-	-	-	498,770
NH ₃	-	-	-	88,870
H ₂ S	-	-	-	62,950
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	2.591,067	-	-	1.917,389
H ₂	-	-	-	196,966
CH ₃ COOH	-	-	-	2.221,421
Starter	-	2.537,873	-	2.537,873
Nutrisi	-	-	1,407	1,407
Sub Total	25.378,732	2.537,873	1,407	27.972,878
Total	27.972,878			27.972,878

4. Fermentor II

Tabel 3. 4 Neraca Massa Fermentor II

Komposisi	Input (kg)				Output (Kg)	
	F5	F6	F7	F8	F9	F10
H2SO4	5,435	-	-	-	0,000	-
N2	6.697,184	-	-	-	6.697,184	-
K	1.228,029	-	-	-	1.228,029	-
Na	12,943	-	-	-	12,943	-
Ca	227,384	-	-	-	227,384	-
Mg	125,620	-	-	-	125,620	-
P	1.980,225	-	-	-	1.980,225	-
H2O	439,841	-	-	-	573,219	-
C6H10O5	4.505,024	-	-	-	4.505,024	-
C13H25O7N3S	2.561,727	-	-	-	2.561,727	-
CO2	2.663,820	-	-	-	-	3.594,701
CH4	498,770	-	-	-	-	1.692,511
NH3	88,870	-	-	-	88,870	-
H2S	62,950	-	-	-	-	62,950
C12H24O6	1.917,389	-	-	-	1.917,389	-
H2	196,966	-	-	-	70,028	-
CH3COOH	2.221,421	-	-	-	-	-
Starter	2.537,873	-	-	-	2.537,873	-
Nutrisi	1,407	-	-	1,551	2,959	-
<i>Methanococcus</i>	-	998,238	-	-	998,238	-
<i>Sp</i>	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	4,436	-	-	-
Na2SO4	-	-	-	-	7,875	-
Sub Total	27.972,882	998,238	4,436	1,551	23.626,945	5.350,163
Total		28.977,108			28.977,108	

5. Gas Holder

Tabel 3. 5 Neraca Massa Gas Holder

Komponen	Input (Kg)	Output (Kg)
	F10	F11
CH4	1.692,511	1.692,511
CO2	3.594,701	3.594,701
H2S	62,950	62,950
Total	5.350,16	5.350,16

6. Tangki Slurry

Tabel 3. 6 Neraca Massa Tangki Slurry

Komponen	Input (Kg)	Output (Kg)
	F9	
N2	6.697,18	6.697,18
K	1.228,03	1.228,03
Na	12,94	12,94
Ca	227,38	227,38
Mg	125,62	125,62
P	1.980,22	1.980,22
H2O	573,22	573,22
C6H10O5	4.505,02	4.505,02
C13H25O7N3S	2.561,73	2.561,73
C12H24O6	1.917,39	1.917,39
Starter	2.537,87	2.537,87
H2	70,03	70,03
Nutrisi	2,96	2,96
Methanococcus Sp	998,24	998,24
Na2SO4	7,87	7,87
NH3	88,87	88,87
Total	23.534,59	23.534,59

7. Absorber

Tabel 3. 7 Neraca Massa Absorber

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	F11	F12	F13	F14
CH ₄	1.692,511	-	1.692,511	-
CO ₂	3.594,701	-	8,987	-
H ₂ S	62,950	-	-	-
MEA	-	10.065,808	-	-
C ₂ H ₉ NOS	-	-	-	175,772
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	-	-	-	13.539,515
Sub Total	5.350,148	10.065,808	1.701,498	13.715,287
Total	15.416,785		15.416,785	

8. Stripper

Tabel 3. 8 Neraca Massa Stripper

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	F14	F15	F15	F16
C ₂ H ₉ NOS	175,77	-	-	-
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	13.539,51	33,85	-	-
MEA	-	10.040,93	-	-
CO ₂	-	-	-	3.576,75
H ₂ S	-	-	-	62,95
Sub Total	13.715,287	10.074,77	10.074,77	3.639,70
Total	13.714,474		13.714,474	

9. Tangki Pengenceran MEA

Tabel 3. 9 Neraca Massa Tangki Pengenceran MEA

Komponen	Input (Kg)		Output (kg)	
	F15	F17	F17	F18
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	33,85	-	-	33,85
MEA	10.040,93	-	-	34139,14589
Air Proses	-	24.098,22	-	-
Sub Total	10.074,77	24.098,22	24.098,22	34.172,99
Total	34.172,99		34.172,99	

10. Tangki Penampungan Biogas

Tabel 3. 10 Neraca Massa Tangki Penampungan Biogas

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	F13	
CH4	1.692,511	1.692,511
CO2	8,987	8,987
Total	1.701,498	1.701,498



BAB IV NERACA PANAS

1. Tangki Fermentor 1

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 1 Neraca Panas Tangki Fermentor 1

Input		Output	
Q ₂	3.109.573,53	Q ₅	4.191.143,35
Q ₃	82.615,41		
Q ₄	37,43	Q pendingin	2.792.915,19
Q reaksi	3.791.832,17		
Total Input	6.984.058,54	Total Output	6.984.058,54

2. Tangki Fermentor 2

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 2 Neraca Panas Tangki Fermentor 2

Input		Output	
Q ₅	65.614,84	Q ₁₀	84.431,33
Q ₆	4.583.973,27		
Q ₇	15.782,93	Q ₁₁	4.555.395,19
Q ₈	96,69		

Q_9	41,26	Q pendingin	4.565.742,75
Q reaksi	4.540.060,28		
Total Input	9.205.569,27	Total Output	9.205.569,27

3. Tangki Slurry

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 35^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 3 Neraca Panas Tangki Slurry

Input		Output	
Q_{10}	2.952.556,30	Q_{10}	2.952.556,30
Total Input	2.952.556,30	Total Output	2.952.556,30

4. Gas Holder

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 35^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 4 Neraca Panas Tangki Penyimpanan Gas Sementara

Input		Output	
Q_{11}	70.821,18	Q_{12}	70.821,18
Total Input	70.821,18	Total Output	70.821,18

5. Absorber

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 5 Neraca Panas Absorber

Input		Output	
Q ₁₂	70.188,14	Q ₁₄	38.198,98
Q ₁₃	325.894,90	Q ₁₅	401.692,68
Heat absorber	111.351,31	ΔH reaksi	67.542,68
Total	507.434,35	Total	507.434,35

6. Heater

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 60^{\circ}\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 96^{\circ}\text{C} = 369,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 6 Neraca Panas Heater

Input		Output	
Komponen	Q (kJ)	Komponen	Q (kJ)
Q ₁₆	1.405.924,39	Q ₁₇	401.692,68
Q ₁₈	1.150.793,45	Q ₁₉	2.371.450,57
Q _{in}	281.237,30	Q _{out}	64.811,89
Total Input	2.837.955,14	Total Output	2.837.955,14

7. Stripper

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in MEA}} = 96^{\circ}\text{C} = 369,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out gas}} = 108^{\circ}\text{C} = 381,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out MEA}} = 123^{\circ}\text{C} = 396,15 \text{ K}$$

Tabel 4. 7 Neraca Panas Stripper

Input		Output	
Komponen	Q (KJ)	Komponen	Q (KJ)
Q ₂₃	2.852.018,05	Q ₂₄	1.389.015,50
		Q ₂₇	2.795.062,31
Q ₂₆	1.381.296,4	ΔH reaksi	-19.828,20
		Q loss	69.064,81929
Total Input	4.233.314,43	Total Output	4.233.314,43



BAB V SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki penyimpanan Bahan Baku (T-01)

Kode	=	T-01
Fungsi	=	Tempat penyimpanan kebutuhan POME
Jenis	=	Silinder tegak dengan alas datar dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-285 Grade C
Volume Tangki	=	268,617 m ³
Diameter Tangki	=	5,956 m
Tinggi Tangki	=	6,733 m
Tebal Shell	=	0,340 in
Jumlah	=	4 Unit

2. Pompa Tangki Penyimpanan Bahan Baku (P-01)

Kode	=	P-01
Fungsi	=	Mengalirkan POME dari tangki penyimpanan (T-01) ke Cooler
Tipe	=	<i>Centrifugas Pump</i>
Jumlah	=	4 Unit
Laju Alir (kg/jam)	=	25.378,73 kg/jam
NPS	=	4 in
ID (in)	=	4,067 in

OD (in)	=	4,5 in
Jenis Pompa	=	Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	=	Radial-Vene Vield
Daya (HP)	=	2,7811 HP

3. Pompa Cooler (P-02)

Kode	=	P-02
Fungsi	=	Mengalirkan POME dari Cooler ke Fermentor 1
Tipe	=	<i>Centrifugas Pump</i>
Jumlah	=	1
Laju Alir (kg/jam)	=	25.378,73 kg/jam
NPS	=	4 in
ID (in)	=	4,026 in
OD (in)	=	4,5 in
Jenis Pompa	=	Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	=	Radial-Vene Vield
Daya (HP)	=	0,45 HP

4. Tangki Starter (T-02)

Kode	=	T-02
Fungsi	=	Sebagai tempat pertumbuhan bakteri
Bentuk	=	Silinder tegak dengan alat dan tutup
Bahan Konstruksi	=	Cabon stell SA-283 Grade C

Tinggi = 6,781 m
Diameter = 3,327 m
Tebal Shell = 1,521 in

5. Pompa Tangki Starter (P-03)

Kode = P-03
Fungsi = Mengalirkan starter dari tangki starter ke Reaktor 1
(R-01)
Tipe = Centrifugal Pump
Jumlah = 1
Laju Alir (kg/jam) = 2.537,87 kg/jam
NPS = 1 in
ID (in) = 1,049 in
OD (in) = 1,31 in
Jenis Pompa = Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller = Radial-Vene Vield
Daya (HP) = 0,35 HP

6. Reaktor I (R-01)

Kode : R-01
Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis, reaksi asetogenesis, dan asidogenesis
Tipe : Vertikal Plug Flow Reaktor (PFR)
Jumlah : 4 Unit
Tinggi : 9,5 m
Diameter : 4,7 m
Tinggi Jaket Pendingin : 6,03 m

Diameter Jaket Pendingin : 5,033 m

7. Pompa Reaktor I (P-04)

Kode = P-04

Fungsi = Mengalirkan larutan dari Reaktor I ke Reaktor II (R-01)

Tipe = Centrifugal Pump

Jumlah = 4 Unit

Laju Alir (kg/jam) = 27.972,87 kg/jam

Jumlah = 4 Unit

NPS = 4 in

ID (in) = 4,026 in

OD (in) = 4,5 in

Jenis Pompa = Pompa Sentrifugal

Jenis Impeller = Radial-Vene Vield

8. Reaktor II (R-02)

Kode = R-02

Fungsi = Tempat berlangsungnya reaksi metanogenesis

Tipe = Vertikal Plug Flow Reaktor (PFR)

Jumlah = 4 Unit

Tinggi = 10,621 m

Diameter = 5,31 m

Tinggi Jaket Pendingin = 6,715 m
Diameter Jaket = 5,57 m
Pendingin

9. Pompa Reaktor II (P-05)

Kode = P-05
Fungsi = Mengalirkan slurry dari reaktor II ke tangki penampungan *slurry*
Tipe = Centrifugal Pump
Jumlah = 4 Unit
Laju Alir (kg/jam) = 28.977,107 kg/jam
NPS = 4 in
ID (in) = 4,026 in
OD (in) = 4,5 in
Jenis Pompa = Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller = Radial-Vene Vield
Daya (HP) = 0,71 HP

10. Tangki Penampungan *Slurry* (T-03)

Kode = T-03
Fungsi = Sebagai tempat penampungan slurry yang keluar dari Reaktor II
Tipe = Silinder Vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah dishead

Tinggi = 4,793 m
Diameter = 2,216 m
Tebal = 0,126 in

11. Tangki Penampungan Gas Sementara (T-04)

Kode = T-04
Fungsi = Menampung gas sementara sebelum dialirkan ke dalam tangki absorber
Tipe = Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal
Bahan = Plate Stell SA-167, Tipe 304
Tinggi = 6,091 m
Diameter = 4,064 m
Tebal = 0,05 in

12. Absorber (AB-01)

Kode = AB-01
Fungsi = Mengurangi kandungan CO₂ dan H₂S pada Biogas
Tipe = Silinder tegak dengan atap berbentuk *flanged torispherical head with butt welded*. Dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger
Bahan = Carbon stell SA-201 Grade A
Tinggi = 1,947 m
Diameter = 0,3703 m

13. Pompa Bottom Absorber (P-06)

Kode	=	P-06
Fungsi	=	Mengalirkan larutan keluar dari Bottom Absorber (AB-01) ke kolom Stripper (ST-01)
Tipe	=	Centrifugal Pump
Jumlah	=	1
Laju Alir (kg/jam)	=	13.715,28 kg/jam
NPS	=	4 in
ID (in)	=	4,026 in
OD (in)	=	4,5 in
Jenis Pompa	=	Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	=	Radial-Vene Vield
Daya (HP)	=	0,71 HP

14. Heater (H-01)

Kode	=	H-01
Fungsi	=	Menaikkan suhu larutan keluar dari Bottom Absorber (AB-01)
Tipe	=	<i>Double Pipe</i> Ukuran Anulus
Diameter dalam (ID)	=	0,33 ft
Diameter Luar (OD)	=	0,37 ft Ukuran Inner pipe

Diameter Dalam (ID) = 0,25 ft
 Diameter Luar (OD) = 0,291 ft
 Jumlah hairpin = 4 buah

15. Stripper (S-01)

Kode = ST-01
 Fungsi = Meregenerasi larutan MEA agar dapat digunakan kembali di absorber
 Tipe = Silinder tegak dengan atap berbentuk *flanged torispherical head with butt welded*, dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger
 Bahan = Carbon stell SA-201 Grade A
 Tinggi = 17,59 m
 Diameter = 2,00 m

16. Cooler (C-01)

Kode = C-01
 Fungsi = Mendinginkan POME yang keluar dari tangki penampungan (T-01) sebelum masuk ke Reaktor 1 (R-01)
 Tipe = *Double Pipe Heat Excanger*
 Bahan Kontruksi = Carbon Steel SA-285 Grade C

Ukuran Anulus

ID = 0,31 ft

OD = 0,37 ft

NPS = 4 in

Ukuran Inner pipe

ID = 0,241 ft

OD = 0,291 ft

NPS = 3 in

Panjang Hairpin = 20 ft

Jumlah hairpin = 2 buah

Luas area hairpin = 87 ft²

Presssure drop a = 0,44 psi

Pressure drop b = 0,38 psi

17. Tangki Pengenceran MEA

Kode = TP-01

Fungsi = Menampung sementara dan mengencerkan larutan MEA keluar dari *bottom stripper* (ST-01) sebelum dialirkan ke kolom absorber (AB-01)

Jenis = Silinder vertical dengan tutup atas dan bawah dishead

Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-212 Grade B

Volume Tangki = 54,97 m³

Diameter Tangki = 2,73 m

Tinggi Tangki = 4,803 m

Tebal Shell = 0,59 cm

Jumlah = 1 Unit

18. Tangki Biogas (T-05)

Kode = T-05

Fungsi = Menampung sementara produk biogas untuk satu bulan produksi

Tipe = Tangki berbentuk bola (Spherical Tank)

Volume Tangki (V_t) = 166,32 m³

Diameter Reaktor (D_R) = 4,42 m

Tebal dinding tangki (t_s) = 5,79 cm



BAB VI UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses dalam suatu industri kimia. Pada prarancangan pabrik biogas ini, digunakan utilitas yang terdiri dari unit-unit:

1. Unit Penyediaan Uap (*steam*)
2. Unit Penyediaan Air
3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

6.1 Unit Penyediaan Uap (*Steam*)

Penyediaan *steam* untuk pabrik biogas dihasilkan dari *Boiler*. Air umpan *boiler* terlebih dahulu diolah melalui unit pengolahan air (*water treatment*) untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada *boiler* dapat dihindari.

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut di atas, air umpan boiler harus bebas dari zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada boiler, harus diolah lagi terlebih dahulu melalui demineralisasi (kation dan anion *exchanger*) untuk menghilangkan ion-ion pengganggu tersebut.

Tabel 6.1 Spesifikasi Boiler

Spesifikasi Boiler	
Nama Alat	: Boiler
Fungsi	: Menghasilkan <i>saturated steam</i> yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan <i>steam</i> pada alat proses
Kapasitas <i>Steam</i>	: 6.915,1874 lb/jam
Tipe	: <i>Water tube boiler</i>
Jenis Bahan Bakar	: fuel oil
Power <i>Boiler</i>	: 178,92 Hp
Jumlah	: 1 unit
Heating Surface	: 166,22 m ²

Tabel 6.2 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Tangki Bahan Bakar Boiler	
Fungsi	: Menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler
Tipe	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Volume Larutan (V _L)	: 80,62 m ³
Volume Tangki (V _t)	: 96,75 m ³
Diameter Tangki (D)	: 4,9764 m
Tinggi Tangki (H)	: 4,9764 m
Tebal Dinding Shell (ts)	: 0,3205 in

6.2 Unit Penyediaan Air

Air merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Pada pabrik biogas ini dibutuhkan air dalam jumlah yang sangat besar, sehingga

diperlukan adanya unit pengolahan air sendiri karena selain lebih ekonomis, juga menjamin tersedianya air secara terus menerus. Pengadaan air diperoleh dari air sungai yang dipompa ke dalam bak penampung pendahuluan, dengan dilewatkan pada penyaring atau sekat guna menghindari terbawanya kotoran-kotoran menuju bak penampung. Air dari bak penampung selanjutnya dipompakan ke tangki sedimentasi (*clarifier*) untuk ditambahkan flokulan ($Al_2(SO_4)_2 \cdot 18H_2O$) guna mengendapkan zat padat tersuspensi dalam air. Air dari *clarifier* secara *overflow* dialirkan ke tangki penyaring pasir (*sand filter*) guna menghilangkan partikel-partikel yang belum terendapkan. Dari tangki penyaring ini selanjutnya dialirkan ke dalam bak penampung air bersih.

Tabel 6.3 Spesifikasi Unit Penyediaan Air

Spesifikasi Unit Penyediaan Air	
1. Kebutuhan Umpan Boiler (W_b)	: 3.513,9368 kg/jam
2. Jumlah Air Pendingin (W_p)	: 58.695,52 kg/jam
3. Air Proses (W_{pr})	: 1.268,94 kg/jam
4. Air Sanitasi (W_{as})	: 361,67 kg/jam

Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air	
---	--

Tabel 6.4 Spesifikasi Bak Penampungan Awal

Bak Penampungan Awal	
Fungsi	: Menampung air sungai dan mengendapkan partikel berat dalam air sungai yang berasal dari sungai
Bentuk	: Bak balok
Bahan	: Beton

Waktu Tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Air (V_c)	: 70,3622 m ³
Volume Bak (V_b)	: 99,335 m ³
Panjang Bak (P)	: 5,3 m
Tinggi (T)	: 5 m
Lebar (L)	: 4 m

Tabel 6.5 Spesifikasi Tangki *Clarifier*

Tangki <i>Clarifier</i>	
Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan penambahan koagulan
Bentuk	: Silinder tegak dengan konis dasar
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Waktu Tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Tangki (V_t)	: 70,362 m ³
Tinggi Tangki (H_s)	: 2,067 m
Diameter Tangki (D)	: 1,378 m
Jenis Pengaduk	: Flat six-blade turbin
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah
Diameter pengaduk (Dt)	: 0,58 m
Tebal Pengaduk (D_a)	: 0,413 m
Panjang Pengaduk (L)	: 0,103 m
Kecepatan Pengaduk	: 3,714 rps
Power Pengaduk	: 4,59 Hp

Tabel 6.6 Spesifikasi Bak Sand Filter

Bak Sand Filter

Fungsi	: Menyaring partikel-partikel tersuspensi yang masih tersisa
Bentuk	: <i>Gravity sand filter</i>
Bahan	: Beton
Waktu Tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 70,362 m ³
Volume Bak (Vb)	: 84,435 m ³
Panjang Bak (P)	: 3,78 m
Tinggi Bak (T)	: 5,89 m
Lebar Bak (L)	: 3,78 m

Tabel 6.7 Spesifikasi Bak Air Bersih

Bak Air Bersih

Fungsi	: Menampung air bersih dari bak <i>sand filter</i>
Bentuk	: Balok
Bahan	: Beton
Waktu Tinggal	: 2 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 140,72 m ³
Volume Bak (Vb)	: 168,87 m ³
Panjang Bak (P)	: 10,065 m
Lebar Bak (L)	: 3,35 m
Tinggi (T)	: 5 m

Tabel 6.8 Spesifikasi Bak Air Sanitasi

Bak Air Sanitasi

Fungsi	: Menampung air kebutuhan sanitasi
Bentuk	: Balok
Bahan	: Beton

Waktu Tingga	: 6 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 4,07011 m ³
Volume Bak (Vb)	: 4,8841 m ³
Panjang Bak (P)	: 2,210 m
Lebar Bak (L)	: 1,1050 m
Tinggi Bak (T)	: 2 m

Tabel 6.9 Spesifikasi Tangki Kation *Exchanger*

Tangki Kation *Exchanger*

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation
Bentuk	: silinder tegak <i>bed resin</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Waktu Tingga	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 309,798 gpm
Tinggi Bed	: 1,8287 m
Volume Bed (Vb)	: 13,16 m ³
Diameter	: 3,03 m
Tinggi	: 4,54 m
Volume Resin (Vr)	: 1.301.099,36 grain

Tabel 6.10 Spesifikasi Tangki Anion *Exchanger*

Tangki Anion *Exchanger*

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation
Bentuk	: silinder tegak <i>bed resin</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Waktu Tingga	: 1 jam

Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 309,80 gpm
Tinggi Bed	: 1,8287 m
Volume Bed (Vb)	: 13,16 m ³
Diameter (D)	: 3,027 m
Tinggi (H)	: 4,54 m
Volume Resin (Vr)	: 1.301.128,915 grain

Tabel 6.11 Spesifikasi Tangki H₂SO₄

Tangki H ₂ SO ₄	
Fungsi	: Melarutkan H ₂ SO ₄ untuk regenerasi penukar kation
Bentuk	: Silinder tegak
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Waktu Tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Masaa H ₂ SO ₄	: 259,25 kg
Volume Larutan (Vl)	: 0,263 m ³
Volume Tangki (Vt)	: 0,315 m ³
Diameter Tangki (D)	: 0,628 m
Tinggi Tangki (H)	: 0,628 m

Tabel 6.12 Spesifikasi Tangki NaOH

Tangki NaOH	
Fungsi	: Melarutkan NaOH Untuk regenerasi penukar kation
Bentuk	: Silinder tegak
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Waktu Tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit

Volume Larutan (Vl)	: 0,427 m ³
Volume Tangki (Vt)	: 0,512 m ³
Diameter Tangki (D)	: 0,867 m
Tinggi Tangki (H)	: 0,867 m

Tabel 6.13 Spesifikasi Tangki Air Umpan Boiler

Tangki Air Umpan Boiler

Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan boiler
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Waktu Tinggal	: 2 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Larutan (Vl)	: 7,0490 m ³
Volume Tangki (Vt)	: 8,4588 m ³
Diameter Tangki (D)	: 2,2087 m
Tinggi Tangki (H)	: 2,2087 m

Tabel 6.14 Spesifikasi Daerator

Daerator

Fungsi	: Penghilangan gas-gas <i>impurities</i>
Bentuk	: Silinder horizontal dengan alas dan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Waktu Tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Larutan (Vl)	: 2,8196 m ³ /jam
Volume Tangki (Vt)	: 3,3835 m ³
Diameter (D)	: 1,4785 m
Tinggi Tangki	: 1,9714 m
Panjang Tangki	: 2,97 m

Tabel 6.15 Spesifikasi Bak Air Proses

Bak Air Proses	
Fungsi	: Menampung kebutuhan air proses
Bentuk	: Balok
Bahan	: Beton
Waktu Tinggal	: 2 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 129,52 m ³
Volume Bak (Vb)	: 155,42 m ³
Panjang Bak	: 12,45 m
Lebar Bak	: 4,15 m
Tinggi Bak	: 3 m

Tabel 6.16 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Bak Air Pendingin	
Fungsi	: Menampung sementara kebutuhan air pendingin sebelum digunakan di pabrik
Bentuk	: Balok
Bahan	: Beton
Waktu Tinggal	: 2 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Cairan (Vc)	: 129,51 m ³
Volume Bak (Vb)	: 155,42 1m ³
Panjang Bak	: 8,16 m
Lebar Bak	: 2,72 m
Tinggi Bak	: 7 m

Tabel 6.17 Spesifikasi Cooling Tower

Cooling Tower

Fungsi	: Mendinginkan air pendingin dari peralatan untuk digunakan kembali
Jenis	: <i>Cooling tower induced draft</i>
Waktu Tinggal	: 2 jam
Jumlah	: 1 unit
Luas Tower	: 114,05 ft ²
Luas Menara	: 12,71 m ²
Volume Menara	: 129,52 m ³
Tinggi Menara	: 10,18 m
Daya Motor	: 0,033 hp

Tabel 6.18 Spesifikasi Pompa Utilitas

No	Kode Pompa	Laju Alir (kg/jam)	Nominal pipe size (in)	Inside Diameter (ID)	Daya standar (HP)
1	P-201	70.151,16	6	6,065	3
2	P-202	70.151,16	6	6,065	5
3	P-203	676,31667	¾	0,824	0,1
4	P-204	70.151,16	6	6,065	0,5
5	P-205	3.513,9368	1 1/2	1,61	0,5
6	P-206	64.565,077	5	5,047	0,5
7	P-207	64.565,077	5	5,047	2
8	P-208	3.000,9042	¼	0,364	0,5

6.3 Unit Penyediaan Listrik

Sumber daya listrik yang melayani pabrik ini disuplai dari PLN, juga dipersiapkan generator cadangan bila terjadi pemadaman arus listrik dari PLN. Listrik tersebut didistribusi melalui suatu terminal utama dengan pertimbangan

bahwa apabila salah satu lubang mengalami kemacetan, maka tidak akan mengganggu yang lainnya.

Jaringan listrik selanjutnya diatur secara sentral dari terminal utama, tetapi pada tiap unit digunakan lokal terminal untuk dilanjutkan ke masing-masing unit yaitu unit proses, unit utilitas, unit penerangan dan unit bengkel. Hal ini untuk mencegah kemungkinan pemadaman total tiap unit, maka dihubungkan dengan fuse box.

Tabel 6.19 Kebutuhan Listrik Unit Porduksi

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Unit	Daya (Hp)	Total Daya (Hp)
Pompa tangki penyimpanan bahan baku	P-01	1	2,7811	3
Pompa <i>cooler</i>	P-02	1	0,45	0,5
Pompa tangki <i>starter</i>	P-03	1	0,35	0,4
Pompa reactor I	P-04	1	8,089	8
Pompa reaktor II	P-05	1	0,71	1
Pompa <i>bottom</i> absorber	P-06	1	0,71	1
Total				13

Total kebutuhan listrik untuk unit proses yaitu:

$$\begin{aligned}
 P \text{ Proses} &= 13 \text{ HP} \\
 &= 13 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ kw/HP} \\
 &= 9,76 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Tabel 6.20 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas

Nama Alat	Daya (Hp)	Total Daya (Hp)
Clarifier	4,13	4
<i>Cooling Tower</i>	0,03	0,03

Pompa 01	3,14	23
Pompa 02	4,91	5
Pompa 03	0,08	0,1
Pompa 04	0,24	0,2
Pompa 05	0,03	0,03
Pompa 06	0,05	0,04
Pompa 07	1,51	2
Pompa 08	0,0004	0,0004
Total		14

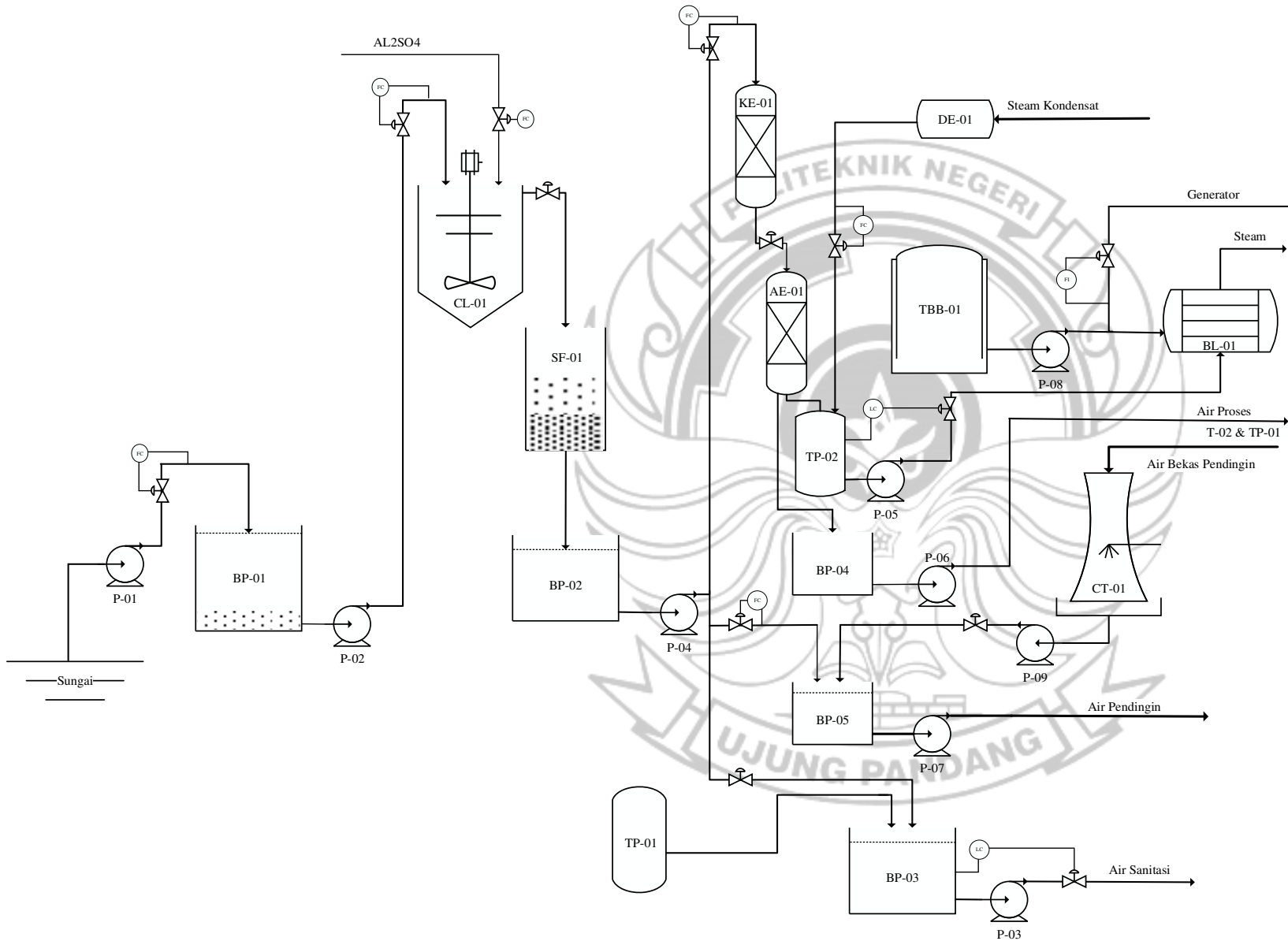
6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pabrik yaitu pada peralatan *boiler* dan bahan bakar cadangan pada peralatan generator yang disimpan pada tangki bahan bakar.

Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Tangki Bahan Bakar	
Fungsi	: Menyimpan bahan bakar soloar untuk <i>generator</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan	: Carbon steel SA-283 grade C
Waktu tinggal	: 7 hari = 168 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Larutan (Vl)	: 5,0685 m ³
Volume Tangki (Vt)	: 6,08 m ³
Diameter	: 7,75 m
Tinggi	: 1,98 m

Flow Sheet Pengolahan Air (Water Treatment) PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT (POME)



No.	Kode Alat	Nama Peralatan
1.	P-(01-09)	Pompa Larutan
2.	BP-01	Bak Penampungan Awal
3.	BP-02	Bak Air Bersih
4.	BP-03	Bak Air Sanitasi
5.	BP-04	Bak Air Proses
6.	BP-05	Bak Air Pendingin
7.	TP-01	Tangki Penyimpanan AL2SO4
8.	TP-02	Tangki Air Umpan Boiler
9.	CL-01	Absorber
10.	SF-01	Clarifier
11.	KE-01	Kation Exchanger
12.	AE-01	Anion Exchanger
13.	DE-01	Daerator
14.	CT-01	Cooling Tower
15.	TBB-01	Tangki Bahan Bakar
16.	BL-01	Boiler

Digambar	1. Dwi Rezky Muzdalifah B	1.
	2. Siti Sya'fa Ghaliyah Al Amrin	2.
Diperiksa	1. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.	1.
	2. Rahmia Sjafruddin, S.T., M.Eng.	2.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PENGOLAHAN AIR (WATER TREATMENT)
PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT
(POME) KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN

JURUSAN TEKNIK KIMIA
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG



BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi peralatan sehingga didapatkan produk sesuai dengan yang di harapkan maka diperlukan adanya alat *control* dan instrumentasi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk (*indicator*), suatu perekam (*recorder*) atau suatu pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu dikontrol seperti temperatur, tekanan, ketinggian cairan serta kecepatan alir.

Pada perancangan pabrik Biogas dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) ini instrument yang digunakan berupa alat kontrol otomatis dan manual. Hal ini tergantung dari system peralatan dan faktor pertimbangan teknik dan ekonomisnya.

Dengan penggunaan alat-alat control ini diharapkan tercapai hal-hal sebagai berikut:

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki;
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman;
3. Kualitas produk lebih terjamin;
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat;
5. Kondisi-kondisi yang berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan sehingga lebih terjamin keselamatan kerja;
6. Efisiensi akan lebih meningkat;

Beberapa alat kontrol atau instrument yang digunakan pada pabrik Biogas sebagai berikut:

1. *Speed Controller (SC)*

Fungsi : untuk mengatur kecepatan motor penggerak alat angkut bahan padatan mengumpankan bahan padatan kedalam peralatan proses

2. *Temperature Controller (TC)*

Fungsi : untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan temperature operasi.

3. *Pressure Indikator (PI)*

Fungsi : untuk melihat tekanan operasi peralatan proses.

4. *Flowrate Controller (FC)*

Fungsi : untuk mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

5. *Feed Ratio Controller (FRC)*

Fungsi : untuk mengontrol perbandingan laju alir bahan kedalam suatu peralatan proses.

6. *Pressure Controller (PC)*

Fungsi : untuk mengatur dan mengendalikan tekanan.

7.2 Keselamatan Kerja

Memasuki era globalisasi, Indonesia ditantang untuk memasuki perdagangan bebas sehingga jumlah tenaga kerja yang berkiprak disektor industri akan bertambah sejalan dengan pertambahan industri. Dengan pertambahan tersebut,

maka konsekuensi permasalahan industri juga semakin kompleks, termasuk masalah keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3).

Unsur keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan salah satu aspek yang mendapatkan perhatian dalam pembangunan ketenagakerjaan. Dijelaskan dalam Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 23 Tahun 1992, pasal 23 (ayat 1) bahwa Kesehatan kerja diselenggarakan agar setiap pekerja dapat bekerja secara sehat tanpa membahayakan diri sendiri dan masyarakat sekelilingnya, agar diperoleh produktivitas kerja yang optimal sejalan dengan program perlindungan tenaga kerja.

Berkaitan dengan itu, pemerintah mendorong pelaksanaan program Keselamatan dan Kesehatan kerja di perusahaan-perusahaan industri serta mengusahakan agar Keselamatan dan Kesehatan kerja dapat menjadi naluri dan budaya masyarakat. Berbagai upaya untuk menciptakan K3 telah dilakukan, antara lain melalui perundang-undangan seperti undang-undang Keselamatan Kerja Nomor 1 Tahun 1970 yang mewajibkan setiap perusahaan melaksanakan usaha-usaha keselamatan dan Kesehatan kerja, juga melalui kampanye dan peralatan K3, pengadaan tenaga ahli K3 dan sebagainya. Apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik maka dampaknya adalah para pekerja dapat bekerja dengan perasaan aman, sehingga meningkatkan efisiensi kerja.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi pada suatu pabrik dapat disebabkan karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya,

peledakan, kebakaran. Usaha untuk mengurangi dan mencegah terjadinya bahaya yang timbul di dalam pabrik antara lain:

1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan:

- a. Kontruksi gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar
- b. Perlu memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah, seperti untuk bangunan yang tinggi dipasangkan penangkal petir, bahaya alamiah lain seperti angin dan gempa. Oleh karena itu Perusahaan bekerja sama dengan pemerintah setempat dalam hal ini Badan Meteorologi dan Geofisika agar dapat mengetahui lebih awal tentang bahaya alamiah tersebut.

2. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan baik sehingga dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat menghindari gangguan pernapasan.

3. Perpipaan

Jalur proses yang terletak di atas tanah lebih baik dibandingkan yang letaknya dibawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian terjadinya kebocoran.

4. Alat-alat penggerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup. Hal ini untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

5. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut:

- a. Keselamatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberikan tanda-tanda tertentu.
 - b. Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga cadangan
 - c. Semua bagian pabrik harus diberi penerangan yang cukup
 - d. Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan bagian yang lain.
6. Pencegahan kebakaran dan penanggulangan bahaya kebakaran
- Penyebab kebakaran dapat berupa:
- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari unit utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
 - b. Terjadinya loncatan bunga api pada sekitar workshop dan stop kontak serta pada alat lainnya.
 - c. Gangguan peralatan utilitas seperti pada Combustion Chamber boiler.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi:

1. Pencegahan bahaya kebakaran.

- a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari *power plant* tetapi praktis dari unit proses.
- b. Bangunan seperti workshop, laboratorium, dan kantor sebaiknya diletakkan agak jauh dari unit proses.
- c. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada.
- d. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.

2. Pengamanan dan pengontrolan kebakaran.

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Dimana letak dari pemadam kebakaran ini sesuai dengan tata letak pabrik yaitu dekat dengan bengkel, daerah bahan baku, serta daerah utilitas.

7. Karyawan

Karyawan terutama karyawan proses perlu diberikan bimbingan, pengarahan ataupun pendidikan dan latihan, studi banding serta kursus agar dapat melaksanakan tugasnya yaitu dimana karyawan tersebut ditempatkan sesuai dengan keahlian dan latar belakang pendidikan ataupun pengalaman mereka sehingga dengan pertimbangan itu karyawan bekerja dengan tidak membahayakan keselamatan jiwa maupun keselamatan orang lain.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik biogas yaitu berupa Alat Pelindung Diri (APD). Perlindungan tenaga kerja melalui usaha-usaha teknis

pengaman tempat, peralatan dan lingkungan kerja adalah sangat perlu diutamakan. Namun kadang-kadang keadaan bahaya masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri. Penggunaan alat pelindung diri merupakan salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja sebab telah diketahui bahwa pengguna pelindung diri sangat berperan menciptakan keselamatan ditempat kerja. Bila alat-alat proteksi diri tidak memadai atau tenaga kerja tidak memakainya sama sekali karena mereka lebih senang tanpa pelindung, akibatnya mungkin terjadi kecelakaan pada kepala, mata, kaki, dan lain-lain.

Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik biogas ini sebagai berikut:

1. Pakaian Kerja

Pakaian kerja merupakan alat pelindung terhadap bahaya-bahaya kecelakaan. Perusahaan perlu menyediakan jenis pakaian yang cocok. Pakaian kerja mungkin cepat rusak oleh karena sifat pekerjaan yang berat, keadaan udara lembab dan pekerjaan penuh kotoran. Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas, atau longgar pada dada atau punggung, tidak beradiasi dan tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya.

2. Kacamata

Kecelakaan yang menimpah mata adalah salah satu masalah tersulit dalam pencegahan kecelakaan. Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam. Pekerja banyak yang enggan menggunakan alat pelindung tersebut dengan alasan mengganggu pelaksanaan pekerjaan dan mengurangi kenikmatan kerja. Tenaga kerja yang berpandangan

bahwa resiko kecelakaan terhadap mata adalah besar akan memakainya dengan kesadaran sendiri. Sebaliknya, jika mereka merasa bahwa bahaya itu kecil, mereka tidak akan menggunakannya.

3. Sepatu Pengaman

Sepatu pengaman seharusnya dapat melindungi tenaga kerja terhadap kecelakaan-kecelakaan yang disebabkan oleh bahan-bahan berat yang menimpah kaki seperti paku atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak. Sepatu pengaman juga harus bisa melindungi kaki dari bahaya terbakar karena logam cair dan bahan kimia korosif lainnya, juga kemungkinan tersandung atau tergelincir. Sepatu kulit yang kuat dan baik cukup memberikan perlindungan.

4. Sarung Tangan

Sarung tangan fungsinya melindungi tangan dan jari-jari dari api panas dingin, radiasi elektromagnetik dan radiasi mengion, listrik, bahan kimia, benturan dan pukulan, luka dan lecet, infeksi dan bahaya-bahaya lainnya yang bisa menimpa tangan jenis sarung tangan yang dipakai tergantung dari tingkat kecelakaan yang akan dicegah yang penting jari dan tangan harus bebas bergerak.

5. Helm Pengaman

Helm pengaman harus dipakai tenaga kerja yang mungkin tertimpa benda jatuh atau melayang atau benda-benda lain yang bergerak Di Indonesia belum ada standar/klasifikasi helm pengaman ini, namun demikian helm pengaman tersebut selayaknya cukup keras dan kokoh tetapi tetap ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan. Bahan plastik dengan lapisan kain cook untuk keperluan ini.

6. Pelindung Telinga

Telinga harus dilindungi dari kebisingan. Perlindungan kebisingan dilakukan dengan sumbat atau tutup telinga.

7. Masker

Masker berfungsi melindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen dalam udara maupun. penularan virus. Bahan-bahan pencemar dapat berbentuk gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat racun.

Tabel 7.1 Alat Pengamanan yang Digunakan

No.	Nama Alat Pengaman	Pekerja yang Dilindungi
1.	Masker	Petugas yang bekerja pada areal proses dan laboratorium, boiler dan bengkel
2.	Helm Pengaman	Petugas yang bekerja pada areal proses dan bengkel
3.	Sepatu Pengaman	Petugas yang bekerja pada areal proses dan bengkel
4.	Sarung Tangan	Petugas yang bekerja pada areal proses, bengkel dan laboratorium.
5.	<i>Hydrant</i>	Petugas yang bekerja pada tempat bahan baku, daerah bahan bakar, areal proses dan gudang
6.	Pakaian kerja	Petugas yang bekerja pada laboratorium, area proses pabrik dan bengkel
7.	kacamata	Petugas yang bekerja pada bengkel
8.	Pelindung Telinga	Petugas yang bekerja pada areal proses.
9.	<i>Safety Belt</i>	Petugas yang bekerja untuk perbaikan alat dan pembersihan Gedung.

Tabel 7.2 Alat Instrumentasi yang Digunakan

No.	Nama Peralatan	Kode Alat	Instrumentasi	Parameter
1.	Pompa Tangki Penyimpanan	P-01	FC	Laju Alir

2.	Cooler 1	C-01	TC	Temperatur
3.	Pompa Tangki Starter	P-02	FC	Laju Alir
4.	Reaktor 1	R-01	TC	Temperatur
5.	Reaktor 2	R-02	TC	Temperatur
6.	Absorber	AB-01	LC	Ketinggian Cairan
7.	Pompa Bottom Absorber	P-06	FC	Laju Alir
8.	Heater 1	H-01	TC	Temperatur
9.	Stripper	ST-01	LC	Ketinggian Cairan
10.	Pompa Bottom Stripper	P-07	FC	Laju Alir
11.	Cooler 2	C-02	TC	Temperatur
12.	Pompa Tangki Pengencer	TP-01	FC	Laju Alir



BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI DAN MANAGEMEN

PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Memproduksi Biogas dengan bahan baku Palm Oil
Mill Effluent (POME)

Lokasi : Kabupaten Mamuju Tengah, Sulawesi Barat

Kapasitas : 14.000 ton/tahun

Alasan Perusahaan memakai bentuk Perseroan Terbatas (PT) antara lain:

- a. Modal dapat diperoleh dari pinjaman bank dan penjualan saham
- b. Salah sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pemimpin perusahaan sehingga tanggung jawab pemegang saham terbatas
- c. Kehidupan Perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya saham, direksi dan karyawan.

8.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan manajemen organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik dan terarah. Struktur organisasi mencakup aspek-aspek penting, antara lain:

- 1) Pembagian kerja;
- 2) Departementalisasi;
- 3) Bagan organisasi formal;
- 4) Rantai perintah dan kesatuan perintah;

- 5) Tingkat-tingkat hirarki manajemen;
- 6) Saluran komunikasi;
- 7) Penggunaan komite; dan
- 8) Rentang manajemen dan kelompok-kelompok informal yang tidak dapat dihindarkan.

Perusahaan akan dipimpin oleh seorang Direktur Utama, dengan 1 orang Direktur Teknik dan Produksi, dan 1 orang Direktur Keuangan dan Administrasi. Masing-masing direktur dibantu oleh kepala bagian yang membawahi kepala seksi. Tugas kepala seksi secara langsung dibantu oleh operator dan karyawan.

8.3 Pembagian Tugas dan Wewenang

8.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan pemilik perusahaan yang terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas terletak pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Berikut adalah hak dan wewenang RUPS:

- 1) Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris dan Direktur melalui sidang
- 2) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur
- 3) Mengesahkan dan/atau menetapkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

8.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertugas untuk melaksanakan perintah dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Berikut adalah tugas dari dewan komisaris:

- 1) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber dana, dan pengarahannya terhadap pemasaran.
- 2) Mengawasi kinerja dari direktur.

8.3.3 Direktur

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Sebagai pimpinan perusahaan, Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Berikut adalah direktur-direktur yang dibawahi direktur utama:

1) Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi memiliki tugas dalam memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2) Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum memiliki tugas bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, hubungan masyarakat, keamanan, dan keselamatan kerja.

8.3.4 Kepala bagian

Kepala bagian memiliki tugas mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai kebijakan pimpinan perusahaan. Kepala bagian juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi atau direktur. Berikut adalah rincian kepala bagian dan tugasnya:

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala bagian proses dan utilitas memiliki tugas mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku, dan utilitas.

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumen

Kepala bagian pemeliharaan, listrik, dan instrument memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengendalian mutu bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala bagian keuangan dan pemasaran bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5) Kepala Bagian Administrasi

Kepala bagian administrasi memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

8.3.5 Kepala seksi

Kepala seksi memiliki tugas melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan peraturan Kepala Bagian masing- masing. Setiap kepala seksi memiliki tanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Berikut adalah rincian kepala bagian dan tugasnya:

1) Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses bertugas memimpin secara langsung dan memantau kelancaran proses produksi.

2) Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Kepala seksi bahan baku dan produk memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku, menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3) Kepala Seksi Utilitas

Kepala seksi utilitas memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan air, bahan bakar, *steam*, udara tekan untuk proses dan instrumentasi.

4) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab atas kegiatan perawatan, penggantian alat- alat serta fasilitas pendukungnya.

5) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Kepala seksi listrik dan instrumentasi memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

6) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Kepala seksi penelitian dan pengembangan bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi seluruh proses.

7) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu memiliki tugas melakukan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

8) Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi keuangan memiliki tanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9) Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi pemasaran mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10) Kepala Seksi Tata Usaha

Kepala seksi tata usaha memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan dan tata usaha kantor.

11) Kepala Seksi Personalia dan Humas

Kepala seksi personalia memiliki tugas mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian serta bertugas mengadakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12) Kepala Seksi Keamanan

Kepala seksi keamanan memiliki tugas mengawasi masalah keamanan perusahaan.

13) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja memiliki tugas mengatur dan mengawasi kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

8.4 Jumlah dan Kualifikasi Karyawan

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan dibutuhkan susunan karyawan dengan kualifikasi sebagai berikut:

Tabel 8.1 Jumlah dan Kualifikasi Karyawan

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Dewan komisaris	Ekonomi/Teknik (S2)
2.	Direktur	Teknik (S2)
3.	Staff ahli	Teknik Kimia/ Hukum (S2)
4.	Sekretaris	Akuntansi (S1)
5.	Manajer Teknik	Teknik (S1)
6.	Manajer umum dan HRD	Manajemen (S1)
7.	Manajer accounting dan keuangan	Akuntansi (S1)
8.	Manajer produksi	Teknik Kimia (S2)
9.	Kepala seksi	Teknik, Ekonomi (S1)
10.	Karyawan proses	Teknik Kimia (S1)
11.	Karyawan laboratorium	Kimia (S1)
12.	Karyawan utilitas	Teknik Kimia, Teknik Lingkungan (S1)
13.	Karyawan unit penbangkit listrik	Teknik Elektro (S1)
14.	Karyawan instrumentasi pabrik	Teknik Elektro (S1)
15.	Karyawan bagian keuangan	Ekonomi (S1)
16.	Karyawan bagian pembukuan dan audit	Manajemen/Akuntansi (S1)
17.	Karyawan bagian personalia	Manajemen (S1)
18.	Karyawan bagian humas	Manajemen (S1)
19.	Karyawan penjualan	Pemasaran (S1)
20.	Karyawan pembelian	Pemasaran (S1)
21.	Karyawan riset dan pengembangan	Teknik Kimia (S1/S2)
22.	Karyawan k3	STK/D3/Politeknik
23.	Petugas keamanan	SLTP/STM/SMA/D1

8.5 Sistem Kerja

8.5.1 Sistem Upah

Sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung status, kedudukan, tanggung jawab, serta keahlian masing-masing. Dalam prarancangan pabrik ini, semua karyawan adalah karyawan tetap. Upah karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 5. Jika pada tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Berikut adalah sistem penggajian karyawan:

Tabel 8.2 Sistem Penggajian Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total
1.	Dewan Komisaris	1	Rp 70.000.000,00	Rp 70.000.000,00
2.	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000,00	Rp 50.000.000,00
3.	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00
4.	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00
5.	Kepala bagian Proses dan Utilitas	1	Rp 8.000.000,00	Rp 8.000.000,00
6.	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 8.000.000,00	Rp 8.000.000,00
7.	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	Rp 8.000.000,00	Rp 8.000.000,00
8.	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 8.000.000,00	Rp 8.000.000,00
9.	Kepala Bagian Umum	1	Rp 8.000.000,00	Rp 8.000.000,00
10.	Kepala Seksi Proses	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00

11.	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
12.	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
13.	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
14.	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
15.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
16.	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
17.	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
18.	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
19.	Kepala Seksi Tata Usaha	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
20.	Kepala Seksi Personalia dan Humas	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
21.	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
22.	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 7.000.000,00	Rp 7.000.000,00
23.	Karyawan Proses	24	Rp 3.500.000,00	Rp 84.000.000,00
24.	Karyawan Pengendalian	8	Rp 3.500.000,00	Rp 28.000.000,00
25.	Karyawan Utilitas	10	Rp 3.500.000,00	Rp 35.000.000,00
26.	Karyawan Maintenance	6	Rp 3.500.000,00	Rp 21.000.000,00
27.	Karyawan R&D	6	Rp 3.500.000,00	Rp 21.000.000,00
28.	Karyawan Laboratorium	6	Rp 3.500.000,00	Rp 21.000.000,00
29.	Karyawan Keuangan	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
30.	Karyawan Pemasaran	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
31.	Karyawan Tata Usaha	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
32.	Karyawan Personalia	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
33.	Karyawan Humas	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
34.	Karyawan K3	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
35.	Dokter	2	Rp 7.000.000,00	Rp 14.000.000,00
36.	Perawat	3	Rp 4.500.000,00	Rp 13.500.000,00
37.	Keamanan	4	Rp 3.500.000,00	Rp 14.000.000,00
38.	Supir	5	Rp 3.400.000,00	Rp 17.000.000,00
39.	Cleaning Service dan Helper	4	Rp 3.400.000,00	Rp 13.600.000,00
Total		124	Rp 667.100.000,00	

8.5.2 Jam Kerja Karyawan

Pabrik biogas ini direncanakan beroperasi 330 hari pertahun secara kontinyu 24 jam sehari. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi dua golongan yaitu *shift* dan *non-shift* (harian).

a. Jam kerja karyawan *non-shift* (harian)

- Senin – Kamis

jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

istirahat : 12.00 – 13.00

- Jumat

jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

istirahat : 11.30 – 13.30

- Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan *shift*

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi 4 grup, yaitu A, B, C dan D. Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi:

- *shift* pagi (*day shift*) : 07.00 – 15.00

- *shift* sore (*swing shift*) : 15.00 – 23.00

- *shift* malam (*night shift*) : 23.00 – 07.00

Selama 1 hari kerja, hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan 1 *shift* libur. 1 siklus terdiri dari 8 hari, dengan perincian 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, 2 hari *shift* malam, dan 2 hari libur.

10.5.3 Fasilitas Tenaga Kerja

Siklus pergantian *shift* selama 10 hari adalah sebagai berikut:

Tabel 8.3 Tabel Siklus Pergantian Shift 1

	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Pagi	A	A	B	B	C	C	D	D	A
Sore	D	D	A	A	B	B	C	C	B
Malam	C	C	D	D	A	A	B	B	C
Libur	B	B	C	C	D	D	A	A	B

8.5.3 Fasilitas Tenaga Kerja

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

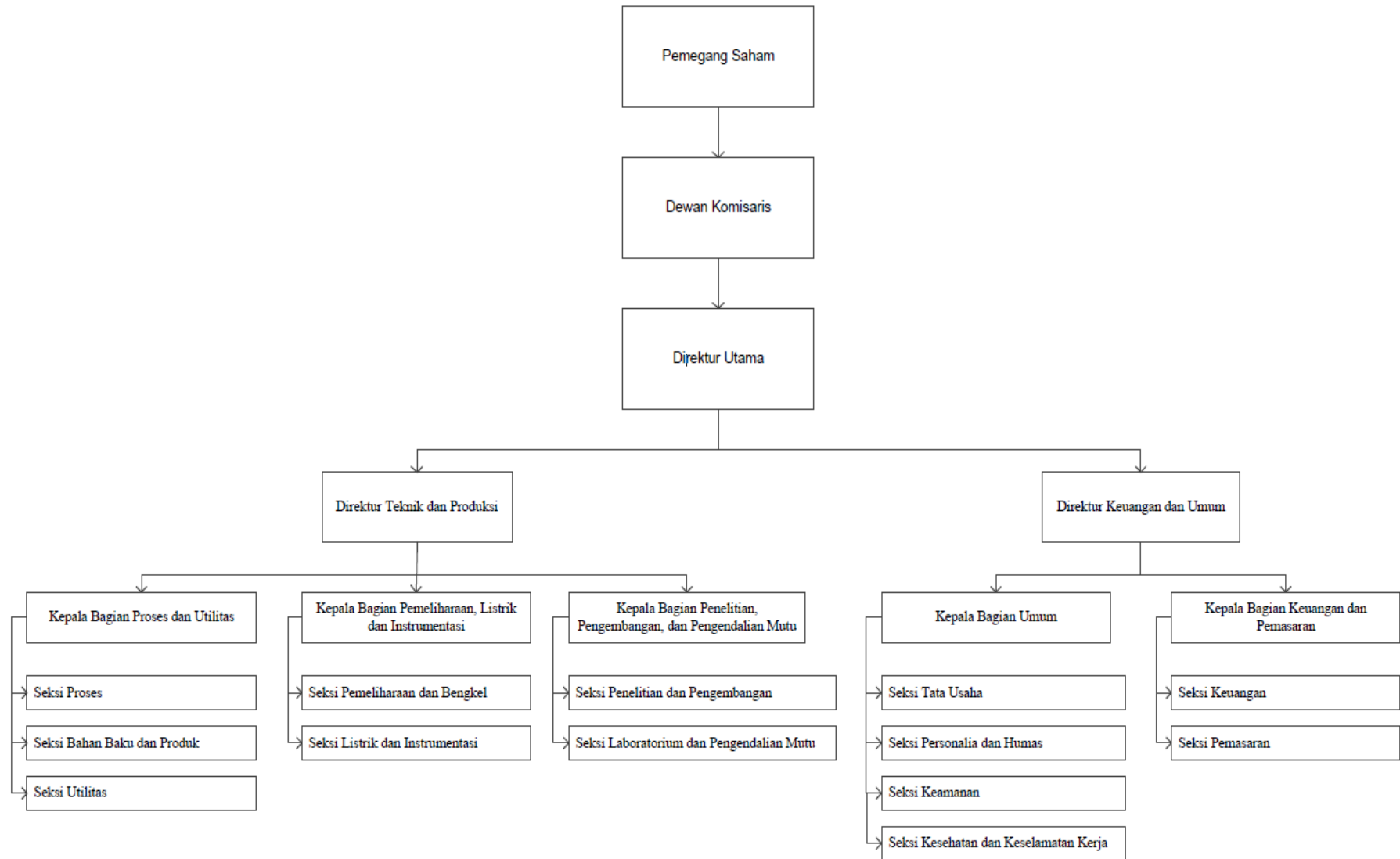
b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian, hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

Berikut gambar struktur organisasi perusahaan:



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

9.1 Deskripsi Tata Letak

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan, dan kenyamanan dalam segala aspek. Secara umum, tujuan dari perencanaan tata letak pabrik yaitu untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi yang ada. Dengan adanya kombinasi yang optimal, diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga selalu merasa senang dengan pekerjaannya. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu:

1. Kemudahan operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses, serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
2. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
3. Keselamatan kerja para pekerja terjamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil, diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.

6. Adanya *service area*, seperti lahan parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid, dan gedung pertemuan, serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.

Pengaturan *layout* pabrik yang baik dapat memberikan keuntungan, sebagai berikut (Peter, 2004):

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi sehingga mengurangi *material handling*
2. Memberi ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*
3. Mengurangi biaya produksi
4. Meningkatkan keselamatan kerja
5. Mengurangi kerja semimumum mungkin
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik

Secara garis besar, *layout* pabrik terbagi atas beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium, dan fasilitas pendukung.

Area ini terdiri dari:

- a. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan, seperti poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

4. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

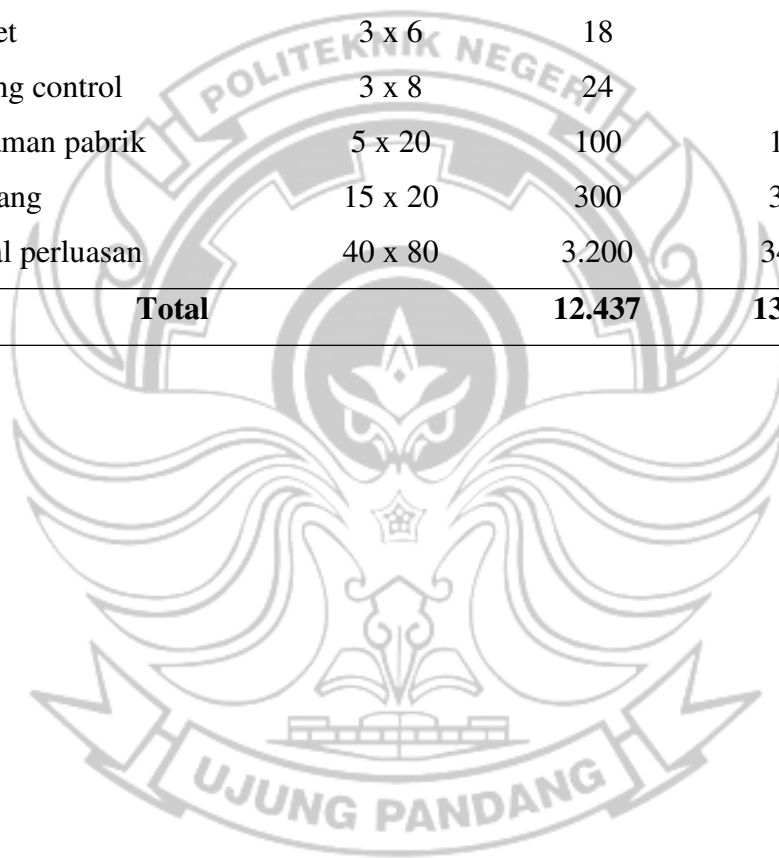
Daerah utilitas dan pemadam kebakaran merupakan pusat lokasi kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin, dan tenaga Listrik

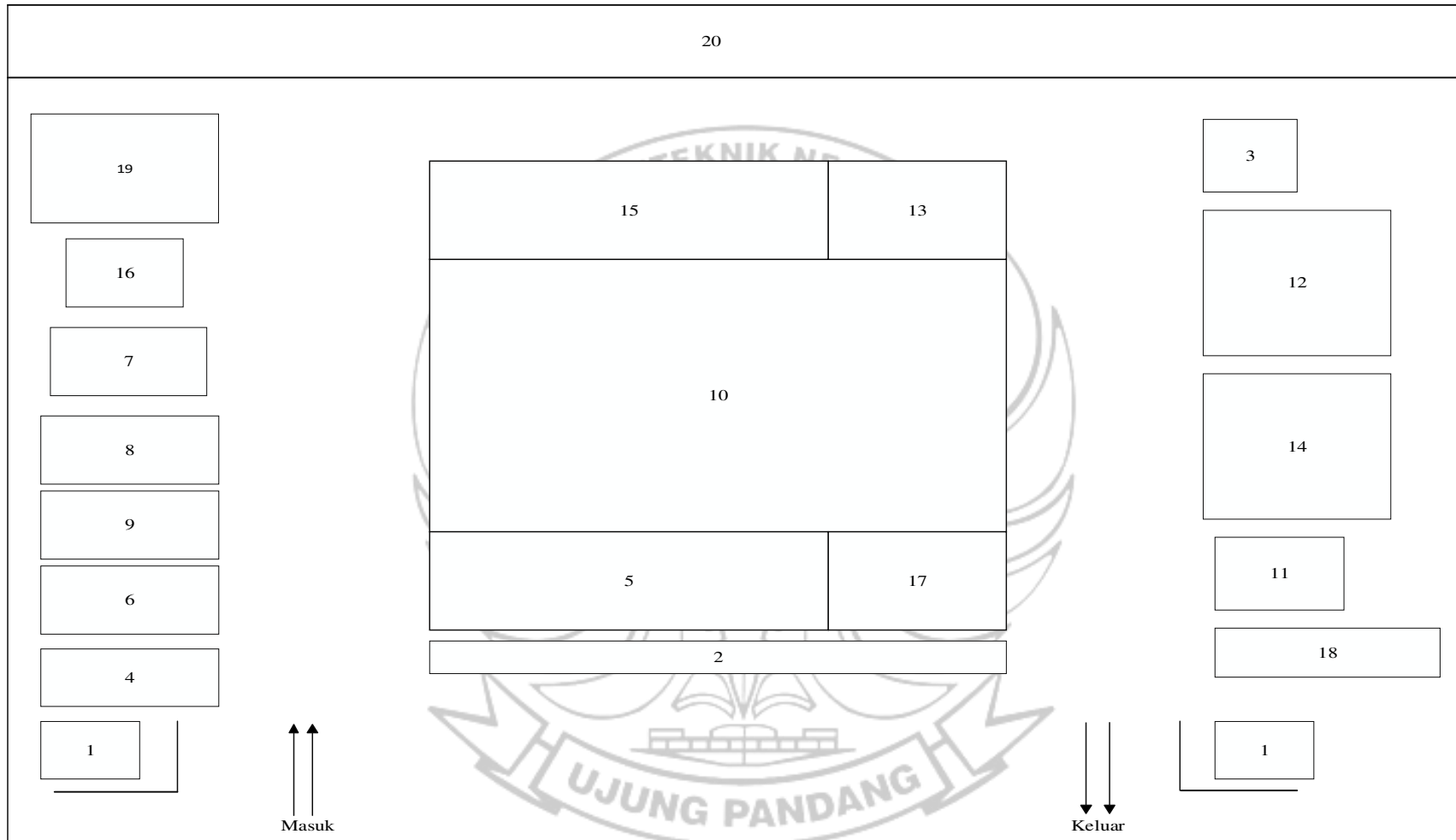
Luas lokasi pabrik yang dibutuhkan dapat dilihat pada table 9.1 dan gambar tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar 9.1

Tabel 9.1 Luas Lokasi Pabrik Biogas

No.	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)	Luas (ft ²)
1.	Pos keamanan	5 x 6	30	323
2.	Taman	3 x 200	600	6.458
3.	Parkir angkutan	8 x 15	120	1.292
4.	Parkir karyawan/tamu	5 x 15	75	807
5.	Kantor	30 x 40	1.200	12.917
6.	Perpustakaan	10 x 10	100	1.076
7.	Mushallah	15 x 15	225	2.422
8.	Kantin	5 x 10	50	538

No.	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)	Luas (ft ²)
9.	Poliklinik	10 x 10	100	1.076
10.	Daerah proses	40 x 80	3.200	34.445
11.	Laboratorium	10 x 10	100	1.076
12.	Bengkel	15 x 15	225	2.422
13.	Daerah bahan baku	30 x 35	1.050	11.302
14.	Daerah produk	25 x 30	750	8073
15.	Daerah utilitas	30 x 30	900	9.688
16.	Toilet	3 x 6	18	194
17.	Ruang control	3 x 8	24	258
18.	Halaman pabrik	5 x 20	100	1.076
19.	Gudang	15 x 20	300	3.229
20.	Areal perluasan	40 x 80	3.200	34.445
Total			12.437	133.870





Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik

9.2 Tata letak alat proses

Perancangan pengaturan letak peralatan proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar. Selain itu dapat menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam maupun sekitar area proses perlu diperhatikan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat. Stagnasi tersebut berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

3. Operasi

Peralatan yang memerlukan perhatian lebih dari operator harus diletakkan di dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

4. Pencahayaan

Tempat-tempat proses yang berbahaya dan beresiko tinggi untuk keselamatan harus diberikan pencahayaan tambahan. Selain itu, pencahayaan seluruh pabrik harus memadai demi keselamatan para pekerja.

5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat. Sehingga apabila terjadi

gangguan dapat segera menjangkau alat proses dan memperbaikinya. Selain itu, keamanan menjadi prioritas utama.

6. Keamanan

Alat-alat proses harus diletakkan dengan tepat dan sebaik mungkin. Sehingga apabila terjadi kebakaran, tidak ada pekerja yang terperangkap dan mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu, tata letak alat proses dirancang dengan tepat dan sebaik mungkin agar:

- a. Kelancaran proses produksi terjamin.
- b. Penggunaan luas lantai menjadi efektif.
- c. Menurunkan biaya *material handling*, sehingga pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting menjadi turun.
- d. Melancarkan urutan proses produksi, sehingga perusahaan tidak perlu alat angkut tambahan dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

7. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

8. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

9. Pertimbangan ekonomi

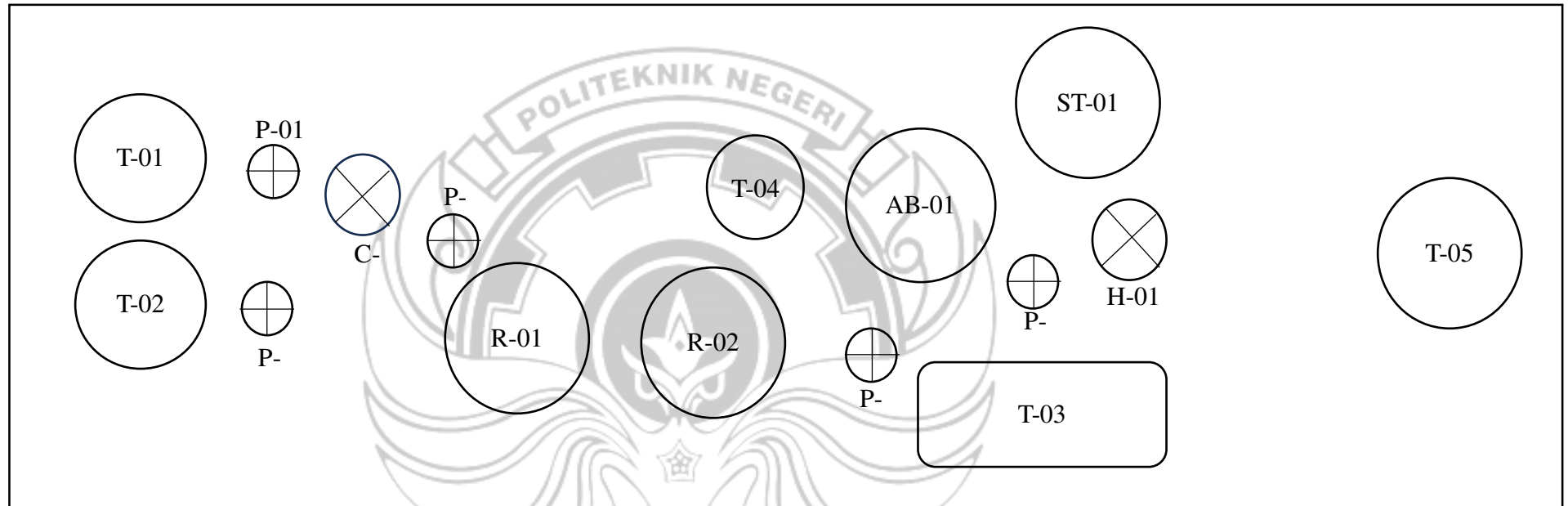
Letak alat proses harus sebaik mungkin, sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan

mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

10. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kepakaran pada alat, tidak membahayakan alat proses lainnya.





Gambar 9.2 Tata Letak Alat Proses pada Daerah Proses

Ketereangan Gambar:

- | | | | | | |
|---------|---------------------------------|-----------|-------------------------|----------|-----------------|
| 1. T-01 | : Tangki penyimpanan Bahan Baku | 8. P-04 | : Pompa Reaktor II | 15. T-05 | : Tangki Biogas |
| 2. T-02 | : Tangki Starter | 9. T-03 | : Tangki <i>Slurry</i> | | |
| 3. P-01 | : Pompa Tangki Penyimpanan | 10. T-04 | : Gas Holder | | |
| 4. C-01 | : Cooler | 11. AB-01 | : Absorber | | |
| 5. P-02 | : Pompa Starter | 12. P-05 | : Pompa Bottom Absorber | | |
| 6. R-03 | : Reaktor I | 13. H-01 | : Heater | | |
| 7. R-02 | : Reaktor II | 14. ST-01 | : Stripper | | |

BAB X ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak, disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari segi ekonomi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau adalah:

- Tingkat pengembalian bunga (*Interest Rate Return*)
- Jangka waktu pengembalian pinjaman (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk menentukan faktor-faktor diatas, terlebih dahulu harus diketahui :

- Total investasi (*Total Capital Investment*)
- Biaya produksi (*Total Production Cost*)

10.1 Total Capital Investment (TCI)

Total Capital Investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu.

Total Capital Investment secara garis besar dapat dibagi 2 bagian:

- a. *Fixed Capital Investment* (FCI) yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Dari lampiran E diperoleh FCI = Rp 404.881.855.246

b. *Working Capital Investment* (WCI)

Working Capital Investment (WCI) adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi) WCI = Rp 101.220.463.811. Modal tersebut terdiri dari:

- Modal kerja yang diperlukan untuk pembelian dan persediaan bahan baku.
- Biaya produksi
- Pajak
- Gaji karyawan

10.2 Total Production Cost (TPC)

Total Production Cost terdiri dari :

1. *Manufacturing Cost* (MC)

Adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik berhubungan dengan operasi dan peralatan proses yang terdiri dari :

- *Direct Production Cost* (DPC)

Meliputi biaya transportasi bahan baku, upah buruh, biaya super visi langsung, perawatan dan perbaikan, utilitas dan *royalty*, *operasi supply*.

- *Fixed Changes* (FC)

Biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya laju produksi, biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

- *Plant Over Head Cost* (POC)

Terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas servis, laboratorium, fasilitas penyimpanan.

Dari lampiran E, diperoleh total *Manufacturing Cost* sebesar Rp 840.649.151.468

2. *General Expenses* (GE)

Yaitu biaya umum yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, finansial, biaya penelitian dan biaya pengembangan, serta biaya tak terduga lainnya.

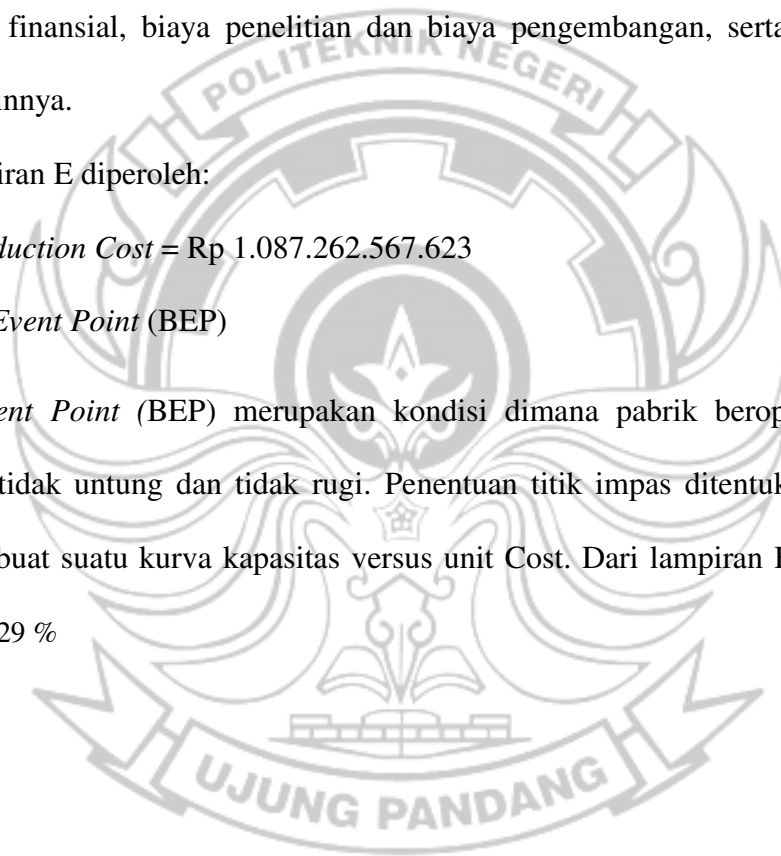
Dari lampiran E diperoleh:

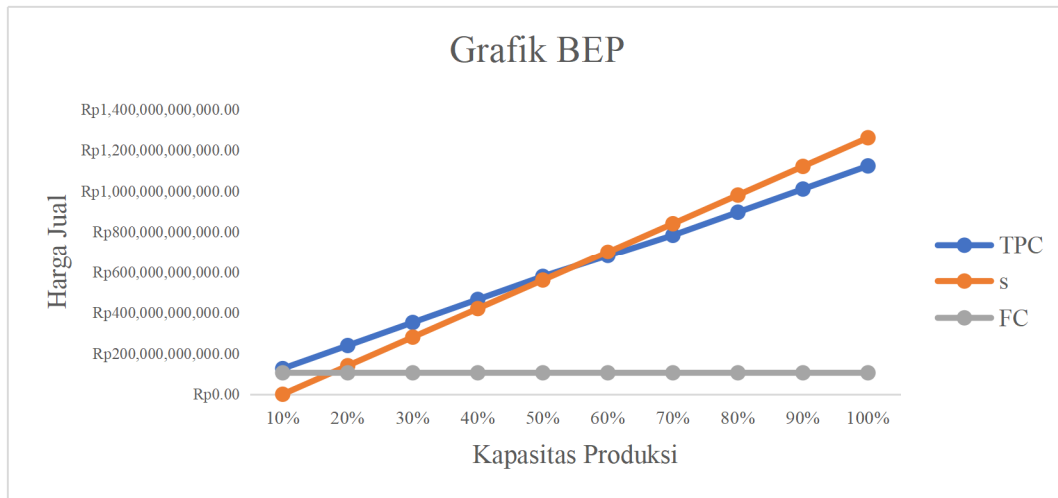
Total Production Cost = Rp 1.087.262.567.623

3. *Break Event Point* (BEP)

Break Event Point (BEP) merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas ditentukan dengan cara membuat suatu kurva kapasitas versus unit Cost. Dari lampiran E diperoleh

BEP = 45,29 %





Gambar 10. 1 Grafik reak Event Point (BEP)

4. *Interst Rate of Return (IRR)*

Didefinisikan sebagai beban *discount* yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value* hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanamkan. IRR yang diperoleh = Rp 4.554.920.871 dengan jangka waktu pengembalian pinjaman (POT) = 1,2 tahun

5. *Cash Flow*

Cash Flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanamkan $Cash Flow = Rp 223.960.598.757$

6. Laju Pengembalian Modal

Laju Pengembalian Modal adalah perbandingan antara uang yang diperoleh setiap tahun terhadap total investasi. Dari hasil perhitungan pada lampiran E diperoleh

laju pengembalian modal pinjaman adalah sebesar Rp 4.554.920.871 per tahun dengan jangka waktu pengembalian selama 10 tahun.

7. Hasil penjualan produk per tahun = Rp 219.405.677.885

8. *Total Investasi* pada masa akhir konstruksi selama dua tahun
Rp 506.102.319.057,95



BAB XI KESIMPULAN

1. Prarancangan Pabrik Biogas (Metana) dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) ini di rencanakan akan didirikan di Kec. Budong-Budong, Kab. Mamuju Tengah, Provinsi Sulawesi Barat.
2. Sesuai perhitungan analisa ekonomi dapat diketahui :
 - a. ROI untuk pabrik ini 77,41 % sebelum pajak dan 50,32 % setelah pajak.
 - b. POT untuk pabrik ini adalah 1,2 tahun.
 - c. *Break Event Point (BEP)* adalah 45,29 % sedangkan saat ini menurut data kelayakan rata-rata di bank, akan memberikan pinjaman/kredit bila BEP dalam batas 40 – 60 %.

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi di atas, maka Prarancangan Pabrik Biogas (Metana) dari *Palm Oil Mill Effluent* (POME) cukup memungkinkan untuk dilanjutkan ketahap perancangan selanjutnya.

DAFTAR PUSTAKA

- Abadisejatindo, P. K. (2023). *PT Kharisma Pratama Abadisejatindo your Palm Oil Partner Since 1993*. Retrieved from 5 Komponen Penting dalam Kolam Limbah Pabrik Sawit: <https://news.kharisma-sawit.com/berita-terkini-5-komponen-penting-dalam-kolam-limbah-pabrik-sawit-91>
- Ahmad, MT, D. (2003). Bioreaktor Membran Anaerob untuk Pengolahan Limbah Cair Industri Minyak Sawit. In D. J. Nasional, *Laporan Akhir Hasil Penelitian Hibah Bersaing Perguruan Tinggi IX*.
- Alfaridho, M. I., Rahayu, D. E., & Sarwono, E. (2023). Analisis Life Cycle Assesment (LCA) pada Pengolahan Air Limbah di Pahu Makmur Palm Oil Mill. *Jurnal Teknologi Lingkungan*, 116-126.
- Ali Ibman, S. A., & Akbar M, M. (2020). *PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI SAMPAH ORGANIK DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN*. Makassar: PROGRAM STUDI D-4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI JURUSAN TEKNIK KIMIA.
- Annur, C. M. (2023). *Penduduk Indonesia Tembus 278 Juta Jiwa hingga Pertengahan 2023*. Retrieved from databoks: <https://databoks.katadata.co.id/datapublish/2023/07/13/penduduk-indonesia-tembus-278-juta-jiwa-hingga-pertengahan-2023>
- Brownell, L.E., and E.H. Young, 1959. *Process Equipment Design*, John Willey and Sons INC., New York.
- Direktorat Jendral Minyak dan Gas Bumi, 2021. *Statistik Minyak dan Gas Bumi, 2021*. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral,
- Doublein. (2008). *Biogas from Waste and Renewable Resources*.
- Eka, F. (2014). *Pembuatan Biogas dari Limbah Industri Minyak Kelapa Sawit dan Kotoran Sapi*. Palembang: Politeknik Negeri Sriwijaya.
- Fitriani, A. D., & Yuliani, M. (2011). *PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT (POME) KAPASITAS 1.312.00 M3/TAHUN*. SURAKARTA.

- Gerardi, M. H. (2003). *The Microbiology of Anaerobic Digesters*. Kanada: John Wiley & Sons, Inc.
- Irvan, Trisakti, B., & Azka, N. (2020). Pengaruh Laju Pengadukan Terhadap Stabilitas Digester Anaerobik Satu Tahap. *Jurnal Teknik Kimia USU, Vol. 09*, 16-20. Retrieved Maret 2024
- Irwan, Suraya, I., Tiarasti, H., Trisakti, B., Hasibuan, R., & Tomiuchi, Y. (2012). Pembuatan Biogas Dari Berbagai Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit. *Jurnal Teknik Kimia USU*, 54-48.
- Kern D. Q and., 1950, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Fogukosa Ltd., Tokyo.
- Lestari, P. A. (2023). *Laporan Tahunan 2023 Annual Report*.
- Lopez, J. A. (2014). *Treating Organics*. Retrieved from The four stages of anaerobic digestion: <https://treatingorganics.blogspot.com/2016/06/the-four-stages-of-anaerobic-digestion.html>
- Mc Cabe, L., Warren, Julian C. Smith and Peter Harriot. 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, Volume 5, Reinhold Publishing Cooperation, USA.
- Pertamina. (2020). *Pertamina Energy Outlook*.
- Puteri, S. A. (2023). PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI LIMBAH CAIR KELAPA SAWIT PALM OIL MILL EFFLUENT (POME) KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN. *Digital Repository Universitas Jember*.
- Putri, D. A. (2023). *Sumber Energi Terbarukan, Pengertian, Jenis, Manfaat, dan Contohnya*. Retrieved from Katadata.co.id: <https://katadata.co.id/ekonopedia/istilah-ekonomi/650a82375c82f/sumber-energi-terbarukan-pengertian-jenis-manfaat-dan-contohnya>
- Setyono, A. E., & Kiono, B. F. (2021). Dari Energi Fosil Menuju Energi Terbarukan: Potret Kondisi Minyak dan Gas Bumi Indonesia Tahun 2020 – 2050. *Jurnal Energi Baru & Terbarukan*, 155-162.
- SKKMIGAS. (2024). *Laporan Tahunan Transformasi Hulu Migas Untuk Meningkatkan Aktivitas dan Investasi*.

- Statistik, B. P. (2023). Neraca Energi Indonesia 2018-2022. (D. S. Indutri, Ed.) *Katalog*, 25(2), 33.
- Susanto, J. P., Santoso, A. D., & Suwedi, D. N. (2017). Perhitungan Potensi Limbah Padat Kelapa Sawit untuk Sumber Energi Terbaharukan dengan Metode LCA. *Jurnal Teknologi Lingkungan*, 165-172.
- Susilawati, & Supijatno. (2015). Pengelolaan Limbah Kelapa Sawit (*Elaeis guineensis* Jacq.) di Perkebunan Kelapa Sawit, Riau. *Departemen Agronomi dan Hortikultura, Fakultas Pertanian, Institut Pertanian Bogor*, 203-212.
- Susilowati, Puteri, S. A., Farwah, Z. A., Fachri, A. B., & Mumtazah, Z. (2022). PRA RANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT (POME) DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 116-122.
- Taufiq. (2016). *Tesis Biogas Taufiq*. Retrieved from Universitas Diponegoro Institutional Repository: https://eprints2.undip.ac.id/id/eprint/6140/3/Full%20Tesis_Biogas_Taufiq_ME-BAB%20II.pdf
- Valentino, N., Hakim, D. L., Anindita, H. N., & Hastuti, Z. D. (2018). PERENCANAAN PRODUKSI BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT UNTUK PEMBANGKIT LISTRIK: STUDI KASUS PABRIK KELAPA SAWIT SEI PAGAR. *Jurnal Energi dan Lingkungan*, 81-86.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 14.000 ton/tahun

Basis Perhitungan (Bahan Baku) = 100 kg/jam

Jumlah hari operasi = 330 hari

Jumlah jam operasi = 24 jam

Rate Poduksi = $\frac{14.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ ha}_6i} \times \frac{1 \text{ ha}_6i}{24 \text{ jam}}$
= 1767,676 kg/jam

Biogas yang diperoleh = 6,91 kg/jam

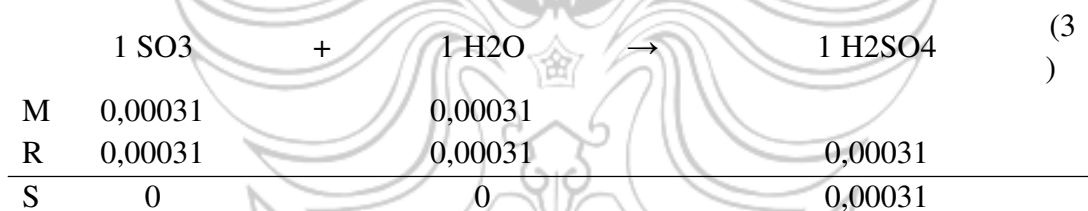
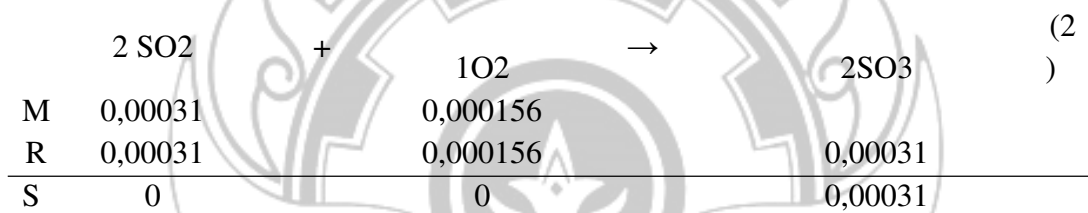
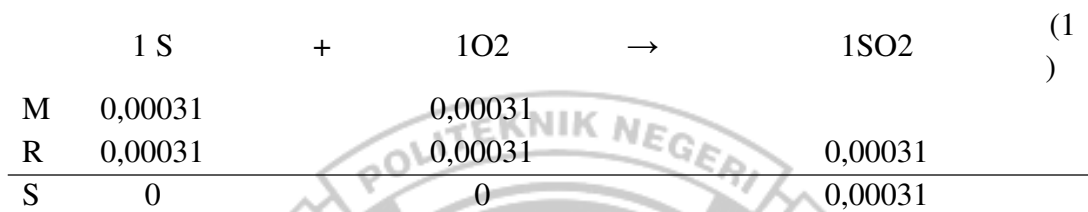
Faktor Pengali = 255,97

Untuk mencari komposisi bahan baku POME yang sesungguhnya, maka didapatkan perhitungan sebagai berikut:

Komposisi	Komposisi (%)	Massa (Kg)
Karbohidrat	29,57%	29,57
Protein	12,75%	12,75
Lemak+Minyak	10,21%	10,21
S	0,01%	0,01
N2	26,39%	26,39
K	4,84%	4,84
Na	0,05%	0,05
Ca	0,90%	0,90
Mg	0,50%	0,50
P	7,80%	7,80
H2O	6,99%	6,99
Total	100%	100

Berdasarkan (Putri Asrowi,2023) sifat asam pada POME memiliki pH hingga 4-5 yang terbentuk karena adanya H₂SO₄

$$n \text{ Sulfur} = \frac{m}{M_r} = \frac{0,01\text{kg}}{32,06 \text{ kg/kmol}} = 0,00031 \text{ kmol}$$



$$n \text{ O}_2 \text{ reaksi} = (0,00031 + 0,000156) \text{ kmol} = 0,000468 \text{ kmol}$$

$$m \text{ O}_2 \text{ bereaksi} = n \times M_r = 0,000468 \text{ kmol} \times 32 \text{ kg/kmol} = 0,0149 \text{ kg}$$

$$m \text{ H}_2\text{O} \text{ bereaksi} = n \times M_r = 0,00031 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,00562 \text{ kg}$$

$$m \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} = n \times M_r$$

$$= 0,00031 \text{ kmol} \times 98 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,0306 \text{ kg}$$

$$m \text{ H}_2\text{O} \text{ sisa} = 6,99 \text{ kg} - 0,00149 \text{ kg}$$

$$= 6,98 \text{ kg}$$

Sehingga terjadi perubahan pada komposisi POME setelah pembentukan asam:

Komposisi	Massa (kg)
Karbohidrat	29,57
Protein	12,75
Lemak	10,21
H ₂ SO ₄	0,03
N ₂	26,39
K	4,84
Na	0,05
Ca	0,90
Mg	0,50
P	7,80
H ₂ O	6,98
TOTAL	100,0

1. Tangki Penampungan

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara POME



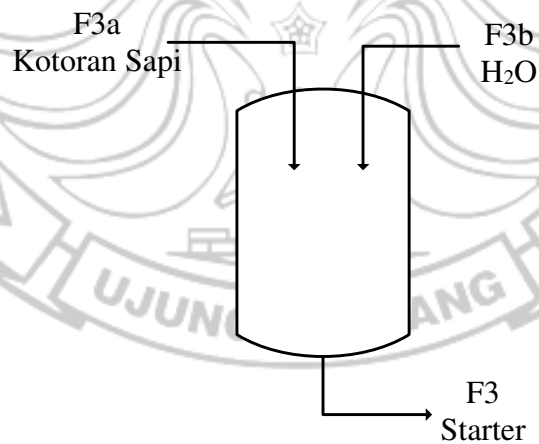
Tabel Neraca Massa Tangki Penampungan

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
-----------	----------------	-----------------

	F1	F2
Karbohidrat	29,57	29,57
Protein	12,75	12,75
Lemak	10,21	10,21
H ₂ SO ₄	0,03	0,03
N ₂	26,39	26,39
K	4,84	4,84
Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	F1	F2
Na	0,05	0,05
Ca	0,90	0,90
Mg	0,50	0,50
P	7,80	7,80
H ₂ O	6,98	6,98
Total	100,0	100,0

2. Tangki Starter

Untuk menghasilkan hasil yang optimum dibutuhkan starter dari kotoran sapi sebanyak 10% dengan perbandingan kotoran sapi dan air sebanyak 1:1.



Tabel Neraca Massa Tangki Starter

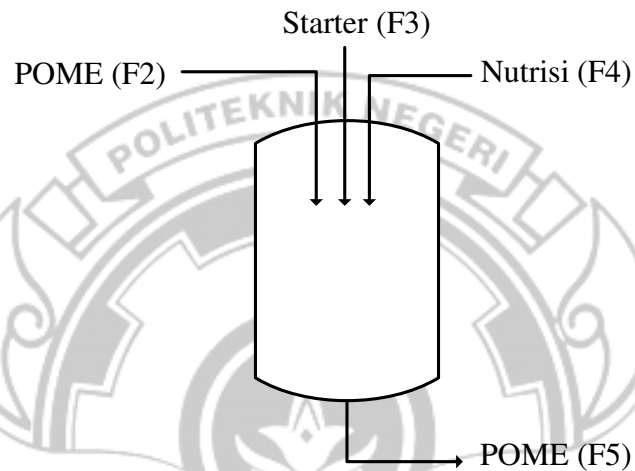
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F _{3a}	F _{3b}	F ₃
Kotoran Sapi	5,00	-	-
Air	-	5,00	-
Starter	-	-	5,00

Sub Total	10,00	
Total	10,00	10,00

3. Fermentor 1

Fungsi : Fermentasi POME menjadi asam asetat.

Kandungan organik POME dapat terkonversi menjadi Biogas sebagai berikut: (Doublein, 2008)



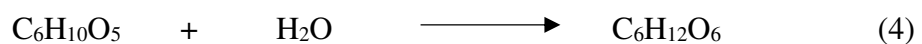
Kandungan organik POME yang dapat terkonversi menjadi biogas adalah sebagai berikut: (Doublin, 2008)

Komponen	Konversi (%)
Karbohidrat	40
Protein	21
Lemak	26

Reaksi fermentasi yang terjadi pada fermentor 1

Reaksi Hidrolisis

➤ Karbohidrat, terkonversi 40% (Doublin, 2008)



Massa mula-mula $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$ = 29,57 kg

$$\begin{aligned} \text{Mol mula-mula } C_6H_{10}O_5 &= \frac{\text{massa } C_6H_{10}O_5}{BM \ C_6H_{10}O_5} \\ &= \frac{29,57 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,182 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_6H_{10}O_5 \text{ yang terkonversi} &= 40\% \times 0,182 \text{ kmol} \\ &= 0,072 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_6H_{10}O_5 \text{ yang tersisa} &= C_6H_{10}O_5 \text{ mula-mula} - C_6H_{10}O_5 \text{ yang terkonversi} \\ &= (0,182 - 0,072) \text{ kmol} \\ &= 0,109 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ yang digunakan} &= \text{mol } H_2O \times BM \ H_2O \\ &= 0,072 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/mol} \\ &= 1,313 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_6H_{12}O_6 \text{ yang terbentuk} &= \text{mol } C_6H_{12}O_6 \times BM \ C_6H_{12}O_6 \\ &= 0,072 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol} \\ &= 13,130 \text{ kg} \end{aligned}$$

➤ Protein, terkonversi 21% (Doublin, 2008)



$$\text{Massa mula-mula } C_{13}H_{25}O_7N_3S = 12,75 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol mula-mula } C_{13}H_{25}O_7N_3S &= \frac{\text{massa } C_{13}H_{25}O_7N_3S}{BM \ C_{13}H_{25}O_7N_3S} \\ &= \frac{12,75 \text{ kg}}{367 \text{ kg/mol}} \end{aligned}$$

$$= 0,034 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} C_{13}H_{25}O_7N_3S \text{ yang terkonversi} &= 21\% \times 0,034 \text{ kmol} \\ &= 0,007 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{13}H_{25}O_7N_3S \text{ sisa} &= \text{mula-mula} - \text{yang terkonversi} \\ &= (0,034 - 0,007) \text{ kmol} \\ &= 0,03 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa } H_2O \text{ yang digunakan} = \frac{6}{1} \times \text{mol } H_2O \times BM \ H_2O$$

$$= 6 \times 0,007 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,787 \text{ kg}$$

Massa CO₂ yang terbentuk

$$= \frac{6,5}{1} \times \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2$$

$$= 6,5 \times 0,007 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol}$$

$$= 2,086 \text{ kg}$$

Massa CH₄ yang terbentuk

$$= \frac{6,5}{1} \times \text{mol CH}_4 \times \text{BM CH}_4$$

$$= 6,5 \times 0,007 \text{ kmol} \times 16 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,758 \text{ kg}$$

Massa NH₃ yang terbentuk

$$= \frac{3}{1} \times \text{mol NH}_3 \times \text{BM NH}_3$$

$$= 3 \times 0,007 \text{ kmol} \times 16 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,350 \text{ kg}$$

Massa H₂S yang terbentuk

$$= \text{mol H}_2\text{S} \times \text{BM H}_2\text{S}$$

$$= 0,007 \text{ kmol} \times 34 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,248 \text{ kg}$$

➤ Lemak, terkonversi 26% (Doublin, 2008)



Massa mula-mula C₁₂H₂₄O₆ = 10,210 kg

Mol mula-mula C₁₂H₂₄O₆ = $\frac{\text{massa C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_6}{\text{BM C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_6}$

$$= \frac{10,210 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,04 \text{ kmol}$$

C₁₂H₂₄O₆ yang terkonversi = 26% x 0,04 kmol

$$= 0,01 \text{ kmol}$$

C₁₂H₂₄O₆ sisa

$$= \text{mula-mula} - \text{terkonversi}$$

$$= (0,04 - 0,01) \text{ kmol}$$

$$= 0,03 \text{ kmol}$$

Massa H₂O yang digunakan

$$= \frac{3}{1} \times \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 3 \times 0,01 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,542 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{4,5}{1} \times \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\
 &= 4,5 \times 0,01 \text{ kmol} \times 44,01 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1,998 \text{ kg} \\
 \text{Massa CH}_4 \text{ yang terbentuk} &= \frac{7,5}{1} \times \text{mol CH}_4 \times \text{BM CH}_4 \\
 &= 7,5 \times 0,01 \text{ kmol} \times 16 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1,206 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel Reaksi Hidrolisis

Karbohidrat

Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Sisa (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	29,57	-	17,75
H ₂ O	1,31	-	-
C ₆ H ₁₂ O ₆	-	13,13	17,75
Total	30,8820	30,8820	

Protein

Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Sisa (kg/jam)
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	12,75	-	10,09
H ₂ O	0,79	-	-
CO ₂	-	2,09	-
CH ₄	-	0,76	-
NH ₃	-	0,35	-
H ₂ S	-	0,25	-
Sub Total	13,54	3,44	10,09
Total	13,54	13,54	

Lemak

Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Sisa (kg/jam)
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	10,21	-	7,56
H ₂ O	0,54	-	-
CO ₂	-	1,99	-
CH ₄	-	1,21	-
Sub total	10,75	3,20	7,56
Total	10,75	10,75	

Reaksi Asidogenesis

Glukosa yang terbentuk akan mengalami reaksi asidogenesis dan terkonversi sebesar 66% menjadi propionate dan 34% menjadi butirat (Doublin,2008)



$$\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} = 13,130 \text{ kg}$$

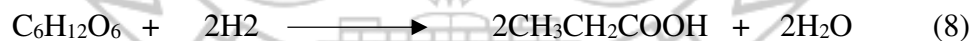
$$\begin{aligned} \text{Mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= \frac{\text{massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{\text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} \\ &= \frac{13,130 \text{ kg}}{180 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,072 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ yang terkonversi} &= 34\% \times 0,072 \text{ kmol} \\ &= 0,024 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} \text{ yang terbentuk} &= \text{mol CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} \times \text{BM} \\ &\quad \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} \\ &= 0,024 \text{ kmol} \times 88 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,182 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{2}{1} \times \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\ &= 2 \times 0,024 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,182 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2 \times \text{BM H}_2 \\ &= 2 \times 0,024 \text{ kmol} \times 2 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,099 \text{ kg} \end{aligned}$$



$$\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} = 13,130 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} &= \frac{\text{massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{\text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} \\ &= \frac{13,130 \text{ kg}}{180 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,072 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ yang terkonversi} &= 66\% \times 0,072 \text{ kmol} \\ &= 0,048 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2 \text{ yang digunakan} &= \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2 \times \text{BM H}_2 \\ &= 2 \times 0,048 \text{ kmol} \times 2 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

$$= 0,192 \text{ kg}$$

$$\text{Massa asam propionat yang terbentuk} = \frac{2}{1} \times \text{mol Asam Propionat} \times \text{BM}$$

Asam Propionat

$$= 2 \times 0,048 \text{ kmol} \times 74 \text{ kg/kmol}$$

$$= 7,125 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O yang terbentuk} = \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 2 \times 0,048 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

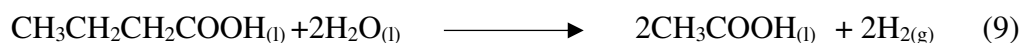
$$= 1,733 \text{ kg}$$

Tabel Reaksi Asidogenesis

Asam Butirat		
Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	4,4642	-
CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	-	2,1825
CO ₂	-	2,1825
H ₂	-	0,0992
Total	4,4642	4,4642
Asam Propionat		
Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	8,6659	-
H ₂	0,1926	-
CH ₃ CH ₂ COOH	-	7,1253
H ₂ O	-	1,7332
Total	8,8585	8,8585

Reaksi Asetogenesis

Asam butirat dan asam propionate yang terkonversi menjadi asam asetat (CH₃COOH) adalah 100% (Doublin,2008)



$$\text{Massa CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH mula-mula} = 2,182 \text{ kg}$$

$$\text{Mol mula-mula CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} = \frac{\text{massa CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH}}{\text{BM CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH}}$$

$$= \frac{2,182 \text{ kg}}{88 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,024 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang digunakan} &= \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 2 \times 0,024 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,892 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH yang terbentuk} &= \frac{2}{1} \times \text{mol CH}_3\text{COOH} \times \text{BM CH}_3\text{COOH} \\ &= 2 \times 0,024 \text{ kmol} \times 60 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,976 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2 \times \text{BM H}_2 \\ &= 2 \times 0,024 \text{ kmol} \times 2 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,099 \text{ kg} \end{aligned}$$



$$\text{Massa CH}_3\text{CH}_2\text{COOH mula-mula} = 7,125 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol mula-mula CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} &= \frac{\text{massa CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}}{\text{BM CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}} \\ &= \frac{7,125 \text{ kg}}{74 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,096 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang digunakan} &= \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2 \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 2 \times 0,096 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 3,466 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH yang terbentuk} &= \text{mol CH}_3\text{COOH} \times \text{BM CH}_3\text{COOH} \\ &= 0,096 \text{ kmol} \times 60 \text{ kg/kmol} \\ &= 5,777 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\ &= 0,096 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 4,236 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{3}{1} \times \text{mol H}_2 \times \text{BM H}_2 \\ &= 3 \times 0,096 \text{ kmol} \times 2 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,577 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel Reaksi Asetogenesis

Asam Asetat dari Asam Butirat

Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)
CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	2,1825	-
H ₂ O	0,8928	-
CH ₃ COOH	-	2,9762
H ₂	-	0,0992
Total	3,0754	3,0754

Asam Asetat dari Asam Propinoat

Komponen	Reaktan (kg/jam)	Produk (kg/jam)
CH ₃ CH ₂ COOH	7,1253	-
H ₂ O	3,4664	-
CH ₃ COOH	-	5,7773
CO ₂	-	4,2367
H ₂	-	0,5777
Total	10,5916	10,5916

Perhitungan Nutrisi

Berdasarkan (Putri Primandari et. all, 2013) densitas dari POME sebagai berikut:

$$\rho = 0,907 \text{ kg/l}$$

sehingga diperoleh volume POME sebagai berikut:

$$\rho = \frac{\text{massa}}{\text{volume}}$$

$$v = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{100,00 \text{ kg}}{0,907 \text{ kg/L}} = 110,26 \text{ L}$$

Berdasarkan (Diah Ayu,2011) penambahan nutrisi dalam tiap 1 liter volume POME, sebagai berikut:

Nutrisi	Jumlah (mg/L)	Volume POME (L)	Massa (mg/L)	Massa Aktual (kg)
FeCl ₂	0,1	110,26	11,03	0,0000110
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,1	110,26	11,03	0,0000110
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,1	110,26	11,03	0,0000110
NH ₄ HCO ₃	50	110,26	5.513,15	0,0055132
Total				0,0055462

Jadi, Nutisi yang dibutuhkan untuk Fermentor 1 dengan massa 100,00 kg adalah 0,0055462

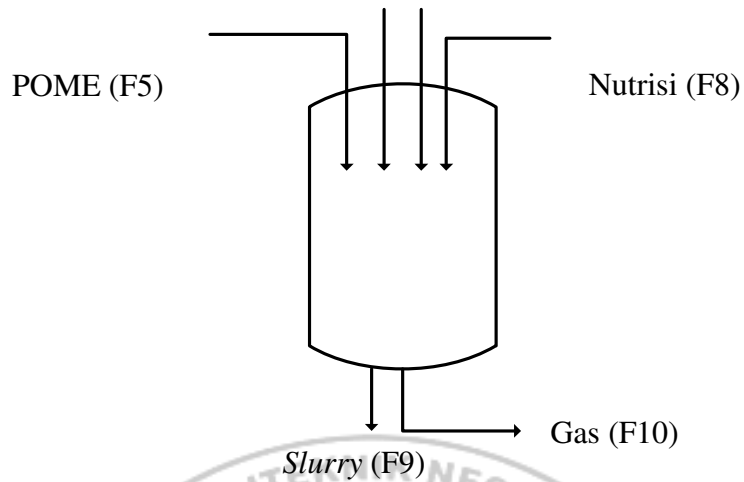
Neraca Massa Fermentor I

Komposisi	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	F2	F3	F4	F5
H ₂ SO ₄	0,03	-	-	0,03
N ₂	26,39	-	-	26,39
K	4,84	-	-	4,84
Na	0,05	-	-	0,05
Ca	0,90	-	-	0,90
Mg	0,50	-	-	0,50
P	7,80	-	-	7,80
H ₂ O	7,20	-	-	1,73
C ₆ H ₁₀ O ₅	29,57	-	-	17,75
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	12,75	-	-	10,09
CO ₂	-	-	-	10,50
CH ₄	-	-	-	1,97
NH ₃	-	-	-	0,35
H ₂ S	-	-	-	0,25
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	10,21	-	-	7,56
H ₂	-	-	-	0,78
CH ₃ COOH	-	-	-	8,75
Starter	-	10,00	-	10,00
Nutrisi	-	-	0,0055	0,0055
Sub Total	100,230	10,00	0,0055	110,2537
Total	110,2537			110,2537

4. Fermentor 2

Fungsi : Fermentasi asam asetat menjadi biometana.

Methanococcus sp. (F6) NaOH (F7)



Dilakukan penambahan larutan NaOH (F7) untuk menyeimbangkan pH dari 5,5 menjadi 7, dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Massa H_2SO_4 mula-mula = 0,031 kg

Mol mula-mula H_2SO_4

$$= \frac{\text{massa } \text{H}_2\text{SO}_4}{\text{BM } \text{H}_2\text{SO}_4}$$

$$= \frac{0,031 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,00031 \text{ kmol}$$

NaOH yang digunakan

$$= \frac{2}{1} \times \text{mol NaOH} \times \text{BM NaOH}$$

$$= 2 \times 0,00031 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,024 \text{ kg}$$

Na_2SO_4 yang terbentuk

$$= \text{mol } \text{Na}_2\text{SO}_4 \times \text{BM } \text{Na}_2\text{SO}_4$$

$$= 0,00031 \text{ kmol} \times 142 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,044 \text{ kg}$$

H_2O yang terbentuk

$$= \frac{2}{1} \times \text{mol } \text{H}_2\text{O} \times \text{BM } \text{H}_2\text{O}$$

$$= 2 \times 0,00031 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,011 \text{ kg}$$

Tabel Kebutuhan NaOH

Komponen	Reaktan (kg)	Produk (kg)
H_2SO_4	0,031	-

NaOH	0,025	-
Na ₂ SO ₄	-	0,044
H ₂ O	-	0,011
Total	0,056	0,056

Gas metan yang terbentuk adalah hasil dari 70% penguraian asam asetat (CH₃COOH) dan 30% hasil reaksi antara CO₂ dan H₂ (Doublein,2008)



$$\text{Massa CH}_3\text{COOH mula-mula} = 8,75 \text{ kg}$$

$$\text{Mol CH}_3\text{COOH mula-mula} = \text{CH}_3\text{COOH dari asam butirat (9) + CH}_3\text{COOH dari asam propionate (10)}$$

$$= 0,0496 \text{ kmol} + 0,0963 \text{ kmol}$$

$$= 0,1459 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_4 \text{ yang terbentuk} &= \text{mol CH}_4 \times \text{BM CH}_4 \\ &= 0,1459 \text{ kmol} \times 16 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,334 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\ &= 0,1459 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 6,419 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa gas metan keseluruhan yang terbentuk:

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_4 \text{ Keseluruhan} &= \frac{100}{70} \times 2,334 \text{ kg} \\ &= 3,334 \end{aligned}$$



$$\text{Gas CH}_4 \text{ yang terbentuk} = 0,910 \text{ kg}$$

$$= \frac{\text{massa CH}_4}{\text{BM CH}_4}$$

$$= \frac{0,910 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,056 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ yang digunakan} &= \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\ &= 0,056 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,503 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa CO}_2 \text{ mula-mula} &= \text{Massa CO}_2 \text{ dari reactor 1} + \text{massa CO}_2 \text{ dari CH}_3\text{COOH} \\
&= 10,50 \text{ kg} + 6,419 \text{ kg} \\
&= 16,915 \text{ kg} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ sisa} &= \text{mula-mula} - \text{yang digunakan} \\
&= 16,915 \text{ kg} - 2,503 \text{ kg} \\
&= 14,412 \text{ kg} \\
\text{Massa H}_2 \text{ mula-mula} &= 0,78 \text{ kg} \\
\text{Massa H}_2 \text{ yang digunakan} &= \frac{4}{1} \times \text{mol H}_2 \times \text{BM H}_2 \\
&= 4 \times 0,056 \text{ kmol} \times 2 \text{ kg/kmol} \\
&= 0,455 \text{ kg} \\
\text{Massa H}_2 \text{ sisa} &= \text{mula-mula} - \text{yang digunakan} \\
&= 0,78 \text{ kg} - 0,455 \text{ kg} \\
&= 0,321 \text{ kg} \\
\text{Massa H}_2\text{O yang terbentuk} &= \frac{2}{1} \times \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
&= 2 \times 0,056 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\
&= 2,048 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Perhitungan *Methanococcus sp* (F6)

Berdasarkan (Putri Asrowi, 2023) rasio kebutuhan bakteri terhadap substrat untuk fermentasi POME ialah 1:9 atau bakteri: substrat. Substrat terdiri dari karbohidrat, lemak dan protein. Adapun laju pertumbuhan bakteri sebagai berikut

$$\begin{aligned}
\text{Massa substrat} &= \text{massa karbohidrat} + \text{massa protein} + \text{massa lemak} \\
&= 17,75 \text{ kg} + 10,09 \text{ kg} + 7,56 \text{ kg} \\
&= 35,40 \text{ kg} \\
\text{Massa } \textit{Methanococcus sp}. &= \frac{1}{9} \times 35,40 \text{ kg} \\
&= 3,93 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Perhitungan Kebutuhan Nutrisi (F8)

Berdasarkan (Putri Primandari et. all, 2013) densitas dari POME sebagai berikut:

$$\rho = 0,907 \text{ kg/l}$$

sehingga diperoleh volume POME sebagai berikut:

$$\rho = \frac{\text{massa}}{\text{volume}}$$

$$v = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{110,235 \text{ kg}}{0,907 \text{ kg/L}}$$

$$= 121,54 \text{ L}$$

Berdasarkan Diah Ayu penambahan logam terlarut dan nutrisi dalam tiap 1 liter volume POME, sebagai berikut:

Nutrisi	Jumlah (mg/L)	Volume POME (L)	Massa (mg/L)	Massa Aktual (kg)
FeCl ₂	0,1	121,54	12,15	0,000012
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,1	121,54	12,15	0,000012
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,1	121,54	12,15	0,000012
NH ₄ HCO ₃	50	121,54	6.076,94	0,006077
Total				0,006113

Jadi, Nutisi yang dibutuhkan untuk Fermentor 1 dengan massa 110,235kg adalah 0,006113 kg

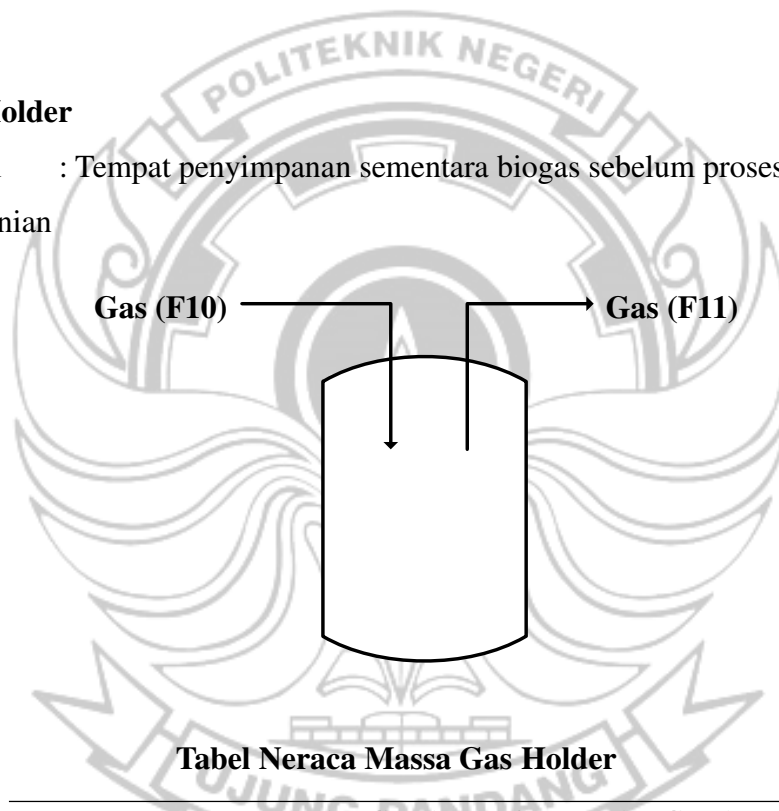
Tabel Neraca Massa Fermentor II

Komposisi	Input (kg/jam)				Output (Kg/jam)	
	F5	F6	F7	F8	F9	F10
H ₂ SO ₄	0,03	-	-	-	0	-
N ₂	26,39	-	-	-	26,39	-
K	4,84	-	-	-	4,84	-
Na	0,05	-	-	-	0,05	-
Ca	0,90	-	-	-	0,90	-
Mg	0,50	-	-	-	0,50	-
P	7,80	-	-	-	7,80	-
H ₂ O	1,73	-	-	-	2,06	-
C ₆ H ₁₀ O ₅	17,75	-	-	-	17,75	-
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	10,09	-	-	-	10,09	-
CO ₂	10,50	-	-	-	-	14,41
CH ₄	1,97	-	-	-	-	6,58
NH ₃	0,35	-	-	-	0,35	-
H ₂ S	0,25	-	-	-	-	0,25
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	7,56	-	-	-	7,56	-
H ₂	0,78	-	-	-	0,6849	-

CH ₃ COOH	8,75	-	-	-	-	-
Starter	10,00	-	-	-	10,00	-
Nutrisi	0,0055	-	-	0,00611	0,01	-
<i>Methanococcus</i> <i>Sp</i>	-	3,9335	-	-	3,9335	-
NaOH	-	-	0,02495	-	-	-
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	0,044295	-
Sub Total	110,2357	3,93	0,02	0,006	92,960	21,24
Total	114,200					114,200

5. Gas Holder

Fungsi : Tempat penyimpanan sementara biogas sebelum proses pemurnian

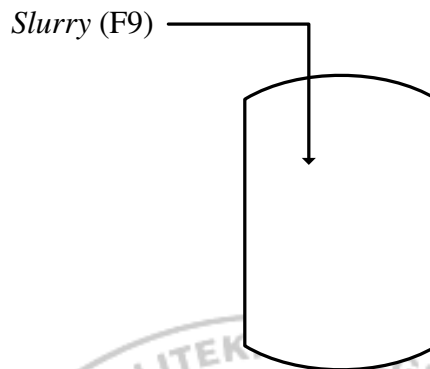


Tabel Neraca Massa Gas Holder

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	F10	F11
CH ₄	6,58	6,58
CO ₂	14,41	14,41
H ₂ S	0,25	0,25
Total	21,240	21,240

6. Tangki Slurry

Fungsi : Tempat penyimpanan slurry produk samping fermentasi sebagai pupuk

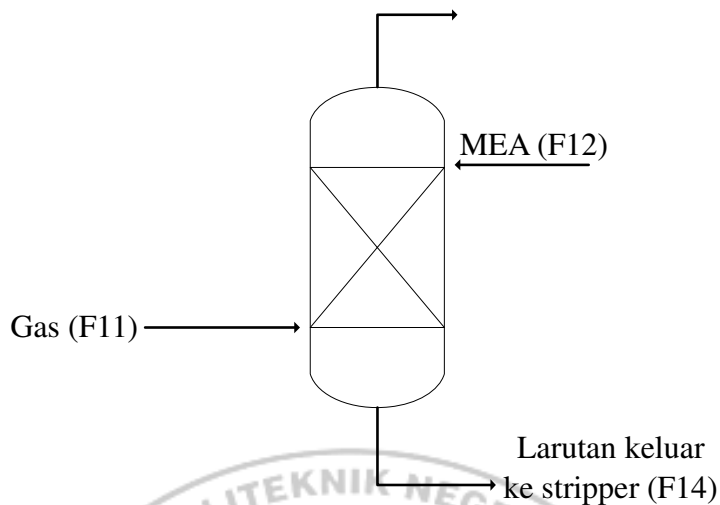


Tabel Neraca Massa Tangki Slurry

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	F9	
N ₂	26,39	26,39
K	4,84	4,84
Na	0,05	0,05
Ca	0,90	0,90
Mg	0,50	0,50
P	7,80	7,80
H ₂ O	2,06	2,05
C ₆ H ₁₀ O ₅	17,75	17,75
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	10,09	10,09
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	7,55	7,55
Starter	10,00	10,00
H ₂	0,68	0,68
Nutrisi	0,01	0,01
Methanococcus	3,93	3,93
Sp	3,93	3,93
Na ₂ SO ₄	0,04	0,04
NH ₃	0,00	0
Total	92,6104	92,6104

7. Absorber

Fungsi : Mengurangi kandungan CO₂ dan H₂S dalam biogas
Gas keluar (F13)



Menyerap H₂S dan CO₂ dengan larutan MEA 25% (Ahmad, Andrio, Putra, & Seprizal, 2022), CO₂ 99,75% dan H₂S 100% terkonversi.

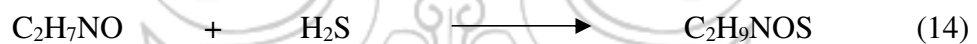
Menurut (Putri Asrowi, 2023) H₂S bereaksi lebih cepat daripada CO₂

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{S yang terabsorpsi} &= 0,25 \text{ kg} \times 100\% \\ &= 0,25 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ yang terabsorpsi} &= 14,41 \text{ kg} \times 99,75\% \\ &= 14,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

Proses penyerapan gas CO₂ dan H₂S oleh larutan MEA 25% memiliki reaksi sebagai berikut:

Proses pemurnian H₂S



$$\text{Massa H}_2\text{S mula-mula} = 0,25 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{S mula-mula} &= \frac{\text{massa H}_2\text{S}}{\text{BM H}_2\text{S}} \\ &= \frac{0,25 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \end{aligned}$$

$$= 0,0072 \text{ kmol}$$

$$\text{C}_2\text{H}_7\text{NO yang digunakan} = \text{mol C}_2\text{H}_7\text{NO} \times \text{BM C}_2\text{H}_7\text{NO}$$

$$= 0,0027 \text{ kmol} \times 61 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,444 \text{ kg}$$

$$\text{C}_2\text{H}_9\text{NOS yang terbentuk} = \text{mol C}_2\text{H}_9\text{NOS} \times \text{BM C}_2\text{H}_9\text{NOS}$$

$$= 0,0072 \text{ kmol} \times 95 \text{ kg/kmol}$$

$$= 175,772 \text{ kg}$$



$$\text{CO}_2 \text{ mula-mula} = 14,41 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CO}_2 \text{ mula-mula} &= \frac{\text{massa CO}_2}{\text{BM CO}_2} \\ &= \frac{14,41 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,327 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ reaksi} &= 99,75\% \times 0,327 \text{ kmol} \\ &= 0,326 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ sisa} &= \text{mula-mula} - \text{reaksi} \\ &= 0,327 \text{ kmol} - 0,326 \text{ kmol} \\ &= 0,001 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ sisa} &= 0,001 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,036 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_7\text{NO} \text{ yang digunakan} &= 2 \times 0,326 \text{ kmol} \times 61 \text{ kg/kmol} \\ &= 39,904 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4 \text{ terbentuk} &= 0,326 \text{ kmol} \times 166 \text{ kg/kmol} \\ &= 54,284 \text{ kg} \end{aligned}$$

MEA = 25%

$$\begin{aligned} n \text{ MEA} &= 0,0072 \text{ kmol} + 0,653 \text{ kmol} \\ &= 0,660 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m \text{ MEA} &= 0,660 \times 61 \text{ kg/kmol} \\ &= 40,349 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas MEA} = 1,01 \text{ g/cm}^3 = 1.010 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} V \text{ MEA} &= \frac{m \text{ MEA}}{\rho} \\ &= \frac{40,349 \text{ kg}}{1.010 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,039 \text{ m}^3 = 39,950 \text{ L} \end{aligned}$$

Pengenceran MEA 99% menjadi MEA 25%

$$M1 \quad \times \quad V1 \quad = \quad M2 \quad \times \quad V2$$

$$\begin{aligned}
 25\% \times 39,950 &= 99\% \times V_2 \\
 V_2 &= \frac{25\% \times 39,950 \text{ L}}{99\%} \\
 &= 10,0884 \text{ L}
 \end{aligned}$$

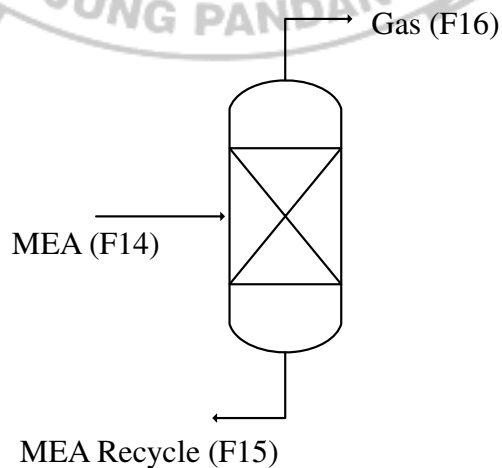
Jadi, air yang dibutuhkan untuk mengencerkan MEA 99% menjadi 25% sebanyak 10,0884 L

Neraca Massa Absorber

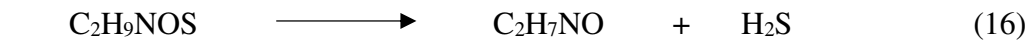
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F11	F12	F13	F14
CH ₄	6,58	-	0,58	-
CO ₂	14,41	-	0,33	-
H ₂ S	0,25	-	-	-
MEA	-	40,64	-	-
C ₂ H ₉ NOS	-	-	-	0,69
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	-	-	-	54,28
Sub Total	21,24	40,64	6,91	54,98
Total	61,88	61,88	61,88	61,88

8. Stripper

Fungsi : Mengurangi kandungan CO₂ dan H₂S dalam biogas



Konversi Reaksi = 100%



Massa $\text{C}_2\text{H}_9\text{NOS}$ mula-mula = 0,69 kg

Mol $\text{C}_2\text{H}_9\text{NOS}$ mula-mula = $\frac{\text{massa } \text{C}_2\text{H}_9\text{NOS}}{\text{BM } \text{C}_2\text{H}_9\text{NOS}}$
 = $\frac{0,69 \text{ kg}}{95 \text{ kg/kmol}}$
 = 0,0072 kmol

$\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$ yang terbentuk = mol $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$ x BM $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$
 = 0,0072 kmol x 61,08 kg/kmol
 = 0,444 kg

H_2S yang terbentuk = Mol H_2S x BM H_2S
 = 0,0072 kmol x 34 kg/kmol
 = 0,248 kg

Konversi Reaksi 99,75%



Massa $\text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4$ mula-mula = 54,28 kg

Mol $\text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4$ mula-mula = $\frac{\text{massa } \text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4}{\text{BM } \text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4}$
 = $\frac{54,28 \text{ kg}}{166 \text{ kg/kmol}}$
 = 0,326 kmol

$\text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4$ reaksi = 99,75% x 0,326 kmol
 = 0,325 kmol

$\text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4$ sisa = 0,326 kmol – 0,325 kmol
 = 0,00081 kmol
 = 0,00081 kmol x 166 kg/kmol
 = 0,135 kg

CO_2 yang terbentuk = Mol CO_2 x BM CO_2
 = 0,325 kmol x 44 kg/kmol
 = 14,340 kg

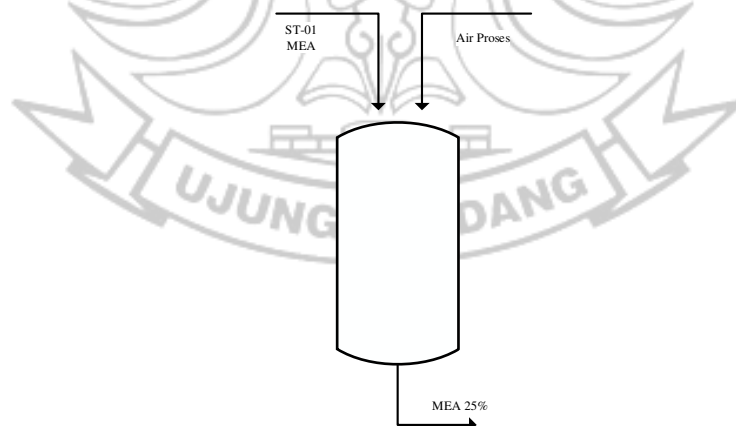
$2\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$ yang terbentuk = $\frac{2}{1}$ x Mol $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$ x BM $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$
 = 2 x 0,325 kmol x 61 kg/kmol

= 39,805 kg

Neraca Massa Stripper

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F14	F15	F15	F16
C ₂ H ₉ NOS	0,693	-	-	-
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	54,285	0,136	-	-
MEA	-	40,250	-	-
CO ₂	-	-	-	14,340
H ₂ S	-	-	-	0,248
Sub Total	54,97	40,385		14,588
Total	54,97		54,97	

9. Tangki Pengenceran MEA



Mengencerkan larutan MEA yang keluar dari bottom stripper sebelum digunakan Kembali sebagai penyerap pada absorber

Komposisi larutan Stripper:

Komponen	F15 (kg/jam)
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	0,136
MEA	40,250
Total	40,385

H₂O yang dibutuhkan untuk membuat larutan MEA 25%

$$= \frac{85\%}{25\%} \times 40,385 \text{ kg}$$

$$= 137,31 \text{ kg}$$

Air Proses yang ditambahkan

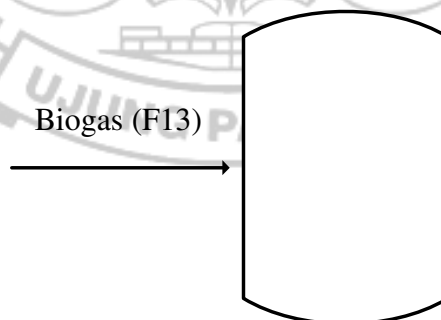
$$= 137,31 \text{ kg} - 40,385 \text{ kg}$$

$$= 97,061 \text{ kg}$$

Neraca Massa Tangki Pengenceran MEA

Komponen	Input (Kg)		Output (kg)
	F15	F17	F18
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	0,136	-	0,136
MEA	40,250	-	137,31
Air Proses	-	97,061	-
Sub Total	40,385	97,061	137,447
Total	137,446	137,447	137,447

10. Tangki Penampungan Biogas



Neraca Massa Tangki Penampungan Biogas

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
----------	----------------	-----------------

	F13	
CH ₄	6,58	6,58
CO ₂	0,33	0,33
Total	6,91	6,91





LAMPIRAN B

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 14.000 ton/tahun

Umpan Basis = 25.377,73 kg/jam

Waktu Operasi = 24 jam/hari

= 330 hari/tahun

Satuan Energi = 1 kJ

Satuan Massa = 1 kg

Suhu Referensi = 25°C = 298,15 K

Persamaan panas untuk kondisi aliran steady: $Q = \Delta H$

$$\Delta H = n \times C_p \times \Delta T = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

Keterangan: ΔH = Panas (kJ)

n = berat bahan (kmol)

C_p = Kapasitas Panas (kJ/kmol.K)

T_{ref} = Suhu referensi (K)

T = Suhu bahan (K)

$$\Delta H = n \left\{ A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right\}$$

A, B, C, D = konstanta

A. Data Kapasitas Panas untuk Air

Data kapasitas panas untuk air (H₂O) pada tekanan 1 atm didapatkan dari Appendix A.2-5 Geankoplis (1993)

Suhu (°C)	Cp (kJ/kg.K)	Suhu (°C)	Cp (kJ/kg)
0	4,217	50	4,181
10	4,192	60	4,184
20	4,182	70	4,189
25	4,179	80	4,196
30	4,179	90	4,205
40	4,179	100	4,216

B. Data Kapasitas Panas (Cp)

Untuk Cp senyawa dapat menggunakan Hukum Kopp yaitu perhitungan Cp berdasarkan kapasitas panas setiap atom penyusunnya. Data kapasitas panas setiap elemen, J/mol.K berdasarkan tabel 8.2 R.K. Sinnott (2008) untuk senyawa berfasa padat dan liquid.

Elemen	Solids	Liquids
C	7,5	11,7
H	9,6	18
B	11,3	19,7
Si	15,9	24,3
O	16,7	25,1
F	20,9	29,3
P dan S	22,6	31
Lainnya	26	33,5

$C_p = \text{Jumlah unsur atom} \times \text{Kapasitas panas elemen}$

Komponen	Unsur	Jumlah unsur	Kapasitas Panas	Cp (kJ/kmolK)
C ₆ H ₁₀ O ₅	C	6	11,7	70,2
	H	10	18	180
	O	5	25,1	125,5
Total				375,7
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	C	13	11,7	152,1
	H	25	18	450
	O	7	25,1	175,7
	N	3	33,5	100,5
	S	1	31	31
Total				909,3
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	C	12	11,7	140,4
	H	24	18	432
	O	6	25,1	150,6
Total				723
NiCl ₂ .6H ₂ O	Ni	1	33,5	33,5
	Cl	1	33,5	33,5
	H	12	18	216
	O	6	25,1	150,6
Total				433,6
COCl ₂ .6H ₂ O	C	1	11,7	11,7
	Cl	2	33,5	67
	H	12	18	216
	O	7	25,1	175,7
Total				470,4
NH ₄ HCO ₃	N	1	33,5	33,5
	H	5	18	90

	C	1	11,7	11,7
	O	3	25,1	75,3
Total				210,5
C ₆ H ₁₂ O ₆	C	6	11,7	70,2
	H	12	18	216
	O	6	25,1	150,6
Total				436,8
C ₂ H ₉ NOS	C	2	11,7	23,4
	H	9	18	162
	N	1	33,5	33,5
	O	1	25,1	25,1
	S	1	31	31
Total				275
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	C	5	11,7	58,5
	H	14	18	252
	N	2	33,5	67
	O	4	25,1	100,4
Total				477,9
CH _{1,666} O _{0,270} N _{0,200} Bakteri (General) (Popovic,2019)	C	1	7,5	7,5
	H	1,666	9,6	15,9936
	O	0,27	16,7	4,509
	N	0,2	26	5,2
Total				33,2026

Data kapasitas panas gas dapat dilihat berdasarkan tabel 2 dan 3 pada buku

Yaws (1999), nilai kapasitas dapat dicari melalui rumus berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Keterangan: C_p = Kapasitas Panas (kJ/kmol.K)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu (K)

Berikut adalah nilai kapasitas panas (Cp) untuk fasa gas pada suhu 298,15 K

Komponen	A	B	C	D	E	Cp
CH ₄	34,942	-0,039957	0,00019184	-1,5303E-07	3,9321E-11	36,3370
CO ₂	27,437	0,042315	-0,000019555	3,9968E-09	-2,9872E-13	38,4185
H ₂	25,399	0,020178	-0,000038549	3,188E-08	-8,7585E-12	28,7640
H ₂ S	33,878	-0,011216	0,000052578	-3,8397E-08	9,0281E-12	34,2615
NH ₃	33,573	-0,012581	0,000088906	-7,1783E-08	1,8569E-11	35,9694

Berikut adalah kapasitas panas (Cp) fasa cair pada suhu 298,15 K

Komponen	A	B	C	D	Cp
N ₂	76,452	-0,35226	-0,002669	0,000050057	1060,86
O ₂	46,432	0,39506	-0,0070522	0,000039897	594,74
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07	75,55
CH ₃ COOH	-18,944	1,0971	-0,0028921	2,9275E-06	128,66
H ₂ SO ₄	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342E-06	139,95
K	35,955	-0,01687	0,000013313	-1,8E-09	32,06
Na	22,431	0,035211	-0,000044481	1,6321E-08	29,41
Ca	57,358	-0,036594	0,000017589	-2,1846E-09	47,95
Mg	71,613	-0,062494	0,000016395	6,8222E-09	54,62
P	36,97	-0,058048	0,000090422	-3,3467E-08	26,81
FeCl ₂	228,216	-0,26823	0,00017289	-3,0882E-08	162,79
C ₂ H ₇ NO	23,11	1,2283	-0,0031218	3,0714E-06	193,22
CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	62,832	8,4097	-0,0026998	3,6331E-06	2426,48
CH ₃ CH ₂ COOH	57,308	0,63751	-0,0021308	3,0569E-06	138,99
NaOH	87,639	-0,00048368	-4,5423E-06	1,1863E-09	87,12
Na ₂ SO ₄	233,515	-0,0095276	-0,000034665	1,5771E-08	228,01

C. Data Panas Pembentukan (Hf)

Data panas pembentukan dapat dilihat pada tabel 12 buku Yaws (1999) sebagai berikut:

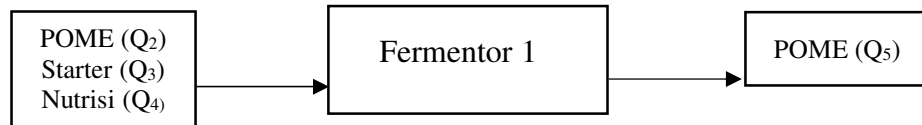
Komponen	Hf (kJ/kmolK)
CH ₄	-74,82
CO ₂	-393,50
NH ₃	-45,9
H ₂ S	-20,6
H ₂	0
CH ₃ COOH	-487
C ₆ H ₁₀ O ₅	-977,084
C ₆ H ₁₂ O ₆	-1.250
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	-1.412,09
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	-2.061,63
C ₂ H ₇ NO	-210,28

Nilai Hf pada senyawa berfasa liquid dapat ditemukan pada tabel 2-94 buku Perry (2019, hal. 194-201) sebagai berikut:

Komponen	Hf (kcal/mol)	Hf (kJ/kmol)
H ₂ SO ₄	-193,69	-810398,96
NaOH	-112,19	-469402,96
Na ₂ SO ₄	-330,82	-1384150,88
H ₂ O	-68,3174	-285840,00

NERACA PANAS TIAP ALAT

1. Tangki Fermentor 1



Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis, reaksi asetogenesis, dan asidogenesis

Kondisi Operasi :

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{in} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{in} &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

$$T_{out} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{out} &= T_{out} - T_{ref} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

a. Panas masuk (Q_{in})

Arus 2

$$Q_2 \text{ karbohidrat} = m \times C_p \times dT$$

$$= \frac{7.503,94 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 174.026,56 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{ protein} = \frac{3.235,66 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 80.168,55 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{ lemak} = \frac{2.591,07 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 70.959,99 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{5,43 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}} \times [26,004(308 - 298) + \frac{1}{2}0,70337(308^2 -$$

$$298^2) + \frac{1}{3}(-0,0013856)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,034 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 77,96 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{N}_2 = \frac{6697,18 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times [76,452(308 - 298) + \frac{1}{2}(-$$

$$0,35226)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,002669)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,01 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.677.201,72 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{K} = \frac{1228,03 \text{ kg}}{39 \text{ kg/kmol}} \times [35,955(308 - 298) +$$

$$\frac{1}{2}(-0,01687)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,331 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,8 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 10.080,64 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{Na} = \frac{12,94 \text{ kg}}{23 \text{ kg/kmol}} \times [22,431(308 - 298) + \frac{1}{2}0,035211(308^2 -$$

$$298^2) + \frac{1}{3}(-4,448 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,6321 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 165,81 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{ Ca} = \frac{227,38 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [57,358(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,036594)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,759 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-2,1846) \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.718,34 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{ Mg} = \frac{125,62 \text{ kg}}{24 \text{ kg/kmol}} \times [71,613(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,062494)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,64 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}6,8222 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.845,55 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{ P} = \frac{1980,22 \text{ kg}}{31 \text{ kg/kmol}} \times [36,97(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,058048)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}9,042 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-3,3467) \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 17.087,80 \text{ kJ}$$

$$Q_2 \text{ H}_2\text{O} = \frac{1771,24 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 74.240,62 \text{ KJ}$$

Arus 3

$$Q_3 \text{ Selulosa} = \frac{1.268,94 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 29.428,44 \text{ kJ}$$

$$Q_3 \text{ H}_2\text{O} = \frac{1.268,94 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 53.186,97 \text{ kJ}$$

Arus 4

$$Q_4 \text{ FeCl}_2 = \frac{0,0027981 \text{ kg}}{126 \text{ kg/kmol}} \times [228,216(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,26823)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(1,73 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-3,08 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 0,0360 \text{ kJ}$$

$$Q_4 \text{ NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} = \frac{0,0027981 \text{ kg}}{202 \text{ kg/kmol}} \times 433,6 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 0,0601$$

$$Q_4 \text{ CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} = \frac{0,0027981 \text{ kg}}{207 \text{ kg/kmol}} \times 470,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 0,0636 \text{ kJ}$$

$$Q_4 \text{ NH}_4\text{HCO}_3 = \frac{1,3990481 \text{ kg}}{79 \text{ kg/kmol}} \times 210,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 37,2784 \text{ kJ}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
Karbohidrat	7.503,94	162	375,70	174.026,56
Protein	3.235,66	367	909,30	1.050.780,59
Lemak	2.591,07	264	723,00	70.959,99
H ₂ SO ₄	5,43	98	1.407,03	77,96
N ₂	6.697,18	28	11.193,02	2.677.201,72
K	1.228,03	39	320,14	10.080,64
Na	12,94	23	294,72	165,81
Ca	227,38	40	478,20	2.718,34
Mg	125,62	24	543,65	2.845,55
P	1.980,22	31	267,51	17.087,80
H ₂ O	1.771,24	18	754,46	74.240,62
Total				3.109.573,53
Q₃				
Selulosa	1.268,94	162	375,7	29.428,44
H ₂ O	1.268,94	18	754,46	53.186,97
Total				82.615,41
Q₄				
FeCl ₂	0,0027981	126	1.619,32	0,0360
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,0027981	202	433,6	0,0601
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,0027981	207	470,4	0,0636
NH ₄ HCO ₃	1,3990481	79	210,5	37,2784
Total				37,4380
Total Input				3.192.226,37

b. Panas keluar (Q out)

Arus 5

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{H}_2\text{SO}_4 &= \frac{5,43 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}} \times [26,004(308 - 298) + \frac{1}{2}0,70337(308^2 - \\
 &298^2) + \frac{1}{3}(-0,0013856)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,034 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)] \\
 &\text{kJ/kmol.K} \\
 &= 77,96 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{N}_2 &= \frac{6697,18 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times [76,452(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,35226)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,002669)(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}5,01 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 2.677.201,72 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{K} &= \frac{1228,03 \text{ kg}}{39 \text{ kg/kmol}} \times [35,955(308 - 298) + \\
 &\frac{1}{2}(-0,01687)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,331 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}1,8 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 10.080,64 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{Na} &= \frac{12,94 \text{ kg}}{23 \text{ kg/kmol}} \times [22,431(308 - 298) + \frac{1}{2}0,035211(308^2 - \\
 &298^2) + \frac{1}{3}(-4,448 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,6321 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \\
 &\text{kJ/kmol.K} \\
 &= 165,81 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{Ca} &= \frac{227,38 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [57,358(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,036594)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,759 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(- \\
 &2,1846) \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$= 2.718,34 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ Mg} = \frac{125,62 \text{ kg}}{24 \text{ kg/kmol}} \times [71,613(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,062494)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,64 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}6,8222 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.845,55 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ P} = \frac{1980,22 \text{ kg}}{31 \text{ kg/kmol}} \times [36,97(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,058048)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}9,042 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-3,3467) \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 17.087,80 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ H}_2\text{O} = \frac{439,84 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 18.435,67 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ Karbohidrat} = \frac{4.505,02 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 104.477,53 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ Protein} = \frac{2.561,73 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 1.050.780,59 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ Lemak} = \frac{1.917,39 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 52.510,34 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ CO}_2 &= \frac{2.663,82 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \\
 &\frac{1}{2} 0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9} (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-2,9872 \times 10^{-9} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 385,76 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ CH}_4 &= \frac{498,77 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,039957)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (1,9184 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &1,53 \times 10^{-7})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 11.387,07 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ NH}_3 &= \frac{88,87 \text{ kg}}{17 \text{ kg/kmol}} \times [33,573 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,012581)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (8,89 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &7,1783 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 1,857 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 1.886,49
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ H}_2\text{S} &= \frac{62,95 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,01122)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5} (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &3,84 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 635,36 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ H}_2 &= \frac{196,97 \text{ kg}}{2 \text{ kg/kmol}} \times [25,399(308 - 298) + \\
 &\frac{1}{2}(0,020178)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-3,85 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}3,188 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5}(-8,758 \times 10^{-12})(308^5 - 298^5)] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 28.351,25 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ CH}_3\text{COOH} &= \frac{2.221,42 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kmol}} \times [-18,944(308 - 298) + \frac{1}{2}1,0971(308^2 - \\
 &298^2) + \frac{1}{3}(-2,89 \times 10^{-3})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}2,927 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)] \\
 &\text{kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$= 47.914,09 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ starter} &= \frac{2.537,87 \text{ kg}}{180 \text{ kg/kmol}} \times 8003,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 1.128.479,40 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{ nutrisi} &= \frac{1,41 \text{ kg}}{614 \text{ kg/kmol}} \times 2733,82 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 62,78 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Output

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
H ₂ SO ₄	5,43	98	1.407,03	77,96
N ₂	6.697,18	28	11.193,02	2.677.201,72
K	1.228,03	39	320,14	10.080,64
Na	12,94	23	294,72	165,81
Ca	227,38	40	478,20	2.718,34
Mg	125,62	24	543,65	2.845,55

P	1.980,22	31	267,51	17.087,80
H ₂ O	439,84	18	754,46	18.435,67
Karbihidrat	4.505,02	162	375,70	104.477,53
Protein	2.561,73	367	909,30	63.470,87
CO ₂	2.663,82	44	385,76	23.354,67
CH ₄	498,77	16	365,28	11.387,07
NH ₃	88,87	17	360,86	1.886,49
H ₂ S	62,95	34	343,16	635,36
Lemak	1.917,39	264	723	52.510,34
H ₂	196,97	2	287,87	28.351,25
CH ₃ COOH	2.221,42	60	1.294,14	47.914,09
Starter	2.537,87	180	8.003,81	1.128.479,40
Nutrisi	1,41	614	2.733,82	62,78
Total				4.191.143,35

c. Menghitung panas reaksi

ΔH Reaktan

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= \frac{1771,24 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 74.240,62 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q_{C_6H_{10}O_5} = \frac{7503,94 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 174.026,56 \text{ kJ}$$

$$Q_{C_{13}H_{25}O_7N_3S} = \frac{3.235,66 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 80.168,55 \text{ kJ}$$

$$Q_{C_{12}H_{24}O_6} = \frac{2.591,07 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 10 K$$

$$= 70.959,99 \text{ kJ}$$

ΔH Reaktan

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	$C_p \Delta T$ (kJ/kmol)	Q (kJ)
H ₂ O	1.771,24	18	754,46	74.240,62
C ₆ H ₁₀ O ₅	7.503,94	162	375,70	174.026,56
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	3.235,66	367	909,30	80.168,55
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	2.591,07	264	723,00	70.959,99
Total Reaktan				399.395,71

ΔH Reaksi

➤ Karbohidrat



$$\Delta H_R = \Sigma H^{\circ}f \text{ produk} - \Sigma H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

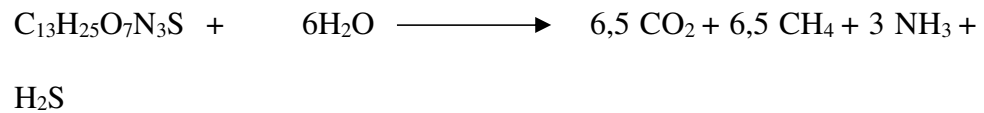
$$= \Delta H^{\circ}f C_6H_{12}O_6 - \Delta H^{\circ}f C_6H_{10}O_5 + \Delta H^{\circ}f H_2O$$

$$= (1 \times -1.250) - ((1 \times -977,084) + (1 \times -241,80))$$

$$= (-1250) - (-1218,884)$$

$$= -31,116 \text{ kJ}$$

➤ Protein



$$\Delta H_R = \Delta H^{\circ}f (\text{CO}_2 + \text{CH}_4 + \text{NH}_3 + \text{H}_2\text{S}) - \Delta H^{\circ}f (\text{C}_{13}\text{H}_{25}\text{O}_7\text{N}_3\text{S} + \text{H}_2\text{O})$$

$$= ((6,5 \times -393,5) + (6,5 \times -74,82) + (3 \times -45,9) + (1 \times -20,6)) - ((1 \times -1.412,09) + (6 \times -241,80))$$

$$= (-3.202,38) - (-2.862,89)$$

$$= -339,49 \text{ kJ}$$

➤ Lemak



$$\Delta H_R = \Delta H^{\circ}f (\text{CO}_2 + \text{CH}_4) - \Delta H^{\circ}f (\text{C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_6 + \text{H}_2\text{O})$$

$$= ((4,5 \times -393,5) + (7,5 \times -74,82)) - ((1 \times -2.061,63) + (3 \times -241,80))$$

$$= (-2.331,9) - (-2.787,03)$$

$$= 455,13 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R 298 = (-31,116 \text{ kJ}) + (-339,49 \text{ kJ}) + 455,13 \text{ kJ}$$

$$= 84,524 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R \text{ total} = Q \text{ out} - \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H_R 298$$

$$= (4.191.143,35 - 399.395,71 + 84,524) \text{ kJ}$$

$$= 3.791.832,17 \text{ kJ}$$

d. Perhitungan panas pendingin (Q_p)

$$Q_p = Q_{in} + \Delta H_R \text{ total} - Q_{out}$$

$$= 3.192.226,38 + 3.791.832,17 - 4.191.143,35$$

$$= 2.792.915,19 \text{ kJ}$$

Kebutuhan air pendingin fermentor 1:

$$\text{Jenis pendingin} = \text{Air}$$

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 60^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 333,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}$$

$$= 30 \text{ K}$$

Sehingga, massa pendingin:

$$m_p = \frac{Q_p}{C_p \text{ air} \times \Delta T}$$

$$= \frac{2.792.915,19 \text{ kJ}}{4,179 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 30 \text{ K}}$$

$$= 22.277,38 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume pendingin} = \frac{\text{massa pendingin}}{\text{massa jenis air}}$$

$$= \frac{22.277,38 \text{ kg/jam}}{995,7 \text{ kg/m}^3}$$

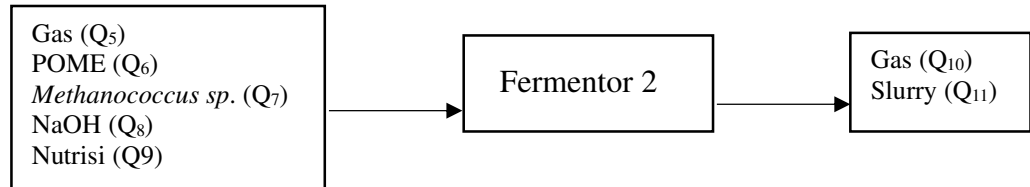
$$= 22,37 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Tabel Neraca Panas Fermentor 1

Input		Output	
Q ₂	3.109.573,53	Q ₅	4.191.143,35
Q ₃	82.615,41		
Q ₄	37,43	Q pendingin	2.792.915,19
Q reaksi	3.791.832,17		
Total Input	6.984.058,54	Total Output	6.984.058,54



2. Fermentor 2



Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi metanogenesis

Kondisi Operasi :

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{in} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

a. Panas masuk (Q in)

Arus 5

$$Q_5 \text{ CO}_2 = \frac{2.663,82 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \frac{1}{2} 0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5}) (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9} (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-2,9872 \times 10^{-9}) ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K}$$

$$= 23.354,67 \text{ kJ}$$

$$Q_5 \text{ CH}_4 = \frac{498,77 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,039957) (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (1,9184 \times 10^{-4}) (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-1,53 \times 10^{-7}) (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K}$$

$$= 11.387,07 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{NH}_3 &= \frac{88,87 \text{ kg}}{17 \text{ kg/kmol}} \times [33,573 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,012581)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (8,89 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &7,1783 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 1,857 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 1.886,49
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{H}_2\text{S} &= \frac{62,95 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,01122)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &3,84 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 635,36 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 \text{H}_2 &= \frac{196,97 \text{ kg}}{2 \text{ kg/kmol}} \times [25,399(308 - 298) + \\
 &\frac{1}{2} (0,020178)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (- 3,85 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4} 3,188 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (- 8,758 \times 10^{-12})(308^5 - 298^5)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 28.351,25 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Arus 6

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ Karbohidrat} &= \frac{4.505,02 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 104.477,53 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ Protein} &= \frac{2.561,73 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 63.470,87 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ Lemak} &= \frac{1.917,39 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$= 52.510,34 \text{ kJ}$$

$$Q_6 \text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{5,43 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}} \times [26,004(308 - 298) + \frac{1}{2}0,70337(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,0013856)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,034 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 77,96 \text{ kJ}$$

$$Q_6 \text{N}_2 = \frac{6697,18 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times [76,452(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,35226)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,002669)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,01 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.677.201,72 \text{ kJ}$$

$$Q_6 \text{K} = \frac{1228,03 \text{ kg}}{39 \text{ kg/kmol}} \times [35,955(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,01687)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,331 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,8 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 10.080,64 \text{ kJ}$$

$$Q_6 \text{Na} = \frac{12,94 \text{ kg}}{23 \text{ kg/kmol}} \times [22,431(308 - 298) + \frac{1}{2}0,035211(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-4,448 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,6321 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 165,81 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ Ca} &= \frac{227,38 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [57,358(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,036594)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,759 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(- \\
 &2,1846) \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 2.718,34 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ Mg} &= \frac{125,62 \text{ kg}}{24 \text{ kg/kmol}} \times [71,613(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,062494)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,64 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}6,8222 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 2.845,55 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ P} &= \frac{1980,22 \text{ kg}}{31 \text{ kg/kmol}} \times [36,97(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,058048)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}9,042 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(- \\
 &3,3467) \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 17.087,80 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ CH}_3\text{COOH} &= \frac{2.221,42 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kmol}} \times [- 18,944(308 - 298) + \frac{1}{2}1,0971(308^2 - \\
 &298^2) + \frac{1}{3}(-2,89 \times 10^{-3})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}2,927 \times 10^{-6}(308^4 - 298^4)] \\
 &\text{kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$= 47.914,09 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_6 \text{ H}_2\text{O} &= \frac{439,84 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$= 18.435,67 \text{ kJ}$$

$$Q_6 \text{ Starter} = \frac{2,537,87 \text{ kg}}{180 \text{ kg/kmol}} \times 8003,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 1.586.924,16 \text{ kJ}$$

$$Q_6 \text{ Nutrisi} = \frac{1,41 \text{ kg}}{614 \text{ kg/kmol}} \times 2733,82 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 62,78 \text{ kJ}$$

Arus 7

$$Q_7 \text{ Methanococcus sp.} = \frac{998,24 \text{ kg}}{21 \text{ kg/kmol}} \times 33,2026 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 15.782,93 \text{ kJ}$$

Arus 8

$$Q_8 \text{ NaOH} = \frac{4,44 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [87,639(308 - 298) + \frac{1}{2}(-$$

$$4,84 \times 10^{-4})(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-4,542 \times 10^{-6})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,186 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 96,69 \text{ kJ}$$

Arus 9

$$Q_9 \text{ FeCl}_2 = \frac{0,003084 \text{ kg}}{126 \text{ kg/kmol}} \times [228,216(308 - 298) + \frac{1}{2}(-$$

$$0,26823)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(1,73 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-3,08 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 0,0396 \text{ kJ}$$

$$Q_9 \text{ NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} = \frac{0,003084 \text{ kg}}{202 \text{ kg/kmol}} \times 433,6 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 0,0662 \text{ kJ}$$

$$Q_9 \text{ CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} = \frac{0,003084 \text{ kg}}{207 \text{ kg/kmol}} \times 470,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 0,0701 \text{ kJ}$$

$$Q_9 \text{ NH}_4\text{HCO}_3 = \frac{1,542055 \text{ kg}}{79 \text{ kg/kmol}} \times 210,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 41,0889 \text{ kJ}$$

Q₅				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
CO ₂	2.663,82	44	385,76	23.354,67
CH ₄	498,77	16	365,28	11.387,07
NH ₃	88,87	17	360,86	1.886,49
H ₂ S	62,95	34	343,16	635,36
H ₂	196,97	2	287,87	28.351,25
Total				65.614,84
Q₆				
Karbohidrat	4.505,02	162	375,70	104.477,53
Protein	2.561,73	367	909,30	63.470,87
Lemak	1.917,39	264	723,00	52.510,34
H ₂ SO ₄	5,43	98	1407,03	77,96
N ₂	6.697,18	28	1.1193,02	2.677.201,72
K	1.228,03	39	320,14	10.080,64
Na	12,94	23	294,72	165,81

Ca	227,38	40	478,20	2.718,34
Mg	125,62	24	543,65	2.845,55
P	1.980,22	31	267,51	17.087,80
CH ₃ COOH	2.221,42	60	1.294,14	47.914,09
H ₂ O	439,84	18	754,46	18.435,67
Starter	2.537,87	128	8.003,81	1.586.924,16
Nutrisi	1,41	614	2.733,82	62,78
Total				4.583.973,27
Q₇				
<i>Methanococcus sp.</i>	998,24	21	33,20	15.782,93
Total				15.782,93
Q₈				
NaOH	4,44	40	871,08	96,69
Q₉				
FeCl ₂	0,003084	126	1,619,31	0,0396
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,003084	202	433,6	0,0662
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,003084	207	470,4	0,0701
NH ₄ HCO ₃	1,542055	79	210,5	41,0889
Total				41,2648
Total Input				4.665.509,00

b. Panas keluar (Q out)

Arus 10

$$\begin{aligned}
Q_{10} \text{CO}_2 &= \frac{3.657,54 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \\
&\frac{1}{2} 0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
&\frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9} (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-2,9872 \times 10^{-9} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
&= 32.066,97 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{10} \text{CH}_4 &= \frac{1.669,66 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
&0,039957)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (1,9184 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
&1,53 \times 10^{-7})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
&= 38.118,85 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{10} \text{NH}_3 &= \frac{88,87 \text{ kg}}{17 \text{ kg/kmol}} \times [33,573 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
&0,012581)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (8,89 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
&7,1783 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 1,857 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
&= 1.886,49 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{10} \text{H}_2\text{S} &= \frac{62,95 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
&0,01122)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5} (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
&3,84 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((308^5 - 298^5))] \text{kJ/kmol.K} \\
&= 635,36 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{10} \text{H}_2 &= \frac{81,45 \text{ kg}}{2 \text{ kg/kmol}} \times [25,399(308 - 298) + \\
&\frac{1}{2} (0,020178)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-3,85 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
&\frac{1}{4} 3,188 \times 10^{-8} (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-8,758 \times 10^{-12})(308^5 - 298^5)] \text{kJ/kmol.K}
\end{aligned}$$

$$= 11.723,66 \text{ kJ}$$

Arus 11

$$Q_{11} \text{ N}_2 = \frac{6697,18 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times [76,452(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,35226)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,002669)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,01 \times 10^{-5}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.677.201,72 \text{ kJ}$$

$$Q_{11} \text{ K} = \frac{1228,03 \text{ kg}}{39 \text{ kg/kmol}} \times [35,955(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,01687)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,331 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,8 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 10.080,64 \text{ kJ}$$

$$Q_{11} \text{ Na} = \frac{12,94 \text{ kg}}{23 \text{ kg/kmol}} \times [22,431(308 - 298) + \frac{1}{2}0,035211(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-4,45 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,6321 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 165,81 \text{ kJ}$$

$$Q_{11} \text{ Ca} = \frac{227,38 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [57,358(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,036594)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,75 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-2,1846) \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.718,34 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ Mg} &= \frac{125,62 \text{ kg}}{24 \text{ kg/kmol}} \times [71,613(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,062494)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,64 \times 10^{-5} (308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}6,8222 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 2.845,55 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ P} &= \frac{1980,22 \text{ kg}}{31 \text{ kg/kmol}} \times [36,97(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,058048)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}9,042 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(- \\
 &3,3467) \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 17.087,80 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ H}_2\text{O} &= \frac{521,81 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 52.510,34 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ Karbohidrat} &= \frac{4.505,02 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 104.477,53 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ Protein} &= \frac{2.561,73 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 63.470,87 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ Lemak} &= \frac{1.917,39 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 52.510,34 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q_{11} \text{ starter} = \frac{2.537,87 \text{ kg}}{180 \text{ kg/kmol}} \times 8003,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 1.586.924,16 \text{ kJ}$$

$$Q_{11} \text{ nutrisi} = \frac{1,41 \text{ kg}}{614 \text{ kg/kmol}} \times 2733,82 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 62,78 \text{ kJ}$$

$$Q_{11} \text{ Methanococcus sp} = \frac{998,24 \text{ kg}}{21 \text{ kg/kmol}} \times 33,2026 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 15.782,93 \text{ kJ}$$

$$Q_{11} \text{ Na}_2\text{SO}_4 = \frac{7,87 \text{ kg}}{142 \text{ kg/kmol}} \times [233,515(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,0095276)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-3,4665 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,5771 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{kJ/kmol.K}$$

$$= 126,30 \text{ kJ}$$

c. Menghitung panas reaksi

ΔH Reaktan				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
CH ₃ COOH	2.221,42	60	1.294,15	47.914,09
CO ₂	2.663,82	44	385,76	23.354,67
H ₂	196,97	2	287,87	28.351,25
Total Reaktan				99.620,01

➤ Penguraian CH₃COOH



$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Sigma H^\circ_f \text{ produk} - \Sigma H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= \Delta H_f (\text{CH}_4 + \text{CO}_2) - \Delta H_f \text{CH}_3\text{COOH} \\ &= ((1 \times -74,82) + (1 \times -393,5)) - (1 \times -487) \\ &= (-468,32) - (-487,00) \text{ kJ} \\ &= 18,68 \text{ kJ}\end{aligned}$$

➤ Reaksi CO₂ dan H₂

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_f (\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f (\text{CO}_2 + \text{H}_2) \\ &= ((1 \times -74,82) + (2 \times -241,80)) - ((1 \times -393,5) + (4 \times 0)) \\ &= -558,42 - (-393,5) \\ &= -164,92 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R298} &= 18,68 \text{ kJ} + (-164,92) \\ &= -146,24 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R \text{ total} &= Q_{\text{out}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{R298} \\ &= (4.639.826,52 - 99.620,01 + (-146,24)) \text{ kJ} \\ &= 4.540.060,28 \text{ kJ}\end{aligned}$$

d. Perhitungan panas pendingin (Q_p)

$$\begin{aligned}Q_p &= Q_{\text{in}} + \Delta H_R \text{ total} - Q_{\text{out}} \\ &= (4.665.509 + 4.540.060,28 - 4.639.826,52) \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$= 4.565.742,75 \text{ kJ}$$

Kebutuhan air pendingin fermentor 2:

Jenis pendingin = Air

T in = 30°C = 303,15 K

T out = 60°C = 333,15 K

$\Delta T = 333,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}$
 $= 30 \text{ K}$

Sehingga, massa pendingin:

$$m_p = \frac{Q_p}{C_p \text{ air} \times \Delta T}$$

$$= \frac{4.565.742,75 \text{ kJ}}{4,179 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times 30 \text{ K}}$$

$$= 36.418,14 \text{ kg/jam}$$

Volume pendingin = $\frac{\text{massa pendingin}}{\text{massa jenis air}}$

$$= \frac{36.418,14 \text{ kg/hari}}{995,7 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 36,57 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Input		Output	
Komponen	Q (kJ)	Komponen	Q (kJ)
Q ₅	65.614,84	Q ₁₀	84.431,33
Q ₆	4.583.973,27		
Q ₇	15.782,93	Q ₁₁	4.555.395,19
Q ₈	96,69		

Q ₉	41,26	Q pendingin	4.565.742,75
Q reaksi	4.540.060,28		
Total Input	9.205.569,27	Total Output	9.205.569,27

Tabel Neraca Panas Fermentor 2



3. Tangki Slurry



Fungsi : Penyimpanan slurry produk samping fermentasi sebagai pupuk.

Kondisi Operasi:

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{in}} &= T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

$$T_{\text{out}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{out}} &= T_{\text{out}} - T_{\text{ref}} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

a. Panas masuk (Q_{in})

Arus 10

$$Q_{10} \text{ N}_2 = \frac{6697,18 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times [76,452(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,35226)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,002669)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,01 \times 10^{-5}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 2.677.201,72 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ K} = \frac{1228,03 \text{ kg}}{39 \text{ kg/kmol}} \times [35,955(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,01687)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,331 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,8 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 10.080,64 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Na} = \frac{12,94 \text{ kg}}{23 \text{ kg/kmol}} \times [22,431(308 - 298) + \frac{1}{2} 0,035211(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-4,45 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,6321 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 165,81 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Ca} = \frac{227,38 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [57,358(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,036594)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 1,75 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-2,1846) \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.718,34 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Mg} = \frac{125,62 \text{ kg}}{24 \text{ kg/kmol}} \times [71,613(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,062494)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 1,64 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 6,8222 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.845,55 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ P} = \frac{1980,22 \text{ kg}}{31 \text{ kg/kmol}} \times [36,97(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,058048)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 9,042 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-3,3467) \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 17.087,80 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{10} \text{H}_2\text{O} &= \frac{521,81 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 52.510,34 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{10} \text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 &= \frac{4.505,02 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 104.477,53 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{10} \text{C}_{13}\text{H}_{25}\text{O}_7 &= \frac{2.561,73 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 63.470,87 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{10} \text{C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_6 &= \frac{1.917,39 \text{ kg}}{264 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K} \\
 &= 52.510,34 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{10} \text{Na}_2\text{SO}_4 &= \frac{7,87 \text{ kg}}{142 \text{ kg/kmol}} \times [233,515(308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,0095276)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-3,4665 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4}1,5771 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 126,30 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
N ₂	6.697,18	28	11.193,02	2.677.201,72
K	1.228,03	39	320,14	10.080,64
Na	12,94	23	294,72	165,81
Ca	227,38	40	478,20	2.718,34

Mg	125,62	24	543,65	2.845,55
P	1.980,22	31	267,51	17.087,80
H ₂ O	521,81	18	754,46	21.871,40
C ₆ H ₁₀ O ₅	4.505,02	162	375,70	104.477,53
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	2.561,73	367	909,30	63.470,87
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	1.917,39	264	723,00	52.510,34
Na ₂ SO ₄	7,87	142	2.278,80	126,30
Total Input				2.952.556,30

b. Panas keluar (Q_{in})

Arus 10

$$\begin{aligned}
 Q_{10 N_2} &= \frac{6697,18 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times [76,452(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,35226)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-0,002669)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}5,01 \times 10^{-5}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 2.677.201,72 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{10 K} &= \frac{1228,03 \text{ kg}}{39 \text{ kg/kmol}} \times [35,955(308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,01687)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}1,331 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,8 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 10.080,64 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q_{10} \text{Na} = \frac{12,94 \text{ kg}}{23 \text{ kg/kmol}} \times [22,431(308 - 298) + \frac{1}{2} 0,035211(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-4,448 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,6321 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 165,81 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{Ca} = \frac{227,38 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times [57,358(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,036594)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 1,75 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-2,1846) \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.718,34 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{Mg} = \frac{125,62 \text{ kg}}{24 \text{ kg/kmol}} \times [71,613(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,062494)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 1,64 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 6,8222 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2.845,55 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{P} = \frac{1980,22 \text{ kg}}{31 \text{ kg/kmol}} \times [36,97(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,058048)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 9,042 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-3,3467) \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 17.087,80 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{H}_2\text{O} = \frac{521,81 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times [92,053(308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,039953)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-2,11 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 5,3469 \times 10^{-7}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 52.510,34 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Karbohidrat} = \frac{4.505,02 \text{ kg}}{162 \text{ kg/kmol}} \times 375,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 104.477,53 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Protein} = \frac{2.561,73 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} \times 909,30 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 1.050.780,59 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Lemak} = \frac{1.917,39 \text{ kg}}{367 \text{ kg/kmol}} \times 723 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 52.510,34 \text{ kJ}$$

$$Q_{10} \text{ Na}_2\text{SO}_4 = \frac{7,87 \text{ kg}}{142 \text{ kg/kmol}} \times [233,515(308 - 298) + \frac{1}{2}(-$$

$$0,0095276)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-3,4665 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}1,5771 \times 10^{-8}(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

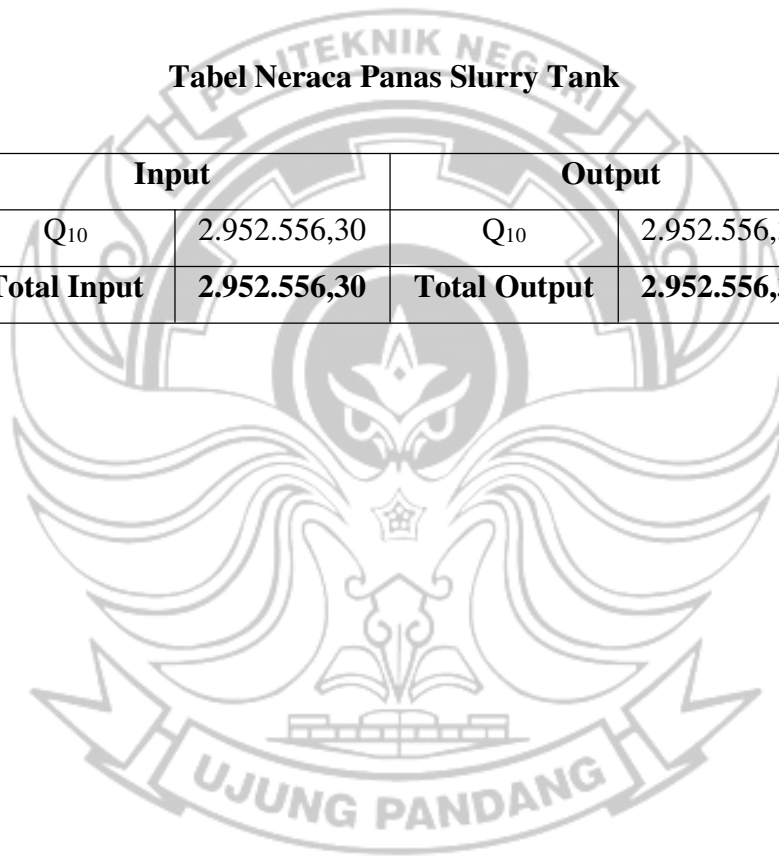
$$= 126,30 \text{ kJ}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
N ₂	6.697,18	28	11.193,02	267.7201,72
K	1.228,03	39	320,14	10.080,64
Na	12,94	23	294,72	165,81
Ca	227,38	40	478,20	2.718,34
Mg	125,62	24	543,65	2.845,55

P	1.980,22	31	267,51	17.087,80
H ₂ O	521,81	18	754,46	21.871,40
Karbohidrat	4.505,02	162	375,70	104.477,53
Protein	2.561,73	367	909,30	63.470,87
Lemak	1.917,39	264	723,00	52.510,34
Na ₂ SO ₄	7,87	142	2.278,80	126,30
Total				2.952.556,30

Tabel Neraca Panas Slurry Tank

Input		Output	
Q ₁₀	2.952.556,30	Q ₁₀	2.952.556,30
Total Input	2.952.556,30	Total Output	2.952.556,30



4. Gas Holder



Fungsi = Penyimpanan sementara biogas sebelum proses pemurnian.

Kondisi Operasi :

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{in}} &= T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

$$T_{\text{out}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{out}} &= T_{\text{out}} - T_{\text{ref}} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

a. Panas masuk (Q_{in})

Arus 11

$$\begin{aligned} Q_{11} \text{ CO}_2 &= \frac{3.657,54 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \\ &\frac{1}{2} 0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5}) (308^3 - 298^3) + \\ &\frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9} (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-2,9872 \times 10^{-9}) ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 32.066,97 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{11} \text{ CH}_4 &= \frac{1.669,66 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\ &0,039957) (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (1,9184 \times 10^{-4}) (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\ &1,53 \times 10^{-7}) (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 38.118,85 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{11} \text{ H}_2\text{S} &= \frac{62,95 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,01122)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5}(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(- \\
 &3,84 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 635,36 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
CO2	3.657,54	44	385,76	32.066,97
CH4	1.669,66	16	365,28	38.118,85
H2S	62,95	34	343,16	635,36
Total				70.821,18

b. Panas keluar (Q_{out})

Arus 12

$$\begin{aligned}
 Q_{12} \text{ CO}_2 &= \frac{3.657,54 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \\
 &\frac{1}{2} 0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (- 2,9872 \times 10^{-9} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 32.066,97 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{12} \text{ CH}_4 &= \frac{1.669,66 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2}(- \\
 &0,039957)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (1,9184 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(- \\
 &1,53 \times 10^{-7})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 38.118,85 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

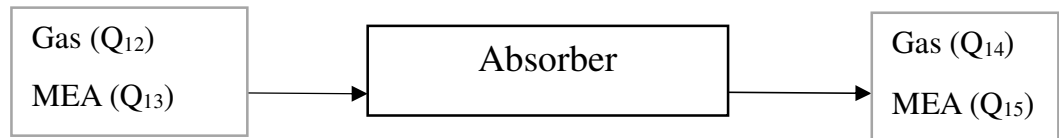
$$\begin{aligned}
 Q_{12} \text{ H}_2\text{S} &= \frac{62,95 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,01122)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5} (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &3,84 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 635,36 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
CO2	3.657,54	44	385,7412	32.066,97
CH4	1.669,66	16	339,5271	38.118,85
H2S	62,95	34	338,5984	635,36
Total Output				70.821,18

Tabel Neraca Panas Gas Accumulator

Input		Output	
Q ₁₁	70.821,18	Q ₁₂	70.821,18
Total Input	70.821,18	Total Output	70.821,18

5. Absorber



Fungsi : Mengurangi kandungan CO₂ dan H₂S dalam biogas.

Kondisi Operasi :

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{in}} &= T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

$$T_{\text{out}} = 35^{\circ}\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{out}} &= T_{\text{out}} - T_{\text{ref}} \\ &= 308,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K} = 10 \text{ K} \end{aligned}$$

a. Panas masuk (Q_{in})

Arus 12

$$\begin{aligned} Q_{12} \text{ CH}_4 &= \frac{1.669,66 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\ &0,039957)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (1,9184 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\ &1,53 \times 10^{-7})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \end{aligned}$$

$$Q_{12} \text{CO}_2 = \frac{3.657,54 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \frac{1}{2} 0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9} (308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-2,9872 \times 10^{-9} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$Q_{12} \text{H}_2\text{S} = \frac{0,23 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2} (-0,01122)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5} (308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-3,84 \times 10^{-8})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2,32 \text{ kJ}$$

Arus 13

$$Q_{13} \text{MEA} = \frac{10.239,78 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [23,11 (308 - 298) + \frac{1}{2} 1,2283 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-0,00312)(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (-3,071 \times 10^{-6})(308^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 325.894,90 \text{ kJ}$$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
Q₁₂				
CH ₄	1.669,66	16	365,28	38.118,85
CO ₂	3.657,54	44	385,76	32.066,97
H ₂ S	0,23	34	343,16	2,32
Total				70.188,14
Q₁₃				
MEA	10.239,78	61	1.941,41	325.894,90
Total				325.894,90
Total Input				396.083,04

b. Panas keluar (Q_{out})

Arus 14

$$Q_{14} \text{CH}_4 = \frac{1.669,66 \text{ kg}}{16 \text{ kg/kmol}} \times [34,942 (308 - 298) + \frac{1}{2}(-0,039957)(308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(1,9184 \times 10^{-4})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}(-1,53 \times 10^{-7})(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5}3,932 \times 10^{-11} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 38.118,85 \text{ kJ}$$

$$Q_{14} \text{CO}_2 = \frac{9,14 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (308 - 298) + \frac{1}{2}0,042315 (308^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-1,9555 \times 10^{-5})(308^3 - 298^3) + \frac{1}{4}3,997 \times 10^{-9}(308^4 - 298^4) + \frac{1}{5}(-2,9872 \times 10^{-9} ((308^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 80,13 \text{ kJ}$$

Arus 15

$$Q_{15} \text{C}_2\text{H}_9\text{NOS} = \frac{175,77 \text{ kg}}{95 \text{ kg/kmol}} \times 275 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 5.088,08 \text{ kJ}$$

$$Q_{15} \text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4 = \frac{13.776,18 \text{ kg}}{166 \text{ kg/kmol}} \times 477,90 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 10 \text{ K}$$

$$= 396.604,60 \text{ kJ}$$

Q₁₄

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
CH ₄	1.669,66	16	365,28	38.118,85
CO ₂	9,14	44	385,76	80,13
Total				38.198,98

Q₁₅

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
----------	------------	--------------	----------------	--------

C ₂ H ₉ NOS	175,77	95	275	5.088,08
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	13.776,18	166	477,9	396.604,60
Total				401.692,68
Total Output				439.891,67

c. Perhitungan panas reaksi

➤ Reaksi pemurnian H₂S

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= \sum n \times \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n \times \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= \{(n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{C}_2\text{H}_9\text{NOS}}\} - \{(n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{C}_2\text{H}_7\text{NOS}}\} + \\
 &((n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{H}_2\text{S}}) \\
 &= \{(1,85 \text{ kmol} \times (-200,01) \text{ kJ/kmol}\} - \\
 &(1,85 \text{ kmol} \times (-210,28) \text{ kJ/kmol}) + (1,85 \text{ kmol} \times (-20,6) \text{ kJ/} \\
 &\text{kmol})\} \\
 &= \{(-370,02)\} - \{(-389,018) + (-38,11)\} \text{ kJ} \\
 &= 57,11 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

➤ Reaksi Pemurnian CO₂

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= \sum n \times \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum n \times \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= \{(n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4}\} + \{(n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{CO}_2}\} - \\
 &\{(n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}}\} + \{(n \times \Delta H^\circ_f)_{\text{CO}_2}\} \\
 &= \{(82,9 \text{ kmol} \times (-200,01) \text{ kJ/kmol}\} + \\
 &(0,21 \text{ kmol} \times (-393,5) \text{ kJ/kmol}) - (165,8 \text{ kmol} \times (-210,28) \text{ kJ/} \\
 &\text{kmol}) + (83,11 \text{ kmol} \times (-393,5) \text{ kJ/kmol})\} \\
 &= \{(-47.631,85) + (-82,635)\} - \{(-34.864,42) + \\
 &(-32.703,78)\} \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$= 67.485,57 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R \text{ total} = \Delta H_R 1 + \Delta H_R 2$$

$$= 57,11 \text{ kJ} + 67.485,57 \text{ kJ}$$

$$= 67.542,68 \text{ kJ}$$

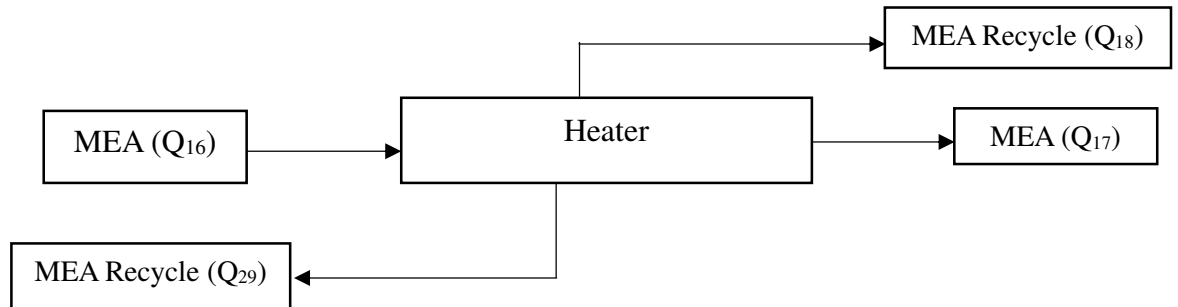
d. Menghitung Heat Absorber

$$\begin{aligned} \frac{dQ}{dT} &= Q \text{ out} - Q \text{ in} + Q \text{ reaksi} \\ &= 439.891,67 \text{ kJ} - 396.083,04 \text{ kJ} + 67.542,68 \text{ kJ} \\ &= 111.351,31 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Total Neraca Energi Tangki Absorber

Input		Output	
Q ₁₂	70.188,14	Q ₁₄	38.198,98
Q ₁₃	325.894,90	Q ₁₅	401.692,68
Heat absorber	111.351,31	ΔH reaksi	67.542,68
Total	507.434,35	Total	507.434,35

6. Heater



Fungsi : Menaikkan suhu pada pelarut MEA

Kondisi Operasi:

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 60^{\circ}\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 96^{\circ}\text{C} = 369,15 \text{ K}$$

a. Panas masuk (Q_{in})

Arus 16

$$\begin{aligned}
 Q_{16} \text{ C}_2\text{H}_9\text{NOS} &= \frac{175,77 \text{ kg}}{95 \text{ kg/kmol}} \times 275 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 35 \text{ K} \\
 &= 17.808,28 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{16} \text{ C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4 &= \frac{13.776,18 \text{ kg}}{166 \text{ kg/kmol}} \times 477,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 35 \text{ K} \\
 &= 1.388.116,11 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Arus 18

$$\begin{aligned}
 Q_{18} \text{ MEA} &= \frac{10.214,47 \text{ kg}}{61 \text{ kg/kmol}} \times [23,11 (333 - 298) + \\
 &\frac{1}{2} 1,2283(333^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-3,12 \times 10^{-3})(333^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4} 3,071 \times 10^{-6}(333^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 1.150.793,45 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Q₁₆				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
C ₂ H ₉ NOS	175,77	95	275	17.808,28
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	13.776,18	166	477,9	1.388.116,11
Total				1.405.924,39
Q₁₈				
MEA	10.214,47	61	6.872,447	1.150.793,45
Total				1.150.793,45
Total Input				2.556.717,83

b. Panas keluar (Q_{out})

Arus 17

$$\begin{aligned}
 Q_{17} \text{ C}_2\text{H}_9\text{NOS} &= \frac{175,77 \text{ kg}}{95 \text{ kg/kmol}} \times 275 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 71 \text{ K} \\
 &= 17.808,28 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{17} \text{ C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4 &= \frac{13.776,18 \text{ kg}}{166 \text{ kg/kmol}} \times 477,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 35 \text{ K} \\
 &= 1.388.116,11 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Arus 19

$$\begin{aligned}
 Q_{19} \text{ MEA} &= \frac{10.214,47 \text{ kg}}{61 \text{ kg/kmol}} \times [23,11 (369 - 298) + \\
 &\frac{1}{2} 1,2283(369^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-3,12 \times 10^{-3})(369^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4} 3,071 \times 10^{-6}(369^4 - 298^4)] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 2.371.450,57 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Q_{17}				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	ΔH ($\int C_p$) (kJ/kmol)	Q (kJ)
C ₂ H ₉ NOS	175,77	95	275	5.088,08
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	13.776,18	166	477,9	396.604,60
Total				401.692,68

Q_{19}				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	ΔH ($\int C_p$) (kJ/kmol)	Q (kJ)
MEA	10.214,47	61	14.162,11	237.1450,57
Total				237.1450,57
Total output				2.773.143,25

c. Menghitung *steam* yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 Q \text{ steam} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 2.773.143,25 \text{ kJ} - 2.556.717,83 \text{ kJ} \\
 &= 216.425,42 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Dari tabel steam (tabel A.III.2 hal.604 Stoichiometry) diketahui data entalpi *steam*:

$$\lambda = 504,9 \text{ kkal/kg} = 2.112,5016 \text{ kJ/kg}$$

$$H_f = 151,2 \text{ kkal/kg} = 632,6208 \text{ kJ/kg}$$

$$H_g = 656,1 \text{ kkal/kg} = 2.745,12 \text{ kJ/kg}$$

$$m_s = \frac{Q_{steam}}{\lambda}$$

$$= \frac{216.425,42 \text{ kJ}}{2.112,50 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 102,4498 \text{ kg}$$

$$Q_{in} = 102,4498 \text{ kg} \times 2.745,12 \text{ kJ/kg}$$

$$= 281.237,30 \text{ kJ}$$

$$Q_{out} = 102,4498 \text{ kg} \times 632,6208 \text{ kJ/kg}$$

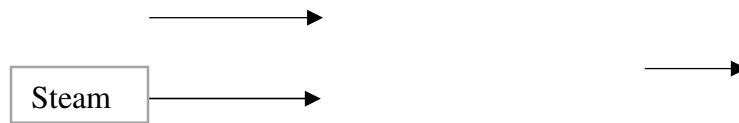
$$= 64.811,89 \text{ kJ}$$

Tabel Neraca Panas Heater

Input		Output	
Komponen	Q (kJ)	Komponen	Q (kJ)
Q ₁₆	1.405.924,39	Q ₁₇	401.692,68
Q ₁₈	1.150.793,45	Q ₁₉	2.371.450,57
Q _{in}	281.237,30	Q _{out}	64.811,89
Total Input	2.837.955,14	Total Output	2.837.955,14

7. Stripper





Fungsi: Mengurangi kandungan CO₂ dan H₂S dalam biogas

Kondisi Operasi:

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

$$= 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{operasi}} = 125^{\circ}\text{C} = 398,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{operasi}} = T_{\text{operasi}} - T_{\text{ref}} = 100 \text{ K}$$

$$T_{\text{in MEA}} = 96^{\circ}\text{C} = 369,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{in MEA}} = T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} = 71 \text{ K}$$

$$T_{\text{out gas}} = 108^{\circ}\text{C} = 381,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{out gas}} = T_{\text{out}} - T_{\text{ref}} = 83 \text{ K}$$

$$T_{\text{out MEA}} = 123^{\circ}\text{C} = 396,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{out MEA}} = T_{\text{out}} - T_{\text{ref}} = 98 \text{ K}$$

a. Panas masuk (Q_{in})

Arus 20

$$Q_{20} \text{C}_2\text{H}_9\text{NOS} = \frac{175,77 \text{ kg}}{95 \text{ kg/kmol}} \times 275 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 71 \text{ K}$$

$$= 36.125,36 \text{ kJ}$$

$$Q_{20} \text{C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4 = \frac{13.776,18 \text{ kg}}{166 \text{ kg/kmol}} \times 477,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 71 \text{ K}$$

$$= 2.815.892,69 \text{ kJ}$$

Q₂₀				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	C_pΔT (kJ/kmol.K)	Q (kJ)
C ₂ H ₉ NOS	175,77	95	19.525	36.125,3605
C ₅ H ₁₄ O ₄	13.776,18	166	477,9	2.815.892,69
Total Input				2.852.018,05

b. Panas keluar (Q out)

Arus 21

$$\begin{aligned}
 Q_{21} \text{ CO}_2 &= \frac{3.639,27 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} \times [27,437 (381 - 298) + \\
 &\frac{1}{2} 0,042315 (381^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,9555 \times 10^{-5}) (381^3 - 298^3) + \\
 &\frac{1}{4} 3,997 \times 10^{-9} (381^4 - 298^4) + \frac{1}{5} (-2,9872 \times 10^{-9}) ((381^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 272.519,42 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{21} \text{ H}_2\text{S} &= \frac{62,95 \text{ kg}}{34 \text{ kg/kmol}} \times [33,878 (308 - 298) + \frac{1}{2} (- \\
 &0,01122) (381^2 - 298^2) + \frac{1}{3} 5,258 \times 10^{-5} (381^3 - 298^3) + \frac{1}{4} (- \\
 &3,84 \times 10^{-8}) (381^4 - 298^4) + \frac{1}{5} 9,028 \times 10^{-12} ((381^5 - 298^5))] \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 1.116.496,08 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Arus 22

$$\begin{aligned}
 Q_{22} \text{ C}_5\text{H}_{14}\text{N}_2\text{O}_4 &= \frac{34,44 \text{ kg}}{166 \text{ kg/kmol}} \times 477,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 83 \text{ K} \\
 &= 8.229,44 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q_{22} \text{ MEA} = \frac{10.214,5 \text{ kg}}{61 \text{ kg/kmol}} \times [23,11 (381 - 298) + \frac{1}{2} 1,2283(381^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-3,12 \times 10^{-3})(381^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 3,071 \times 10^{-6}(381^4 - 298^4)]$$

kJ/kmol.K

$$= 2.786.832 \text{ kJ}$$

Q₂₁				
Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
CO ₂	3.639,27	44	-23.583,14	272.519,42
H ₂ S	62,95	34	603.032,04	1.116.496,08
Total				1.389.015,50
Q₂₂				
C ₅ H ₁₄ N ₂ O ₄	34,44	166	37.175,7	8.229,44
MEA	10.214,47	61	16.642,74	2.786.832,87
Total				2.795.062,31
Total Output				4.184.077,81

c. Perhitungan panas reaksi

➤ Reaksi pemurnian H₂S

$$\Delta H_R = \sum n \times \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum n \times \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$= \{(n \times \Delta H^{\circ}f)_{\text{C}_2\text{H}_9\text{NOS}}\} - \{(n \times \Delta H^{\circ}f)_{\text{C}_2\text{H}_7\text{NOS}}\} +$$

$((n \times \Delta H^{\circ}f)_{\text{H}_2\text{S}})$

$$= \{(1,85 \text{ kmol} \times (-200,01) \text{ kJ/kmol}\} -$$

$$(1,85 \text{ kmol} \times (-210,28) \text{ kJ/kmol}) + (1,85 \text{ kmol} \times (-20,6) \text{ kJ/kmol})\}$$

$$= \{(-370,02)\} - \{(-389,018) + (-38,11)\} \text{ kJ}$$

$$= 57,11 \text{ kJ}$$

➤ Reaksi Pemurnian CO₂

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= \sum n \times \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum n \times \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan} \\
 &= \{(n \times \Delta H^{\circ}f)_{C_5H_{14}N_2O_4}\} - \{(n \times \Delta H^{\circ}f)_{C_2H_7NO} + \\
 &((n \times \Delta H^{\circ}f)_{CO_2}) \\
 &= \{(82,9 \text{ kmol} \times (-574,57) \text{ kJ/kmol})\} - \\
 &\left(165,8 \text{ kmol} \times \frac{(-210,28) \text{ kJ}}{\text{kmol}}\right) + (82,69 \text{ kmol} \times (-393,5) \text{ kJ/} \\
 &\text{kmol})\} \\
 &= \{(-47.631,85)\} - \{(-34.864,42) + (-32.703,78)\} \text{ kJ} \\
 &= 19.771,09 \text{ kJ} \\
 \Delta H_R \text{ total} &= \Delta H_R 1 + \Delta H_R 2 \\
 &= 57,11 \text{ kJ} + 19.771,09 \text{ kJ} \\
 &= 19.828,20 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

d. Panas yang dibutuhkan reboiler

$$T_{in} = 150^{\circ}C = 423,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_{in} = 423,15 \text{ K} - 273,15 \text{ K} = 125 \text{ K}$$

$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari reboiler}$$

$$Q_{in} + Q_{reboiler} = Q_{out} + Q_{reaksi} + Q_{loss}$$

$$2.852.018,05 + Q_{reboiler} = 4.184.077 + (-19.828,20) + 5\% Q_{reboiler}$$

$$0,95 Q_{reboiler} = 1.312.231,57$$

$$Q_{\text{reboiler}} = \frac{1.312.231,57 \text{ kJ}}{0,95}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = 1.381.296,38 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 1.381.296,38 \text{ kJ}$$

$$= 69.064,82 \text{ kJ}$$

Dari tabel *saturated steam* (Tabel E.1 Properties of Saturated Steam, Smith Vannes, 2018) diperoleh data sebagai berikut:

$$T = 423,15 \text{ K}$$

$$\text{Pressure} = 476 \text{ kPa}$$

$$\lambda = 632,1 \text{ kJ/kg}$$

maka jumlah steam pemanas yang dibutuhkan:

$$m_s = \frac{1.381.296,38 \text{ kJ}}{632,1 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 2.185,25 \text{ kg/jam}$$

Tabel Neraca Panas Stripper

Input		Output	
Komponen	Q (KJ)	Komponen	Q (KJ)
Q ₂₃	2.852.018,05	Q ₂₄	1.389.015,50
		Q ₂₇	2.795.062,31
Q ₂₆	1.381.296,4	ΔH reaksi	-19.828,20
		Q loss	69.064,81929

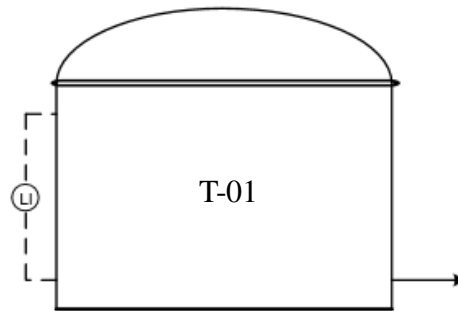
Total Input	4.233.314,43	Total Output	4.233.314,43
--------------------	---------------------	---------------------	---------------------



LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

C.1 Tangki penyimpanan Bahan Baku



Alat : Tangki POME
Kode : T-01
Fungsi : Tempat penyimpanan kebutuhan POME untuk proses produksi
Jenis : Silinder tegak dengan alas datar dan atap berbentuk torispherical roof
Fase : Cair
Jumlah : 1 Buah
Kondisi Penyimpanan
T : 80 C
P : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume Cairan (V_L) : Kecepatan Volume x Waktu tinggal

Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 4 hari

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \times 24 \text{ jam}$$

$$= 24 \text{ jam}$$

$$\text{Densitas PPOME} = 907 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa} = \frac{25.378,73 \text{ kg/jam}}{4}$$

$$= 8.459,58 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (V)} &= \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{8.459,58 \text{ kg/jam}}{907 \text{ kg/m}^2} \\ &= 9,326 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= 9,326 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 223,847 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter & Timmerhaus (1991), Overdesign yang direkomendasikan adalah 20% sehingga volume tangki 120% dari volume cairan

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki (Vt)} &= 1,2 \times \text{Volume Cairan} \\ &= 1,2 \times 223,847 \text{ m}^3 \\ &= 268,617 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana $H/D < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1

Tinggi Silinder (Hs) : Diameter (D) = 1:1

Volume Shell Tangki (Vs)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \quad (\text{Pers. Brownell dan Young, 1959}) \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times D \\ V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^3 \end{aligned}$$

Volume Tangki (Vt)

$$\begin{aligned} V_t &= V_s \\ V_t &= \frac{\pi}{4} \times D^3 \\ 268,617 \text{ m}^3 &= \frac{\pi}{4} \times D^3 \\ D^3 &= \left(\frac{268,617 \text{ m}^3}{3,14} \times 4 \right) \\ D &= \sqrt[3]{\frac{268,617 \text{ m}^3}{3,14} \times 4} \end{aligned}$$

$$D = 5,956 \text{ m}$$

$$234,333 \text{ in}$$

$$19,527 \text{ ft}$$

Tinggi Shell (Hs)

$$H_s = D$$

$$H_s = 5,956 \text{ m}$$

$$= 234,333 \text{ in}$$

$$= 19,527 \text{ ft}$$

Tinggi Cairan dalam tangki (HI)

$$H_I = \frac{V_{POME}}{V_{Tangki}} \times H_s$$

$$H_I = \frac{223,847 \text{ m}^3}{268,617 \text{ m}^3} \times 5,956 \text{ m}$$

$$= 4,960 \text{ m}$$

$$195,277 \text{ in}$$

$$16,27 \text{ ft}$$

d. Menentukan Tekanan Desain

Tekanan Hidrostatik (Ph)

$$P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 907 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s} \times 4,960 \text{ m}$$

$$= 44.087,956 \text{ pa}$$

$$= 0,435 \text{ atm}$$

$$= 6,392 \text{ psi}$$

Tekanan Desain 20%

Tekanan Design (P design)

$$P_{\text{Design}} = 1,2 (1 \text{ atm} + P_h)$$

$$= 1,2 \times (1 \text{ atm} + 0,435 \text{ atm})$$

$$= 1,722 \text{ atm}$$

$$25,31 \text{ psi}$$

e. Tebal Shell

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-286 Grade C

Diperoleh data:

(Brownell dan Young,

1959)

- Allowable Stress (f) = 13.750 psi
- Joint Efficiency (E) = 0,8
- Corrosion Alliance (C) = 0,125 in/tahun

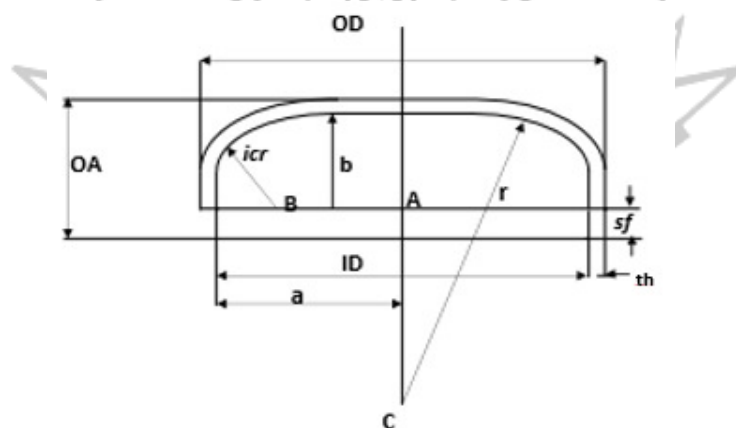
Maka:

Tebal Shell Tangki :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{PD}{2(FE-0,6P)} + C && \text{(Persamaan Brownell dan Young,} \\ & && \text{1959)} \\ &= \frac{25,31 \text{ psi} \times 234,333 \text{ in}}{2 \times (13,700 - 0,6 \times 25,31 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/tahun} \\ &= 0,340 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Desain Atap

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head. Jenis head ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperature di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki. Untuk torispherical flanged and dished head mempunyai rentang allowable pressure antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) (Brownell and Yung, 1959).



Gambar C.1 Torispherical Flanged Shed Head

Tebal dinding head

$$OD = (ID) + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$= (234,333 \text{ in}) + (2 \times 0,340 \text{ in})$$

$$= 235,02 \text{ in}$$

Diambil OD Standar = 240 in

Diperoleh:

$$r = 280$$

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

Tebal Head (th)

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{(fE - 0,1 P)}$$

$$= \frac{0,885 \times 25,31 \text{ psi} \times 234,33 \text{ in}}{(13.750 \text{ psi} - 0,1 \times 25,31 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,506 \text{ in}$$

Tebal head yang dipilih yaitu 1 in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959 hal.91)

Sehingga diperoleh table 5.4 Brownell and Young untuk th 1

Diperoleh :

$$sf = 1,5 - 4 \text{ in}$$

Direkomendasikan nilai sf = 2,75 in

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{234,333 \text{ in}}{2}$$

$$= 117,166 \text{ in}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - Icr$$

$$= \frac{234,333 \text{ in}}{2} - 2,75 \text{ in}$$

$$= 114,416 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 280 - 2,75 \text{ in}$$

$$= 277,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(277,25 \text{ in})^2 - (114,416 \text{ in})^2}$$

$$\begin{aligned}
 &= 252,539 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 280 - 252,539 \text{ in} \\
 &= 27,460 \text{ in} \\
 &= 0,69 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup

$$\begin{aligned}
 Oa &= Th + b + sf \\
 &= 0,749 \text{ in} + 27,460 \text{ in} + 2,75 \text{ in} \\
 &= 30,716 \text{ in} \\
 &= 2,560 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

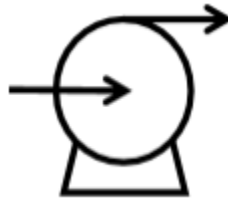
Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}
 H \text{ Total} &= H \text{ shell} + H \text{ head} \\
 &= 234,333 \text{ in} + 30,76 \text{ in} \\
 &= 265,101 \text{ in} \\
 &= 22,091 \text{ ft} \\
 &= 6,733 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Peralatan:

Kode	= T-01
Fungsi	= Tempat penyimpanan kebutuhan POME
Jenis	= Silinder tegak dengan alas datar dan atap berbentuk torispherical roof
Bahan Konstruksi	= Carbon Steel SA-285 Grade C
Volume Tangki	= 268,617 m ³
Diameter Tangki	= 5,956 m
Tinggi Tangki	= 6,733 m
Tebal Shell	= 0,340 in
Jumlah	= 4 Unit

C.2 Pompa Tangki Penyimpanan Bahan Baku



P-01

Kode	=	P-01
Fungsi	=	Mengalirkan POME dari tangki penyimpanan (T-01) ke Cooler
Tipe	=	<i>Centrifugas Pump</i>
Data yang diketahui		
Laju alir massa	=	25.378,73 kg/jam 55.950.522 lb/jam
Densitas	=	907 kg/m ³ 56,622 lb/ft ³
Viskositas	=	5 cp 0,00336 lb/ft.detik
Laju alir volumetric (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$ $= \frac{25.378,73 \text{ kg/jam}}{907 \text{ kg/m}^3}$ $= 27,98 \text{ m}^3/\text{jam}$ $= 0,27 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Diameter optimum pipa (di)

Dihitung menggunakan pers. 15 Hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($Ne > 2100$)

$$\begin{aligned} di &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,27 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \times (56,622 \text{ lb.ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,656 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi: Tabel 11 Kern Hal. 844

$$\begin{aligned}
 \text{NPS} &= 4,00 \text{ in} \\
 \text{Schedule} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam} &= 4,026 \text{ in} \\
 &= 0,3355 \text{ ft} \\
 \text{Diameter Luar} &= 4,5 \text{ in} \\
 &= 0,375 \text{ ft} \\
 \text{Luas Penampang} &= 12,7 \text{ in}^2 \\
 &= 1,058 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,27 \text{ ft}^3/\text{detik}}{1,058 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,26 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } N_{Re} &= \frac{56,622 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 0,26 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,3355 \text{ ft}}{0,00336 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{detik}} \\
 &= 1.441,91
 \end{aligned}$$

$N_{Re} < 2100$ maka diasumsikan aliran laminar

Direncanakan

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa (L)} &= 30 \text{ m} \\
 &= 98,425 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi pemompa} &= 8 \text{ m} \\
 &= 26,246 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Elbow 90

$$\begin{aligned}
 \frac{L_e}{D} &= 32 \\
 L_e &= 32 \times 4(D) \\
 &= 32 \times 4 (0,3355 \text{ ft}) \\
 &= 42,944 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

1 Gate Valve, open

$$\begin{aligned}\frac{Le}{D} &= 7 \\ Le &= 7 \times 1 \times D \\ &= 7 \times 1 \times (0,3355 \text{ ft}) \\ &= 2,3485 \text{ ft}\end{aligned}$$

1 Globe Valve, open

$$\begin{aligned}\frac{Le}{D} &= 300 \\ Le &= 300 \times 1 (D) \\ &= 300 \times 1 \times (0,3355 \text{ ft}) \\ &= 100,65 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa total} &= L + Le \\ &= 98,425 \text{ ft} + (42,944 \text{ ft} + 2,3485 \text{ ft} + 100,65 \text{ ft}) \\ &= 244,367 \text{ ft}\end{aligned}$$

kontraksi terjadi yaitu: friksi karena gesekan dalam pipa (F)

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot V^2}{2 \cdot g_c \cdot D}$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan (E) (Relatif roughness)

$$f = 0,0059$$

Maka :

$$\begin{aligned}F &= \frac{0,0059 \times 244,367 \text{ ft} \times \left(0,26 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}\right)^2}{2 \times 32,17 \times 0,3355 \text{ ft}} \\ &= 0,5 \text{ ft/lbft/lbm}\end{aligned}$$

Penentuan Kinerja Pompa (W)

Berdasarkan persamaan Bernoulli:

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H + \frac{g}{g_c} + \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \sum F$$

Dimana =

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 26,246 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak

Terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\begin{aligned} \Delta V &= V_2 - V_1 \\ &= 0,255 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} W &= 0 + 26,247 \text{ ft lbf/lbm} + \left(\frac{2,22^2}{2}\right) + 0,37 \text{ lb. ft/lbm} \\ &= 26,6933 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q \times f \times W}{350} \\ &= \frac{56,622 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,21 \times 26,6933 \text{ lbf. ft/lbm}}{350} \\ &= 0,57 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan peter fig. 14-3, hal 520, efisiensi pompa (η) = 50%

Maka:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{0,57 \text{ HP}}{0,5} \\ &= 1,154 \text{ HP} \end{aligned}$$

Untuk power yang besarnya <2 HP, dikali 2

Maka power screw yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} &= 2 \times 1,154 \\ &= 2,308 \text{ HP} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Motor

Efisiensi Motor : 83%

$$\begin{aligned} N &= \frac{HP}{0,83} \\ &= 2,781 \text{ HP} \end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode	=	P-01
Fungsi	=	Mengalirkan POME dari tangki penyimpanan (T-01) ke Cooler
Tipe	=	<i>Centrifugas Pump</i>
Jumlah	:	4 Unit
Laju Alir (kg/jam)	:	25.378,73 kg/jam
NPS	:	4 in
ID (in)	:	4,067 in
OD (in)	:	4,5 in
Jenis Pompa	:	Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	:	Radial-Vene Vield
Daya (HP)	:	2,7811 HP

C.3 Tangki Mikroorganisme

Kode	=	T-02
Fungsi	=	Sebagai tempat pertumbuhan bakteri
Tipe	=	Silinder tegak dengan alat dan tutup
Bahan	=	Cabon stell SA-283 Grade C
Data yang diketahui:		
Suhu	=	30°C
Tekanan	=	1 atm
Laju alir massa	=	2.537,87 kg/jam
Densitas campuran	=	1.211,3 kg/m ³
Faktor Keamanan	=	15%
Perbandingan diameter dan tinggi tangki	=	1:2

Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

$$\text{Volume Cairan (V}_L\text{)} = \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal}$$

Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 1 Hari

$$\text{Waktu Tinggal} = 1 \times 24 \text{ Jam}$$

$$= 24 \text{ Jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik (V)} = \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$\frac{2.537,87 \text{ kg/jam}}$$

$$1.211,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$2,095 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Voluem Cairan} = \frac{\text{Rate Volumetrik (V)}}{\text{Waktu Tingal}}$$

$$= \frac{2,095 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$24 \text{ jam}$$

$$= 50,283 \text{ m}^3$$

Mnentukan Volume Tangki (Vt)

$$V_t = 1,15 \times \text{Rate Volumetrik (V)}$$

$$1,15 \times 50,283 \text{ m}^3$$

$$57,826 \text{ m}^3$$

Menentukan Dimensi Tangki (D)

Dipilih prebandingan D:H yakni 2:1

Tinggi silinder (Hs) : Diameter (D) = 2:1

Volume Shell Tangki

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \quad (\text{Pers. Brownell dan Young, 1959})$$

$$\frac{\pi}{4} \times D^3$$

Volume Tangki

$$V_t = V_s$$

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

$$57,826 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D^3 = \left(\frac{57,826 \text{ m}^3}{3,14} \times 4 \right)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{57,862 \text{ m}^3}{3,14} \times 4}$$

$$D = 3,327 \text{ m}$$

$$130,991 \text{ in}$$

$$10,915 \text{ ft}$$

Tinggi Shell (Hs)

$$H_s = \frac{V_s}{\frac{1}{3} \times 3,14 \times D^2}$$

$$H_s = 6,654 \text{ m}$$

$$261,98 \text{ in}$$

$$21,831 \text{ ft}$$

Menentukan Tinggi Cairan dalam Tangki (HI)

$$H_I = \frac{V \text{ Starter}}{V \text{ Tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{50,283 \text{ m}^3 / \text{jam}}{57,826 \text{ m}^3} \times 6,654 \text{ m}$$

$$= 5,786 \text{ m}$$

$$227,810 \text{ in}$$

$$18,984 \text{ ft}$$

Menentukan tekanan desain

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 1.211,3 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s} \times 5,786 \text{ m}$$

$$= 51.432,95 \text{ pa}$$

$$1,34 \text{ atm}$$

$$19,692 \text{ psi}$$

Faktor keamanan = 15%

$$\text{Tekanan Desain} = 1 + 0,15 \times P \text{ Operasi}$$

$$= 1 + 0,15 \times 19,692 \text{ psi}$$

$$= 22,646 \text{ psi}$$

Menentukan Tebal Shell

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-285 Grade C

Diperoleh Data:

$$\begin{aligned}\text{Allowable Stress (f)} &= 13.700 \text{ psi} \\ \text{Joint Efficiency (E)} &= 0,8 \\ \text{Corrosion Allowance (C)} &= 0,5 \text{ mm/tahun} \\ &= 0,125 \text{ in/tahun} \\ \text{Umur Alat} &= 10 \text{ Tahun}\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\text{Tebal Shell} &= \frac{PD}{2(PE-1,2P)} + C \quad (\text{Persamaan Brownell dan Young, 1959}) \\ &= \frac{22,646 \text{ psi} \times 261,98 \text{ in}}{2 \times (13,700 \times 0,8 - 1,2 \times 22,646 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/tahun} \\ &= 1,521 \text{ in}\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Head

Tebal head (th) diambil sama dengan shell, yaitu $1 \frac{3}{4}$ in

Untuk tebal shell $\frac{1}{2}$ in

$$Sf = 1 \frac{3}{4} \text{ in} - 4 \frac{1}{2} \text{ in} \text{ dipilih } 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$Icr = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka tinggi head (Hh)} &= th + sf + icr \\ &= 0,875 + 1,5 + 2,625 \\ &= 5 \text{ in} \\ &= 0,127 \text{ m}\end{aligned}$$

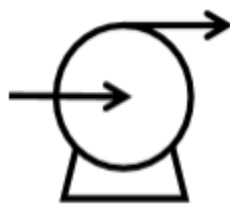
Tinggi total tangki

$$\begin{aligned}&= Hs + Hh \\ &= 6,654 \text{ m} + 0,127 \text{ m} \\ &= 6,781 \text{ m}\end{aligned}$$

Kesimpulan

Kode	:	T-02
Fungsi	:	Sebagai tempat pertumbuhan bakteri
Bentuk	:	Silinder tegak dengan alat dan tutup
Bahan Konstruksi	:	Cabon stell SA-283 Grade C
Tinggi	:	6,781 m
Diameter	:	3,327 m
Tebal Shell	:	1,521 in

C. 4 Pompa Tangki starter



P-03

Kode	=	P-03
Fungsi	=	Mengalirkan starter dari tangki starter ke Raktor 1 (R-01)
Tipe	=	Centrifugal Pump

Data yang diketahui:

Laju alir massa (m)	=	2.537,87 kg/jam
		1,554 lbm/s
Densitas (ρ)	=	1.211,30 kg/m ³
	=	75,61 lbm/ft ³
Viskositas (μ)	=	10 cp
	=	0,00671 lb/ft.detik

Laju Alir Volumetrik bahan

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{1,554 \text{ lbm/s}}{75,61 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 0,02 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

a. Menentukan diameter untuk pipa

Berdasarkan persamaan 15 dan 16 Petters (1991) hal. 496, untuk perhitungan diameter optimum pipa:

Untuk aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i \text{ Opt} = \frac{3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}}{1991} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Untuk aliran laminar ($N_{re} < 2100$)

$$D_i \text{ opt} = \frac{3,0 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}}{1991} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Keterangan:

- $D_i \text{ opt}$ = Diameter optimum (in)
- Q = Laju Volumetrik (ft^3/s)
- ρ = Densitas (lbm/ft^3)
- μ = Viskositas (cP)

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= \frac{3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}}{1991} \\
 &= \frac{3,9 \times (0,02 \text{ ft}^2/\text{s})^{0,45} \times (75,61 \text{ lbm}/\text{ft}^3)^{0,13}}{1991} \\
 &= 1,11 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil $D_i \text{ opt}$ sesuai standar yaitu 1

b. Spesifikasi pipa

Berdasarkan tabel 11 Kern:

- NPS = 1 in
- Schedule = 40
- Diameter Dalam (ID) = 1,049 in
- = 0,087 ft
- Diameter Luar (OD) = 1,312 in

$$\begin{aligned}
 &= 0,109 \text{ ft} \\
 \text{Luas Penampang (at)} &= 0,864 \text{ in}^2 \\
 &= 0,006 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan Linear} &= \frac{Q}{at} \\
 &= \frac{0,02 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,006 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,33 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{at} \\
 &= \frac{0,02 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,864 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,43 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold} &= \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \\
 &= \frac{1.211,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,43 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,109 \text{ ft}}{0,006 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}} \\
 &= 65.790,10
 \end{aligned}$$

Nilai Nre > 2100 maka asumsi aliran turbulen terpenuhi

Dicencanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Pipa (L)} &= 30 \text{ m} \\
 &= 98,42 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi pemompa (H)} &= 8 \text{ m} \\
 &= 26,25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

4 Elbow 90°

$$\begin{aligned}
 \frac{Le}{D} &= 32 \\
 Le &= 32 \times 4D \\
 &= 32 \times 4 (0,087 \text{ ft}) \\
 &= 11,189 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

1 Gate Valve, Open

$$\begin{aligned}\frac{Le}{D} &= 7 \\ Le &= 7 \times 1 \times D \\ &= 7 \times 1 \times 0,087 \text{ ft} \\ &= 0,611 \text{ ft}\end{aligned}$$

1 Globe valve open

$$\begin{aligned}\frac{Le}{D} &= 300 \\ &= 300 \times 1 \times d \\ &= 300 \times 1 \times 0,087 \text{ ft} \\ &= 26,225 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) &= L + Le \\ &= 98,42 \text{ ft} + 38,026 \text{ ft} \\ &= 136,44 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan E (Relatif Roughness) = 0,00015 ft

$$f = 0,0017$$

Kontraksi terjadi yaitu: frikso karena gesekan dalam pipa

$$\begin{aligned}F &= \frac{f \Sigma L V^2}{2 \cdot gc \cdot D} \\ F &= \frac{0,0017 \times 136,44 \text{ ft} \times 2 \left(3,33 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \frac{32,17 \frac{\text{ft}}{\text{lbf}}}{\text{lbm}} \cdot \text{detik}^2 \cdot 0,0874 \text{ ft}} \\ &= 1,590 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

c. Menentukan kinerja pompa (W)

Bedasarkan persamaan Bernoulli:

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H + \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma$$

Dimana:

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 26,246 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak

Terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\begin{aligned} \Delta V &= V_2 - V_1 \\ &= 3,43 \text{ detik} \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} W &= 0 + 26,25 \left(\frac{3,43^2}{2 \cdot 32,17} \right) + 0,37 \\ &= 26,80 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

d. Penentuan daya Pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q \times f \times W}{350} \\ &= \frac{75,61 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,02 \times 26,80 \text{ lbf.ft/lbm}}{350} \\ &= 0,07 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan peter fig. 14-3, hal 520, efisiensi pompa (η) = 50%

Maka:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{0,07 \text{ HP}}{0,5} \\ &= 0,15 \text{ HP} \end{aligned}$$

Untuk power yang besarnya <2 HP, dikali 2

Maka power screw yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} &= 2 \times 0,15 \\ &= 0,294 \text{ HP} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Motor

Efisiensi Motor : 83%

$$\begin{aligned} N &= \frac{HP}{0,83} \\ &= 0,35 \text{ HP} \end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode = P-03

Fungsi	= Mengalirkan starter dari tangki starter ke Reaktor 1 (R-01)
Tipe	= Centrifugal Pump
Jumlah	: 1
Laju Alir (kg/jam)	: 2.537,87 kg/jam
NPS	: 1 in
ID (in)	: 1,049 in
OD (in)	: 1,31 in
Jenis Pompa	: Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	: Radial-Vene Vield
Daya (HP)	: 0,35 HP

C.5 Reaktor I

Kode	= R-01
Fungsi	= Sebagai tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis, reaksi asetogenesis, dan asidogenesis.
Tipe	= Vertikal Plug Flow Reaktor (PFR)
Bahan	= SA-283 Grade C
Kondisi operasi reactor	
T	= 35°C
P	= 1 atm
Laju Alir Umpan Masuk	= 27.972,88 kg/jam
	= $\frac{27.972,88 \text{ kg/jam}}{4}$
	= 6.993,22 kg/jam

a. Perhitungan volume reactor

Sesuai hasil perhitungan neraca massa diketahui komposisi masuk reactor:

komponen	kg/jam	BM	Kgmol	fraksi mol (x)	r (g/cm ³)	xi*p
H ₂ SO ₄	5,43	98,00	0,06	0,00	1,84	0,000192
N ₂	6.697,18	28,00	239,19	0,45	1,25	0,56
K	1.228,03	39,00	31,49	0,06	0,89	0,05

Na	12,94	22,00	0,59	0,00	0,96	0,00
Ca	227,38	40,00	5,68	0,01	1,55	0,02
Mg	125,62	24,00	5,23	0,01	11,73	0,12
komponen	kg/jam	BM	Kgmol	fraksi mol (x)	r (g/cm3)	xi*p
P	1.980,22	30,00	66,01	0,12	1,82	0,23
H ₂ O	1.771,24	18,00	98,40	0,19	1,00	0,19
C ₆ H ₁₀ O ₅	7.503,94	162,00	46,32	0,09	1,12	0,10
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	3.235,66	367,00	8,82	0,02	1,43	0,02
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	2.591,07	264,00	9,81	0,02	1,24	0,02
Starter	2.537,87	128,45	19,76	0,04	0,81	0,03
Nutrisi	1,41	614,00	0,00	0,00	11,56	0,00
Total	27.918,01		531,36	1,00		1,33

Laju alir umpan masuk reactor 1

$$Q = \frac{m}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$\rho \text{ Campuran} = \sum xi \cdot \rho_i$$

$$= 1,33 \text{ g/cm}^3$$

$$= 1330 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = \frac{6.993,22 \text{ kg/jam}}{1.330 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5,25 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume bahan dalam reactor dirancang untuk kebutuhan 1 hari proses (24 jam)

Maka volume bahan dalam reactor:

$$V = Q \times t$$

$$= 5,25 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 126,193 \text{ m}^3$$

Diambil faktor keamanan volume desain sebesar 20%

Maka volume reactor sebenarnya:

$$V_R = 1,20 \times V$$

$$= 1,20 \times 126,193 \text{ m}^3$$

$$= 151,432 \text{ m}^3$$

b. Perhitungan Diameter Dan Tinggi Reactor

Silinder tegak pada reactor dipilih dengan perbandingan tinggi (H):diameter (D) = 1:1,5, dengan tutup atas yang digunakan tipe dishead dan tutup bawah konis.

Maka:

$$\text{Volume Silinder (Vs)} = \frac{1}{4} \pi D^2 H \longrightarrow (H = 1,5 D)$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D)$$

$$= 0,375 \pi^3$$

$$= 1,775 D^3$$

$$H = D$$

$$V_d = \frac{1}{4} \cdot \frac{\pi}{6} D^2 \cdot H \quad (\text{Brownell \& Young})$$

$$= \frac{1}{4} \cdot \frac{3,14}{6} D^3$$

$$\text{Vol. Dish (Vd)} = 0,130 D^3$$

$$\text{Volume Conis (Vh)} = 0,000049D^3 \quad D \text{ dalam satuan; in (Brownell \& Young)}$$

$$= 0,084672 D^3 \quad = D \text{ dalam sauna; m}$$

$$\text{Sehingga } V_r = V_s + V_d + V_h$$

$$= 1,1775 D^3 + 0,130 D^3 + 0,084672 D^3$$

$$= 1,39 D^3$$

$$\text{Diameter Reaktor (D}_R) = \left(\frac{V_R}{1,393} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{151,432 \text{ m}^3}{1,393} \right)^{1/3}$$

$$= 4,77 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (Hs)} = 1,5 \times D_R$$

$$= 1,5 \times 4,77 \text{ m}$$

$$= 7,15 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi konis (h)} = \frac{1}{2} \times D_R$$

$$= \frac{1}{2} \times 4,77 \text{ m}$$

$$= 2,386 \text{ m}$$

Kesimpulan:

- Diameter Reaktor (D_R) = 4,77 m
- Tinggi Silinder (H_s) = 7,15 m
- Tinggi Konis (h) = 2,386 m

Tinggi larutan dalam silinder reactor, hL:

Volume tutup atas, V_d

$$\begin{aligned} V_d &= 0,130 D^3 \\ &= 0,130 \times (4,77)^3 \text{ m} \\ &= 14,22 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam tutup bawah, V_h

$$\begin{aligned} V_h &= 0,084672 D^3 \\ &= 0,084672 \times (4,77)^3 \text{ m} \\ &= 9,204 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam silinder, V_s

$$\begin{aligned} V_s &= V - V_d - V_h \text{ (V=Total Volume Larutan)} \\ &= 126,193 \text{ m}^3 - 14,22 \text{ m}^3 - 9,204 \text{ m}^3 \\ &= 102,766 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Maka, tinggi larutan; hL

$$\begin{aligned} hL &= \frac{V_s}{\frac{1}{4} \pi D^2} \\ &= \frac{102,766 \text{ m}^3}{\frac{1}{4} \times 3,14 (4,77)^2} \\ &= 5,747 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal Shell Dan Tutup Reactor

• **Tebal Shell**

Untuk internal pressure, tebal shell (dinding) reactor dihitung dengan menggunakan pers. 13-16 Brownell & Young hal. 145

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

Dimana:

p = Tekanan desain (atm)

r = Jari-jari tangka (cm)

$$= \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{1}{2} \times 4,77 \text{ m}$$

$$= 2,385 \text{ m}$$

f = Tegangan yang diijinkan bahan kontruksi (1285,5 atm)

E = Efisiensi pengelasan 80%

C = Faktor Korosi (diambil 1/8 in (0,3175 cm))

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$1 \text{ kg/ms}^2 = 1 \text{ pa}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = P \times g \times h$$

$$= 1000 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,747 \text{ m}$$

$$= 74.911,36 \text{ pa}$$

$$= 0,73 \text{ atm}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,2 \times (1 + P_{\text{Hidrostatik}})$$

$$= 1,2 \times (1 + 0,73 \text{ atm})$$

$$= 2,07 \text{ atm}$$

Bahan kontruksi yang digunakan *High-alloy steel SA-167 Grade 10 Type 310* komposisi 25% Cr-20% Ni (Apendix D item 4 hal. 342 Bownell & Young) dengan nilai $f = 18500 \text{ psi} = 1258,5 \text{ atm}$ (range suhu 0-300 F) dan pengelasan tipe double-welded but joint $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownell & Young)

$$t_s = \frac{2,07 \text{ atm} \times 2,385 \text{ m}}{1.258,5 \text{ atm} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 2,07 \text{ atm}} + 0,3175$$

$$= 0,322 \text{ cm}$$

$$= 0,126 \text{ in}$$

$$= 0,0032 \text{ m}$$

- **Tebal Tutup (th)**

Desain tutup yang dipergunakan yaitu tipe dishead karena pertimbangan tekanan operasi sangat kecil. Tebal tutup dihitung dengan menggunakan persamaan 13.13 Brownell & Young hal.258

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Dimana:

P Tekanan desain (atm)

rc *Crown radius* (cm)

f Tegangan yang diijinkan bahkan bahan kontruksi (1285,5 atm)

E Efisiensi pengelasan

c Faktor Korosi (diambil 1/8 in (0,3175 cm)

$$\begin{aligned} R_c = OD \text{ Shell} &= ID \text{ Shell} + 2ts \\ &= 187,897 \text{ in} + (2 \times 0,126 \text{ in}) \\ &= 188,151 \text{ in} \\ &= 477,904 \text{ cm} \\ &= 4,77 \text{ m} \end{aligned}$$

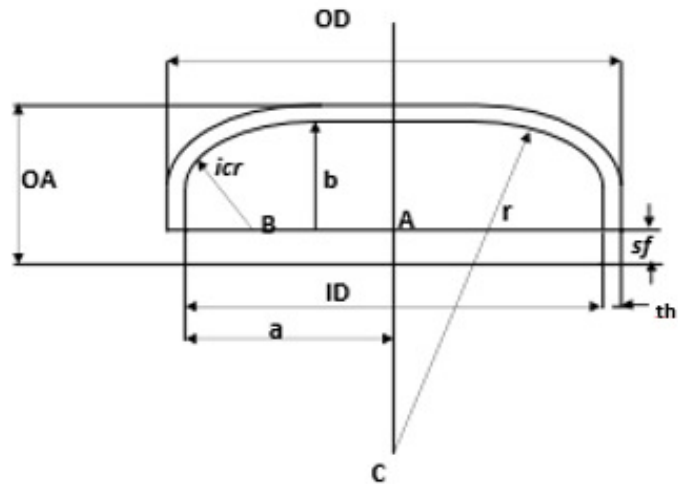
Bahan kontruksi yang digunakan *High-alloy steel* SA-167 Grade 10 Type 310 komposisi 25% Cr-20% Ni (Apendix D item 4 hal. 342 Bownell & Young) dengan nilai $f = 18500 \text{ psi} = 1258,5 \text{ atm}$ (range suhu 0-300 F) dan pengelasan tipe *double-welded but joint* $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownell & Young)

Maka:

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \text{ atm} \times 2,076 \text{ atm} \times 477,904 \text{ cm}}{1.258,5 \text{ atm} \cdot 0,8 - 0,1 \times 2,076 \text{ atm}} + 0,3175 \\ &= 1,190 \text{ cm} \\ &= 0,46 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal plate standar = 7/8 in

- **Tinggi Tutup**



Dari table 5.6 Brownell & Young hal 88 untuk dishead head, diketahui untuk tebal tutup 7/16 in

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 4 \text{ in (diambil 3 in = 7,62 cm)}$$

$$= 3 \text{ in}$$

$$icr = 2 \frac{5}{8} \text{ in} = 6,667 \text{ cm}$$

$$= 2,625 \text{ in}$$

Maka tinggi Head

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{187,897 \text{ in}}{2}$$

$$= 93,948 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{187,897 \text{ in}}{2} - 2,625 \text{ in}$$

$$= 91,323 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 188,151 \text{ in} - 2,625 \text{ in}$$

$$= 185,256 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= (185,256 \text{ in}^2 - 91,323 \text{ in}^2)^{1/2}$$

$$= 161,439 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
b &= rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= 188,151 \text{ m} - \sqrt{(185,256 \text{ in})^2 - (91,323 \text{ in})^2} \\
&= 26,658 \text{ in} \\
&= 67,712 \text{ cm} \\
OA &= Th + b + sf \\
&= 0,468 \text{ in} + 26,658 \text{ in} + 3 \text{ in} \\
&= 30,127 \text{ in} \\
&= 76,522 \text{ cm} \\
&= 0,765 \text{ m}
\end{aligned}$$

Tebal Tutup Bawah (tc)

$$tc = \frac{p \cdot d}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6P)} + c$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
P &= \text{Tekanan desain (atm)} \\
\alpha &= \text{Sudut kemiringan conis} = 45 \\
f &= \text{Tegangan yang diijinkan bahan kontruksi (atm)} \\
d &= \text{Diameter reactor} \\
E &= \text{Efisiensi pengelasan} \\
c &= \text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in (0,3175)}
\end{aligned}$$

Bahan kontruksi yang digunakan *High-alloy steel* SA-167 Grade 10 Type 310 komposisi 25% Cr-20% Ni (Apendix D item 4 hal. 342 Bownell & Young) dengan nilai $f = 18500 \text{ psi} = 1258,5 \text{ atm}$ (range suhu 0-300 F) dan pengelasan tipe *double-welded but joint* $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownell & Young)

$$\begin{aligned}
tc &= \frac{2,076 \text{ atm} \cdot 477,260 \text{ cm}}{1,41 (1.258,5 \text{ atm} \times 0,8 - 0,6 \cdot 2,076 \text{ atm})} + 0,3175 \\
&= 1,016 \text{ cm} \\
&= 0,40 \text{ in}
\end{aligned}$$

Digunakan tebal plat tuutp standar $\frac{3}{4}$ in (1,905 cm)

d. Perhitungan Jaket Pendingin

$$\begin{aligned}
Q \text{ Pendingin} &= 2.792.915,190 \text{ kJ/hari} \\
&= 88.511 \text{ btu/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa Pendingin} &= 22.277,38 \text{ kg/hari} \\
&= 371,289 \text{ kg/jam} \\
&= 2046,37 \text{ lb/jam} \\
\text{Densitas Pendingin} &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\
&= 62,42 \text{ lb/ft}^2 \\
\text{Laju alir air pendingin (G)} &= \frac{\text{Massa Air Pendingin}}{\rho \text{ Campuran}} \\
&= \frac{371,289 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\
&= 0,371 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Tinggi Jacket pendingin (Hj)

5% lebih tinggi dari cairan dalam tangki

$$\begin{aligned}
H_j &= (100 \% + 5 \%) \times h_L \\
&= (100\%+5\%) \times 5,747 \text{ m} \\
&= 6,034 \text{ m}
\end{aligned}$$

Diameter jakete (Dj)

$$\begin{aligned}
\text{Jarak Jacket} &= 5 \text{ in} \\
&= 0,127 \text{ m} \\
\text{Diameter jaket} &= \text{OD Shell} + 2t_s \\
&= 4,779 \text{ m} + (2 \times 0,127) \\
&= 5,033 \text{ m}
\end{aligned}$$

Luas yang dilalui air pendingin (A)

$$\begin{aligned}
A &= (\pi \times D_j \times H_j) + \left(\frac{\pi}{4} \times D_j^2\right) \\
&= (3,14 \times 5,033 \text{ m} \times 6,034 \text{ m}) + \left(\frac{3,14}{4} \times (5,033 \text{ m})^2\right) \\
&= 99,322 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

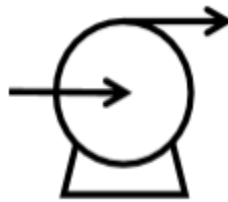
Kecepatan aliran pendingin

$$\begin{aligned}
V &= \frac{G}{A} \\
&= \frac{0,371 \text{ m}^3/\text{jam}}{99,322 \text{ m}^2}
\end{aligned}$$

$$= 0,0037 \text{ m/jam}$$

Kesimpulan :

Kode	:	R-01
Fungsi	:	Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis, reaksi asetogenesis, dan asidogenesis
Tipe	:	Vertikal Plug Flow Reaktor (PFR)
Jumlah	:	4 Unit
Tinggi	:	9,5 m
Diameter	:	4,7 m
Tinggi Jacket Pendingin	:	6,03 m
Diameter Jacket Pendingin	:	5,033 m

C.6 Pompa Reaktor 1**P-04**

Kode	=	P-04
Fungsi	=	Mengalirkan larutan dari Reaktor I ke Reaktor II (F-01)
Tipe	=	Centrifugal Pump

Data yang diketahui:

Laju alir massa (m)	=	27.972,87 kg/jam
		1,554 lbm/s
Densitas (ρ)	=	1.130 kg/m ³
		= 70,54 lbm/ft ³
Viskositas (μ)	=	5 cp
		= 0,0033 lb/ft.detik

Laju Alir Volumetrik bahan

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{27.972,87 \text{ kg/jam}}{1.130 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 24,75 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,24 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan diameter untuk pipa

Berdasarkan persamaan 15 dan 16 Petters (1991) hal. 496, untuk perhitungan diameter optimum pipa:

Untuk aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i \text{ Opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Untuk aliran laminar ($N_{re} < 2100$)

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Keterangan:

$$D_i \text{ opt} = \text{Diameter optimum (in)}$$

$$Q = \text{Laju Volumetrik (ft}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas (lbm/ft}^3\text{)}$$

$$\mu = \text{Viskositas (cP)}$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,24 \text{ ft}^2/\text{s})^{0,45} \times (70,54 \text{ lbm/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3,55 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil $D_i \text{ opt}$ sesuai standar yaitu 4

f. Spesifikasi pipa

Berdasarkan tabel 11 Kern:

$$\text{NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter Dalam (ID)} = 4,026 \text{ in}$$

$$= 0,335 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Luar (OD)} &= 4,5 \text{ in} \\
 &= 0,375 \text{ ft} \\
 \text{Luas Penampang (at)} &= 12,7 \text{ in}^2 \\
 &= 0,088 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan Linear (V)} &= \frac{Q}{at} \\
 &= \frac{0,24 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,008 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,72 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold} &= \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \\
 &= \frac{1.130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,72 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,335 \text{ ft}}{0,0033 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}} \\
 &= 19.203
 \end{aligned}$$

Nilai Nre > 2100 maka asumsi aliran turbulen terpenuhi

Diancakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Pipa (L)} &= 30 \text{ m} \\
 &= 98,42 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi pemompa (H)} &= 8 \text{ m} \\
 &= 26,25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

4 Elbow 90°

$$\begin{aligned}
 \frac{Le}{D} &= 32 \\
 Le &= 32 \times 4D \\
 &= 32 \times 4 (0,335 \text{ ft}) \\
 &= 42,944 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

1 Gate Valve, Open

$$\begin{aligned}
 \frac{Le}{D} &= 7 \\
 Le &= 7 \times 1 \times D \\
 &= 7 \times 1 \times 0,335 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$= 2,34 \text{ ft}$$

1 Globe valve open

$$\frac{Le}{D} = 300$$

$$= 300 \times 1 \times d$$

$$= 300 \times 1 \times 0,335 \text{ ft}$$

$$= 100,65 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) = L + Le$$

$$= 98,42 \text{ ft} + 145,94 \text{ ft}$$

$$= 244,367 \text{ ft}$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan E (Relatif Roughness) = 0,0001 ft

$$f = 0,001$$

Kontraksi terjadi yaitu: frikso karena gesekan dalam pipa

$$F = \frac{f \Sigma L V^2}{2 \cdot gc \cdot D}$$

$$F = \frac{0,001 \times 244,367 \text{ ft} \times \left(2,72 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \frac{32,17 \frac{\text{ft}}{\text{lbm}}}{\text{lbf}} \cdot \text{detik}^2 \cdot 0,335 \text{ ft}}$$

$$= 0,08 \text{ ft.lbf/lbm}$$

g. Menentukan kinerja pompa (W)

Bedasarkan persamaan Bernoulli:

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H + \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma$$

Dimana:

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P2 - P1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 26,246 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak

Terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V2 - V1$$

$$= 3,72 \text{ detik}$$

Maka:

$$\begin{aligned} W &= 0 + 26,25 \left(\frac{2,72^2}{2 \times 32,17} \right) + 0,37 \\ &= 3,404 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

h. Penentuan daya Pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q \times f \times W}{350} \\ &= \frac{1.130 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,24 \times 3,404 \text{ lbf.ft/lbm}}{350} \\ &= 1,67 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan peter fig. 14-3, hal 520, efisiensi pompa (η) = 50%

Maka:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{1,67 \text{ HP}}{0,5} \\ &= 3,36 \text{ HP} \end{aligned}$$

Untuk power yang besarnya <2 HP, dikali 2

Maka power screw yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} &= 2 \times 3,36 \\ &= 6,71 \text{ HP} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Motor

Efisiensi Motor : 83%

$$\begin{aligned} N &= \frac{\text{HP}}{0,83} \\ &= 8,089 \text{ HP} \end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode	= P-04
Fungsi	= Mengalirkan larutan dari Reaktor I ke Reaktor II (R-01)
Tipe	= Centrifugal Pump
Jumlah	: 4 Unit
Laju Alir (kg/jam)	: 27.972,87 kg/jam

Jumlah	:	4 Unit
NPS	:	4 in
ID (in)	:	4,026 in
OD (in)	:	4,5 in
Jenis Pompa	:	Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	:	Radial-Vene Vield
Daya (HP)	:	8,089 HP

C.7 Reaktor 2

Kode	=	R-02
Fungsi	=	Sebagai tempat berlangsungnya reaksi metanogenesis
Tipe	=	Plug Flow Reaktor (PFR)
Bahan	=	SA-283 Grade C
Kondisi operasi reactor		
T	=	35°C
P	=	1 atm
Laju Alir Umpan Masuk	=	27.972,88 kg/jam
	=	$\frac{27.972,88 \text{ kg/jam}}{4}$
	=	7.244,28 kg/jam

a. Perhitungan volume reactor

Sesuai hasil perhitungan neraca massa diketahui komposisi masuk reactor:

Komponen	kg/jam	BM	Kgmol	Fraksi Mol	r (gr/cm ³)	Xi*p
H ₂ SO ₄	5,43	98,00	0,06	0,00	1,84	0,000142
N ₂	6.697,18	28,00	239,19	0,33	1,25	0,415936
K	1.228,03	39,00	31,49	0,04	0,89	0,038987
Na	12,94	22,00	0,59	0,00	0,96	0,000786
Ca	227,38	40,00	5,68	0,01	1,55	0,012258
Mg	125,62	24,00	5,23	0,01	11,73	0,085414
P	1.980,22	30,00	66,01	0,09	1,82	0,167127
H ₂ O	439,84	18,00	24,44	0,03	1,00	0,033994
C ₆ H ₁₀ O ₅	4.505,02	162,00	27,81	0,04	1,12	0,043329

C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	2.561,73	367,00	6,98	0,01	1,43	0,013886
CO ₂	2.663,82	44,00	60,54	0,08	0,00	0,000155
CH ₄	498,77	16,00	31,17	0,04	0,0007	0,000031
NH ₃	88,87	17,00	5,23	0,01	0,00	0,000006
H ₂ S	62,95	34,00	1,85	0,00	0,00	0,000004
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	1.917,39	264,00	7,26	0,01	1,24	0,012529
H ₂	196,97	2,00	98,48	0,14	0,00	0,000011
CH ₃ COOH	2.221,42	60,00	37,02	0,05	1,53	0,078702
Starter	2.537,87	128,45	19,76	0,03	0,81	0,022264
Nutrisi	2,96	614,00	0,00	0,00	11,56	0,000077
Methanococcus Sp	998,24	20,00	49,91	0,07	1,00	0,069436
NaOH	4,44	40,00	0,11	0,00	2,13	0,000329
TOTAL	28.977,10		718,82	1,00		0,995402

Laju alir umpan masuk reactor 1

$$Q = \frac{m}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$\rho \text{ Campuran} = \sum x_i \cdot \rho_i$$

$$= 1,00 \text{ g/cm}^3$$

$$= 100 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = \frac{7.244,28 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 7,244 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume bahan dalam reactor dirancang untuk kebutuhan 1 hari proses (24 jam)

Maka volume bahan dalam reactor:

$$V = Q \times t$$

$$= 7,244 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 173,86 \text{ m}^3$$

Diambil faktor keamanan volume desain sebesar 20%

Maka volume reactor sebenarnya:

$$V_R = 1,20 \times V$$

$$= 1,20 \times 173,86 \text{ m}^3$$

$$= 208,63 \text{ m}^3$$

b. Perhitungan Diameter Dan Tinggi Reactor

Silinder tegak pada reactor dipilih dengan perbandingan tinggi (H):diameter (D) = 1,5 : 1, dengan tutup atas yang digunakan tipe dishead dan tutup bawah konis.

Maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume Silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \longrightarrow (H = 1,5 D) \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D) \\ &= 0,375 \pi^3 \\ &= 1,775 D^3 \\ H &= D \\ \text{Vd} &= \frac{1}{4} \cdot \frac{\pi}{6} D^2 \cdot H \quad (\text{Brownell \& Young}) \\ &= \frac{1}{4} \cdot \frac{3,14}{6} D^3 \\ \text{Vol. Dish (Vd)} &= 0,130 D^3 \\ \text{Volume Conis (Vh)} &= 0,000049D^3 \quad D \text{ dalam satuan; in (Brownell \& Young)} \\ &= 0,084672 D^3 = D \text{ dalam satuan; m} \\ \text{Sehingga Vr} &= Vs + Vd + Vh \\ &= 1,1775 D^3 + 0,130 D^3 + 0,084672 D^3 \\ &= 1,39 D^3 \\ \text{Diameter Reaktor (DR)} &= \left(\frac{VR}{1,393} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{208,63 \text{ m}^3}{1,393} \right)^{1/3} \\ &= 5,31 \text{ m} \\ \text{Tinggi silinder (Hs)} &= 1,5 \times DR \\ &= 1,5 \times 5,31 \text{ m} \\ &= 7,965 \text{ m} \\ \text{Tinggi konis (h)} &= \frac{1}{2} \times DR\end{aligned}$$

$$= \frac{1}{2} \times 5,31 \text{ m}$$

$$= 2,655 \text{ m}$$

Kesimpulan:

- Diameter Reaktor (D_R) = 5,31 m
- Tinggi Silinder (H_s) = 7,965 m
- Tinggi Konis (h) = 2,655 m

Tinggi larutan dalam silinder reactor, hL:

Volume tutup atas, V_d

$$V_d = 0,130 D^3$$

$$= 0,130 \times (5,31)^3 \text{ m}^3$$

$$= 19,59 \text{ m}^3$$

Volume larutan dalam tutup bawah, V_h

$$V_h = 0,084672 D^3$$

$$= 0,084672 \times (5,31)^3 \text{ m}^3$$

$$= 12,681 \text{ m}^3$$

Volume larutan dalam silinder, V_s

$$V_s = V - V_d - V_h \text{ (V=Total Volume Larutan)}$$

$$= 173,86 \text{ m}^3 - 19,59 \text{ m}^3 - 12,681 \text{ m}^3$$

$$= 141,58 \text{ m}^3$$

Maka, tinggi larutan; hL

$$hL = \frac{V_s}{\frac{1}{4} \pi D^2}$$

$$= \frac{141,58 \text{ m}^3}{\frac{1}{4} \times 3,14 (5,31)^2}$$

$$= 6,395 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Shell Dan Tutup Reactor

- **Tebal Shell**

Untuk internal pressure, tebal shell (dinding) reactor dihitung dengan menggunakan pers. 13-16 Brownell & Young hal. 145

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

Dimana:

p = Tekanan desain (atm)

r = Jari-jari tangka (cm)

$$= \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{1}{2} \times 8,15 \text{ m}$$

$$= 4,079 \text{ m}$$

f = Tegangan yang diijinkan bahkan bahan kontruksi (1285,5 atm)

E = Efisiensi pengelasan 80%

C = Faktor Korosi (diambil 1/8 in (0,3175 cm))

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$1 \text{ kg/ms}^2 = 1 \text{ pa}$$

$$P \text{ hidrostatik} = P \times g \times h$$

$$= 1000 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 6,395 \text{ m}$$

$$= 62.673,78 \text{ pa}$$

$$P \text{ Desain} = 1,2 \times P \text{ Hidrostatik} \times P \text{ atm}$$

$$= 1,2 \times 108.477,58 \text{ pa} + 62.673,78 \text{ pa}$$

$$= 75.309,86 \text{ pa}$$

$$= 1,28 \text{ atm}$$

Bahan kontruksi yang digunakan *High-alloy steel SA-167 Grade 10 Type 310* komposisi 25% Cr-20% Ni (Apendix D item 4 hal. 342 Bownell & Young) dengan nilai $f = 18500 \text{ psi} = 1258,5 \text{ atm}$ (range suhu 0-300 F) dan pengelasan tipe double-welded but joint $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownell & Young)

$$t_s = \frac{1,28 \text{ atm} \times 2,65 \text{ m}}{1.258,5 \text{ atm} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 1,28 \text{ atm}} + 0,3175$$

$$= 0,320 \text{ cm}$$

$$= 0,126 \text{ in}$$

$$= 0,0032 \text{ m}$$

Digunakan table plat standar 3/16 = 0,1875 in

- **Tebal Tutup (th)**

Desain tutup yang dipergunakan yaitu tipe dishead karena pertimbangan tekanan operasi sangat kecil. Tebal tutup dihitung dengan menggunakan persamaan 13.13 Brownell & Young hal.258

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Dimana:

P	Tekanan desain (atm)
rc	Crown radius (cm)
f	Tegangan yang diijinkan bahan kontruksi (1285,5 atm)
E	Efisiensi pengelasan
c	Faktor Korosi (diambil 1/8 in (0,3175 cm))
Rc = OD Shell	$= ID Shell + 2ts$ $= 209,079 \text{ in} + (2 \times 0,126 \text{ in})$ $= 209,331 \text{ m}$ $= 5,31 \text{ m}$

Bahan kontruksi yang digunakan *High-alloy steel* SA-167 Grade 10 Type 310 komposisi 25% Cr-20% Ni (Apendix D item 4 hal. 342 Bownell & Young) dengan nilai $f = 18500 \text{ psi} = 1258,5 \text{ atm}$ (range suhu 0-300 F) dan pengelasan tipe *double-welded but joint* $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownell & Young)

Maka:

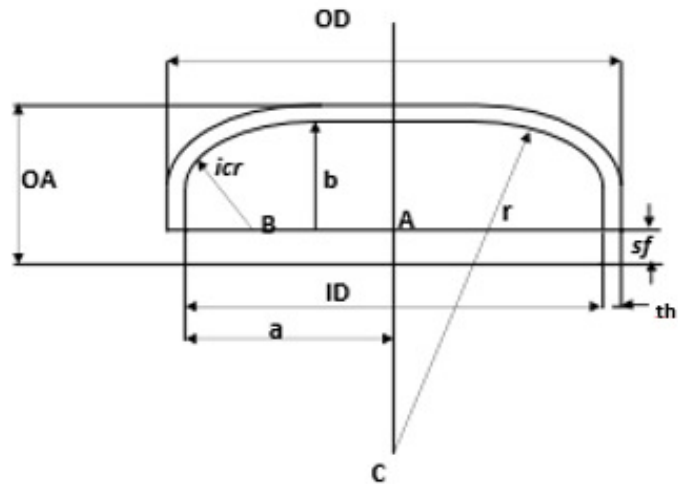
$$th = \frac{0,885 \text{ atm} \times 1,28 \text{ atm} \times 531,703 \text{ cm}}{1.258,5 \text{ atm} \cdot 0,8 - 0,1 \times 1,28 \text{ atm}} + 0,3175$$

$$= 0,91 \text{ cm}$$

$$= 0,36 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate standar = 7/16 in = 1,11 cm

- **Tinggi Tutup**



Dari table 5.6 Brownell & Young hal 88 untuk dishead head, diketahui untuk tebal tutup 7/16 in

$$\begin{aligned} sf &= 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in (diambil } 1 \frac{1}{2}) \\ &= 1,5 \text{ in} \\ icr &= 1 \frac{5}{16} \\ &= 1,31 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tinggi Head

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{209,079 \text{ in}}{2} \\ &= 104,53 \text{ in} \\ AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{209,079 \text{ in}}{2} - 1,31 \text{ in} \\ &= 103,229 \text{ in} \\ BC &= rc - icr \\ &= 209,331 \text{ in} - 1,31 \text{ in} \\ &= 208,021 \text{ in} \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= (208,021 \text{ in}^2 - 103,229 \text{ in}^2)^{1/2} \\ &= 180,601 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 209,331 \text{ in} - \sqrt{(208,021 \text{ in})^2 - (103,229 \text{ in})^2} \\
 &= 28,730 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= Th + b + sf \\
 &= 0,036 \text{ in} + 28,73 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\
 &= 30,591 \text{ in} \\
 &= 0,777 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total reactor (Hr)} &= \text{Tinggi Silinder (Hs)} + \text{Tinggi Conis} \\
 &= 7,965 \text{ m} + 2,655 \text{ m} \\
 &= 10,621 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Bawah (tc)

$$tc = \frac{p \cdot d}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6P)} + c$$

Dimana:

P = Tekanan desain (atm)

α = Sudut kemiringan conis = 45

f = Tegangan yang diijinkan bahan konstruksi (atm)

d = Diameter reactor

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi = 1/8 in (0,3175)

Bahan konstruksi yang digunakan *High-alloy steel* SA-167 Grade 10 Type 310 komposisi 25% Cr-20% Ni (Apendix D item 4 hal. 342 Bownell & Young) dengan nilai $f = 18500 \text{ psi} = 1258,5 \text{ atm}$ (range suhu 0-300 F) dan pengelasan tipe *double-welded but joint* $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownell & Young)

$$\begin{aligned}
 tc &= \frac{1,28 \text{ atm} \cdot 209,079 \text{ cm}}{1,41 (1.258,5 \text{ atm} \times 0,8 - 0,6 \cdot 1,28 \text{ atm})} + 0,3175 \\
 &= 0,506 \text{ cm} \\
 &= 1,28 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Jaket Pendingin

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Pendingin} &= 4.565.742,750 \text{ kJ/hari} \\
 &= 45.437,87 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa Pendingin} &= 36.418,14 \text{ kg/hari} \\
&= 1.517,42 \text{ kg/jam} \\
&= 3.345,34 \text{ lb/jam} \\
\text{Densitas Pendingin} &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\
&= 62,42 \text{ lb/ft}^2 \\
\text{Laju alir air pendingin (G)} &= \frac{\text{Massa Air Pendingin}}{\rho \text{ Campuran}} \\
&= \frac{1.517,42 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\
&= 1,517 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Tinggi Jacket pendingin (Hj)

5% lebih tinggi dari cairan dalam tangki

$$\begin{aligned}
H_j &= (100 \% + 5 \%) \times h_L \\
&= 6,715 \text{ m}
\end{aligned}$$

Diameter jacket (Dj)

$$\begin{aligned}
\text{Jarak Jacket} &= 5 \text{ in} \\
&= 0,127 \text{ m} \\
\text{Diameter jacket} &= \text{OD Shell} + 2t_s \\
&= 8,165 \text{ m} + (2 \times 0,127 \text{ m}) \\
&= 5,57 \text{ m} \\
&= 219,331 \text{ in}
\end{aligned}$$

Luas yang dilalui air pendingin (A)

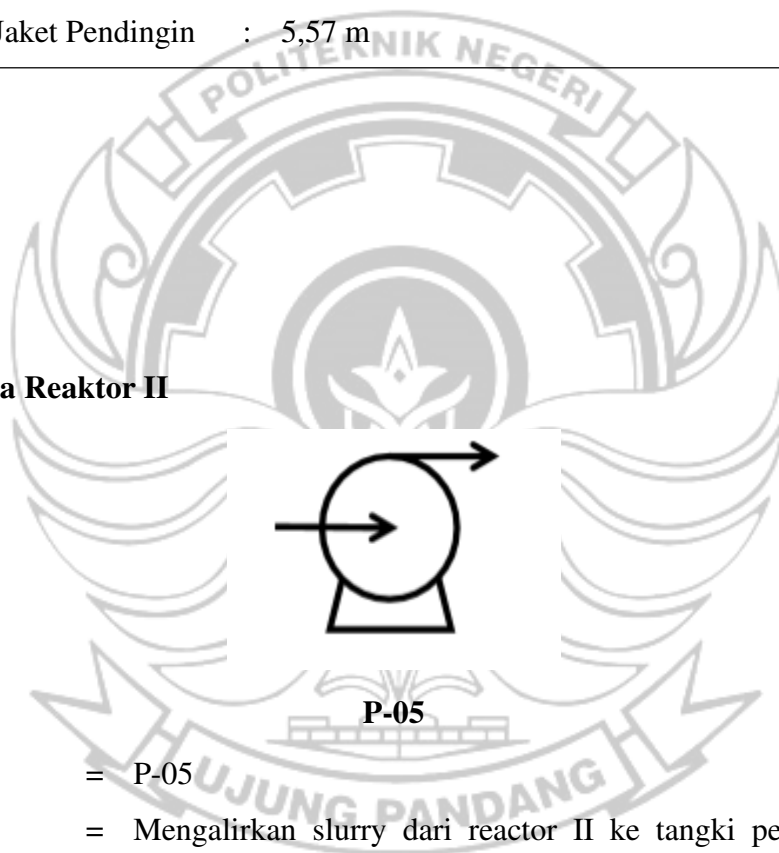
$$\begin{aligned}
A &= (\pi \times D_j \times H_j) + \left(\frac{\pi}{4} \times D_j^2\right) \\
&= (3,14 \times 5,57 \text{ m} \times 6,715 \text{ m}) + \left(\frac{3,14}{4} \times (5,57 \text{ m})^2\right) \\
&= 141,830 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Kecepatan aliran pendingin

$$\begin{aligned}
V &= \frac{G}{A} \\
&= \frac{1,517 \text{ m}^3/\text{jam}}{141,830 \text{ m}^2} \\
&= 0,010 \text{ m/jam}
\end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode	: R-02
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi metanogenesis
Tipe	: Vertikal Plug Flow Reaktor (PFR)
Jumlah	: 4 Unit
Tinggi	: 10,621 m
Diameter	: 5,31 m
Tinggi Jaket Pendingin	: 6,715 m
Diameter Jaket Pendingin	: 5,57 m

C.8 Pompa Reaktor II

Kode	= P-05
Fungsi	= Mengalirkan slurry dari reactor II ke tangki penampungan slurry
Tipe	= Centrifugal Pump
Data yang diketahui:	
Laju alir massa (m)	= 28.977,10 kg/jam
Densitas (ρ)	= 1.000 kg/m ³ = 64,42 lbm/ft ³
Viskositas (μ)	= 5 cp

$$= 0,0033 \text{ lb/ft.detik}$$

Laju Alir Volumetrik bahan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{28.977,10 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 28,97 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,28 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

i. Menentukan diameter untuk pipa

Berdasarkan persamaan 15 dan 16 Petters (1991) hal. 496, untuk perhitungan diameter optimum pipa:

Untuk aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i \text{ Opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Untuk aliran laminar ($N_{re} < 2100$)

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= \text{Diameter optimum (in)} \\ Q &= \text{Laju Volumetrik (ft}^3/\text{s)} \\ \rho &= \text{Densitas (lbm/ft}^3) \\ \mu &= \text{Viskositas (cP)} \end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,28 \text{ ft}^2/\text{s})^{0,45} \times (64,42 \text{ lbm/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,79 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil $D_i \text{ opt}$ sesuai standar yaitu 4

j. Spesifikasi pipa

Berdasarkan tabel 11 Kern:

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 4 \text{ in} \\ \text{Schedule} &= 40 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Dalam (ID)} &= 4,026 \text{ in} \\ &= 0,335 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Luar (OD)} &= 4,5 \text{ in} \\ &= 0,375 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang (at)} &= 12,7 \text{ in}^2 \\ &= 0,088 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Linear (V)} &= \frac{Q}{at} \\ &= \frac{0,28 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,008 \text{ ft}^2} \\ &= 3,22 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold} &= \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \\ &= \frac{62,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,22 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,335 \text{ ft}}{0,0033 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}} \\ &= 20.108,67 \end{aligned}$$

Nilai Nre > 2100 maka asumsi aliran turbulen terpenuhi

Dienakanakan :

$$\begin{aligned} \text{Panjang Pipa (L)} &= 30 \text{ m} \\ &= 98,42 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi pemompa (H)} &= 8 \text{ m} \\ &= 26,25 \text{ ft} \end{aligned}$$

4 Elbow 90°

$$\begin{aligned} \frac{Le}{D} &= 32 \\ Le &= 32 \times 4D \\ &= 32 \times 4 (0,335 \text{ ft}) \\ &= 42,944 \text{ ft} \end{aligned}$$

1 Gate Valve, Open

$$\frac{Le}{D} = 7$$

$$\begin{aligned}
 Le &= 7 \times 1 \times D \\
 &= 7 \times 1 \times 0,335 \text{ ft} \\
 &= 2,34 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

1 Globe valve open

$$\begin{aligned}
 \frac{Le}{D} &= 300 \\
 &= 300 \times 1 \times d \\
 &= 300 \times 1 \times 0,335 \text{ ft} \\
 &= 100,65 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total } (\Sigma L) &= L + Le \\
 &= 98,42 \text{ ft} + 145,94 \text{ ft} \\
 &= 244,367 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan E (Relatif Roughness) = 0,0001 ft

$$f = 0,001$$

Kontraksi terjadi yaitu: frikso karena gesekan dalam pipa

$$F = \frac{f \Sigma L V^2}{2 \cdot gc \cdot D}$$

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{0,001 \times 244,367 \text{ ft} \times \left(3,22 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \frac{32,17 \frac{\text{ft}}{\text{lbm}}}{\text{lbft}} \cdot \text{detik}^2 \cdot 0,335 \text{ ft}} \\
 &= 0,12 \text{ ft} \cdot \text{lbft/lbm}
 \end{aligned}$$

k. Menentukan kinerja pompa (W)

Bedasarkan persamaan Bernoulli:

$$W = \frac{\Delta P}{P} + \Delta H + \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma$$

Dimana:

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P2 - P1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 26,246 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak

Terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\begin{aligned}\Delta V &= V_2 - V_1 \\ &= 3,23 \text{ detik}\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}W &= 0 + 26,25 \left(\frac{3,22^2}{2 \times 32,17} \right) + 0,37 \\ &= 4,618 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

I. Penentuan daya Pompa

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho \times Q \times f \times W}{350} \\ &= \frac{64,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,24 \times 4,618 \text{ lbf.ft/lbm}}{350} \\ &= 0,1 \text{ HP}\end{aligned}$$

Berdasarkan petter fig. 14-3, hal 520, efisiensi pompa (η) = 50%

Maka:

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{0,1 \text{ HP}}{0,5} \\ &= 0,297 \text{ HP}\end{aligned}$$

Untuk power yang besarnya <2 HP, dikali 2

Maka power screw yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}&= 2 \times 0,297 \\ &= 0,59 \text{ HP}\end{aligned}$$

Penentuan Daya Motor

Efisiensi Motor : 83%

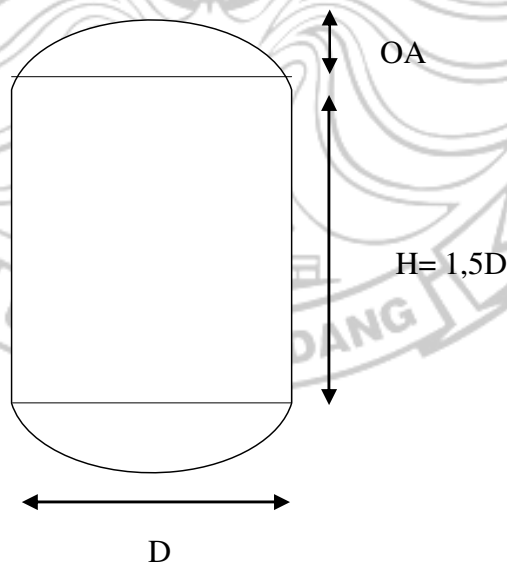
$$\begin{aligned}N &= \frac{HP}{0,83} \\ &= 0,71 \text{ HP}\end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode : P-05

Fungsi	: Mengalirkan slurry dari reactor II ke tangki penampungan slurry
Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 4 Unit
Laju Alir (kg/jam)	: 28.977,107 kg/jam
NPS	: 4 in
ID (in)	: 4,026 in
OD (in)	: 4,5 in
Jenis Pompa	: Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	: Radial-Vene Vield
Daya (HP)	: 0,71 HP

C.9 Tangki penampungan slurry



Kode	= T-03
Fungsi	= Sebagai tempat penampungan slurry yang keluar dari Reaktor II

Tipe = Silinder Vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah dishead

a. Menghitung Volume tangki

Laju alir massa = 23.534,59 kg/jam

Densitas = 1,16 gr/cm²

= 1200 kg/m²

Komponen	kg/jam	BM	Kgmol	Fraksi Mol	r (kg/m ³)	Xi*p
N ₂	6.697,184	5,435	1.232,323	0,855	1,250	1,0683
K	1.228,029	6.697,184	0,183	0,0001	0,890	0,0001
Na	12,943	1.228,029	0,011	0,00001	0,960	0,0000
Ca	227,384	12,943	17,569	0,012	1,550	0,0189
Mg	125,620	227,384	0,552	0,000	11,730	0,0045
P	1.980,225	125,620	15,764	0,011	1,820	0,0199
H ₂ O	573,219	1.980,225	0,289	0,000	1,000	0,0002
C ₆ H ₁₀ O ₅	4.505,024	439,841	10,242	0,007	1,120	0,0080
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	2.561,727	4.505,024	0,569	0,000	1,430	0,0006
C ₁₂ H ₂₄ O ₆	1.917,389	125,620	15,263	0,011	0,000	0,0000
Starter	2.537,873	128,450	19,758	0,014	0,810	0,0111
H ₂	70,028	2,000	35,014	0,024	0,000	0,000002
Nutrisi	2,959	614,000	0,005	0,000	11,560	0,000039
Methanococcus Sp	998,238	20,000	49,912	0,035	1,000	0,0346
Na ₂ SO ₄	7,875	142,000	0,055	0,00004	2,600	0,0001
H ₂	88,870	2,000	44,435	0,031	0,0001	0,0000
Total	23.534,585		1.441,944	1,000		1,17

Volume larutan dalam tangki

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{m \times t}{\rho} \\
 &= \frac{23.534,59 \text{ kg/jam} \times 1}{1200 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 19,612 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan kondisi:

90% dari volume tangka berisi larutan.

Dipilih perbandingan tinggi (H) 1,5 diameter (D)

$$\begin{aligned}
 V_t &= \frac{\text{Volume larutan}}{90\%} \\
 &= \frac{19,612 \text{ m}^3}{90\%} \\
 &= 21,719 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Menghitung dimensi tangki

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume Dishead} + \text{Volume Konis}$$

$$\text{Volume silinder (Vs)} = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$= \frac{3,14 D^2 1,5 D}{4}$$

$$= 1,177 D^3$$

$$\text{Volume tutup (Vh)} = 0,000049 D^3$$

Dimana Vh dalam satuan ft^3 dan D dalam satuan in, atau $V_h = 0,0846 D^3$ (D=m)

Maka :

$$\begin{aligned}
 V_t &= V_s + V_h \\
 &= 1,177 D^3 + 0,08 D^3 \\
 &= 1,262 D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tangki (D)} &= \left(\frac{V_t}{1,26 m^3} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{1,262 D^3}{1,26 m^3} \right)^{1/3} \\
 &= 2,216 \text{ m} \\
 &= 221,68 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Silinder (H)} &= 1,5 D \\
 &= 1,5 \times 2,216 \text{ m} \\
 &= 3,325 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tangki konis (h)} &= \frac{1}{2} D \\
 &= \frac{1}{2} \times 3,325 \text{ m} \\
 &= 1,10 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tebal dinding tangki (ts)

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (shell) dihitung dengan persamaan 13-1 (Brownel & Young, Hal. 254)

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

Dimana: P : Tekanan desain (atm)

r_c : *Crown Radius* (cm)

f : tegangan yang diijinkan bahan kontruksi (atm)

E : Efisiensi pengelasan

c : faktor korosi, 1/8 in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= P \times g \times h \\ &= 1200 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,325 \text{ m} \\ &= 39.140,1 \text{ pa} \\ &= 0,38 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Desain} &= 1,2 (1 + P \text{ Hidrostatik}) \\ &= 1,2 (1 + 0,38 \text{ atm}) \\ &= 1,656 \text{ atm} \end{aligned}$$

Bahan kontruksi yang digunakan Carbon Steel SA-212 grade B dengan nilai f = 17.500 psi = 1.191, 5 atm (Tabel 13.1 Hal. 251 Brownel & Young) dan diambil pengelasan tipe *Double-Welded but joint* E = 80% (Tabel 13.2 Hal. 254 Brownel & Young)

$$\begin{aligned} \text{Maka} &= \frac{1,656 \text{ atm} \times 1,108 \text{ m}}{1191,5 \text{ atm} \times 0,8 - 0,6 \times 1,656 \text{ atm}} + 0,32 \\ &= 0,321 \text{ cm} \\ &= 0,126 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar = ¼ (0,646 cm)

d. Menghitung tebal tutup atas

Tebal tutup (standar dishead) dihitung dengan menggunakan (pers. 13.12 Brownel & Young Hal. 258)

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

Dimana :

P : Tekanan Desain (atm)

rc : *Crown Radius* (cm)

f : Tegangan yang diijinkan bahan konstruksi (atm)

E : Efisiensi pengelasan

c : Faktor Korosi = 1/8 in (0,3175 cm)

$$rc : (\text{OD Shell}) = \text{ID Shell} + 2 \times ts$$

$$= 221,68 \text{ cm} + (2 \times 0,321 \text{ cm})$$

$$= 222,322 \text{ cm}$$

Bahan konstruksi tutup sama dengan shell.

Maka :

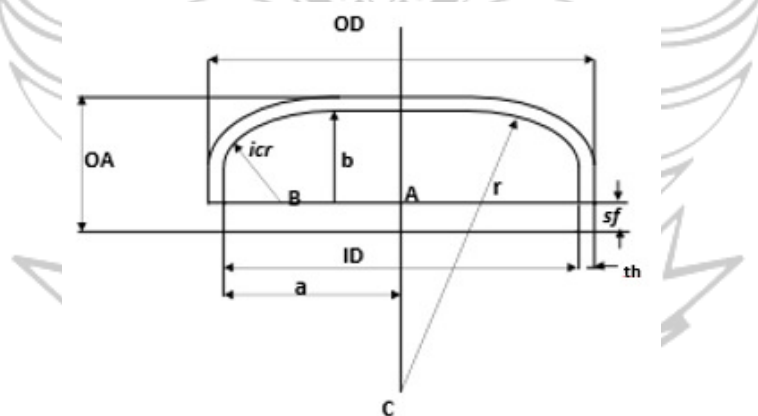
$$th = \frac{0,885 \times 1,656 \text{ atm} \times 222,322 \text{ cm}}{(1191,5 \text{ atm} \times 0,8) - 0,1 \times 1,656 \text{ atm}} + 0,32$$

$$= 0,662 \text{ cm}$$

$$= 0,26 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat tutup standar = 5/16 in (0,79 cm)

e. Menghitung Tinggi Tutup



$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ (diambil } 1 \frac{1}{2}$$

$$= 1,5 \text{ in}$$

$$= 3,81 \text{ cm}$$

$$icr = 1 \frac{5}{16}$$

$$= 1,31 \text{ in}$$

$$= 3,32 \text{ cm}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= \frac{221,68 \text{ cm}}{2} - 3,32 \text{ cm} \\
 &= 107,511 \text{ cm} \\
 BC &= rc - icr \\
 &= 222,322 \text{ cm} - 3,32 \text{ cm} \\
 &= 218,995 \text{ cm} \\
 b &= rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 222,322 \text{ cm} - \sqrt{(218,995 \text{ cm})^2 - (107,511 \text{ cm})^2} \\
 &= 31,43 \text{ cm} \\
 OA &= th + b + sf \\
 &= 0,662 \text{ cm} + 31,43 \text{ cm} + 3,81 \text{ cm} \\
 &= 36,006 \text{ cm} \\
 &= 0,36 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka tinggi total tangki = Tinggi silinder + Tinggi tutup + Tinggi konis

$$\begin{aligned}
 &= 3,325 \text{ m} + 0,36 \text{ m} + 1,108 \text{ m} \\
 &= 4,793 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode : T-03

Fungsi : Sebagai tempat penampungan slurry yang keluar dari Reaktor II

Tipe : Silinder Vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah dishead

Tinggi : 4,793 m

Diameter : 2,216 m

Tebal : 0,126 in

C.10 Tangki Penyimpanan Gas Sementara

Kode = T-04

Fungsi = Menampung gas sementara sebelum dialirkan ke dalam tangka absorber

Tipe = Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan = Plate Stell SA-167, Tipe 304

Data yang diketahui:

Laju alir massa = 5.350,162 kg/jam

Densitas Campuran = 1,27 kg.m³

Tekanan = 1 atm

Lama Penyimpanan = 1 jam

Volume gas = $\frac{m}{\rho}$

= $\frac{5.350,162 \text{ kg.jam}}{117 \text{ kg/m}^3} \times 24 \text{ jam}$

= 45,72 m³

Faktor keamanan = 15%

Volume Tangki (Vt) = (1 + fk) x Vs

= (1 + 0,15) x 45,72 m³

= 52,58 m²

Menghitung dimensi tangki

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki D:H = 2:3

V = $\frac{1}{4} \pi D^3$

52,58 m² = $\frac{1}{4} \pi D^2 \frac{3}{2} D$

52,58 m² = $\frac{2}{8} \pi D^3$

D³ = 67,161 m²

D = 4,064 m

= 160,031 in

Tinggi Shell (Hs) = $\frac{3}{2D}$

= $\frac{3}{2 (4,064 \text{ m})}$

$$= 6,091 \text{ m}$$

$$= 240,05 \text{ in}$$

Tinggi Cairan (Hl)

$$Hl = \frac{V_{gas}}{V_{tangki}} \times Hs$$

$$= \frac{45,72 \text{ m}^3}{52,58 \text{ m}^2} \times 6,091 \text{ m}$$

$$= 5,301 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik = $P \times g \times h$

$$= 117 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,301 \text{ m}$$

$$= 6079,04 \text{ pa}$$

$$= 0,8 \text{ psi}$$

Maka P desain = $(1+0,15) \times P \text{ Hidrostatik}$

$$= (1 + 0,15) \times 6079,04 \text{ pa}$$

$$= 6991,04 \text{ pa}$$

$$= 1,01 \text{ psi}$$

$$= 0,068 \text{ atm}$$

Tebal Shell

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi plate steel SA-167, tipe 304 Brownell & Young, diperoleh data sebagai berikut:

Allowble working stress (f) = 18.750 psi

Efisiensi Sambungan (E) = 80%

Faktor Korosi = 1/8 in

Maka:

$$\text{Tebal Shell} = \frac{p \cdot D}{4 \cdot SE - 0,6P} + C$$

$$= \frac{0,068 \text{ atm} \cdot 4,064 \text{ m}}{4 \cdot 1.275,8 \text{ atm} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 0,0} + 0,13 \text{ in}$$

$$= 0,13 \text{ cm}$$

$$= 0,05 \text{ in}$$

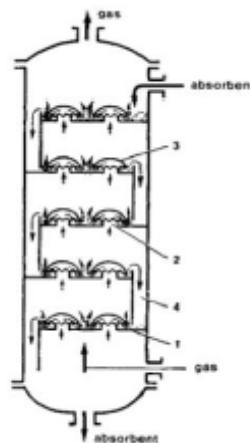
Digunakan plat standar= 3/16 in = 0,48 cm

Kesimpulan:

Kode	:	T-04
Fungsi	:	Menampung gas sementara sebelum dialirkan kedalam tangka absorber
Tipe	:	Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal
Bahan	:	Plate Stell SA-167, Tipe 304
Tinggi	:	6,091 m
Diameter	:	4,064 m
Tebal	:	0,05 in

C. 11 Absorber

Kode	=	AB-01
Fungsi	=	Mengurangi kandungan CO ₂ dan H ₂ S pada Biogas Silinder tegak dengan atap berbentuk flanged torispherical head
Tipe	=	with butt welded. Dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger
Bahan	=	Carbon stell SA-201 Grade A



Data yang diketahui:

Laju Alir gas (F _g)	=	5.350,147 kg/jam
Laju alir Liquid (F _l)	=	10.065,807 kg/jam
Densitas Gas masuk	=	388,098 kg/m ³
	=	24,23 lb/ft ³

Komponen	kg/jam	BM	Kgmol	Frakasi Mol	r (kg/m ³)	Xi*p
CH4	1692,51136	16	105,78196	0,558714	668	373,220867
CO2	3594,70133	44	81,697757	0,431507	1,98	0,854384127
H2S	62,9499186	34	1,8514682	0,009779	1434	14,02307487
Total			189,33119	1		388,098326

$$\text{Densitas Liquid masuk} = 479 \text{ kg/m}^3$$

$$= 29,902 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gas (Vg)} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{350,147 \text{ kg/jam}}{388,098 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$= 13,785 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Viskositas gas} = 0,01335 \text{ cP}$$

$$= 0,00001335 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Viskositas Liquid} = 23,18 \text{ cP}$$

$$= 0,02318 \text{ kg/m.s}$$

Menentukan Dimensi Tower

$$G_x = G_y = \text{Laju alir massa liquid}$$

$$\text{Nilai absis} = \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} \quad (\text{Fig. 22.6, Mc Cabbe Hal.694})$$

$$= \frac{10.065,807 \text{ kg/jam}}{10.065,807 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{388,098 \text{ kg/m}^3}{479 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 388,098 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 2,066$$

Packing yang digunakan adalah Pall Ring dengan spesifikasi:

$$\text{Nominal size} = 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 22.1, Mc.. Cabe Hal.689})$$

$$\text{Porosity} = 0,96$$

$$F_p = 27$$

$$G_c = \text{rho gas masuk}$$

$$\rho_x = \text{rho liquid masuk}$$

$$\rho_y = \text{rho gas masuk}$$

$$\begin{aligned}\mu_x &= \mu \text{ liquid} \\ \Delta p \text{ flood} &= 0,115 \times F_p^{0,7} \quad (\text{Pers. 22.1, Mc Cabe Hal.693}) \\ &= 1,1551 \text{ in H}_2\text{O/ft}\end{aligned}$$

(Karena packing faktor antara 10-60, menggunakan persamaan (22.1)

(in H₂O/ft menunjukkan satuan dalam pressure drop/penurunan tekanan saat flooding/penggenangan)

$$\text{Nilai ordinat} = \frac{G_y^2 \times F_p \times \mu_x^{0,1}}{g_c \times (\rho_x - \rho_y) \rho_y} = 0,1$$

$$= \sqrt{\frac{0,1 \times g_c \times (\rho_x - \rho_y) \rho_y}{F_p \times \mu_x^{0,1}}}$$

$$= \sqrt{\frac{0,1 \times 388 \text{ kg/m}^3 \times (479 \text{ kg/m}^3 - 388 \text{ kg/m}^3) 1}{27 \times 0,02318 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^{0,1}}}$$

$$G_y = 13,803 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Luas penampang shell

$$\text{Laju alir gas (Fg)} = 5350,14 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,486 \text{ kg/s}$$

$$A = \frac{F_g}{G_y}$$

$$= \frac{1,486 \text{ kg/s}}{13,803 \text{ kg/m}^2\text{s}}$$

$$= 0,107 \text{ m}^2$$

Menghitung diameter Shell (Ds)

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= 0,780 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi shell (Hs)

$$\text{Asumsi H/D} = 5$$

$$H = 5 \times D_s$$

$$= 5 \times 0,780 \text{ m}$$

$$= 3,90 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell} &= 3,90 \text{ m} \\ &= 153,562 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Shell

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Operasi} &= 1,01 \text{ bar} \\ \text{Gaya Gravitasi} &= 9,8 \text{ kg/m}^2 \\ \text{Densitas Campuran} &= 430,400 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	BM	Kgmol	Fraksi Mol	r (kg/m ³)	Xi*p
CH4	1692,5113	16	105,781	0,298	668	199,53
CO2	3594,701	44	81,697	0,230	1,98	0,45
H2S	62,949	34	1,85	0,005	1434	7,49
MEA	10065,807	61,08	164,797	0,465	479	222,90
TOTAL	15415,970		354,128	1		430,400

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= P \times g \times h \\ &= 430,400 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s} \times 3,90 \text{ m} \\ &= 16.449,900 \text{ pa} \\ &= 0,162 \text{ atm} \\ &= 2,380 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design (p Design)} &= 1,2 (1 \text{ atm} + P_h) \\ &= 1,2 (1 \text{ atm} + 0,162 \text{ atm}) \\ &= 1,394 \text{ atm} \\ &= 20,492 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Reaksi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= P \text{ Reaksi} + P \text{ Hidrostatik} \\ &= 14,6 \text{ psi} + 2,380 \text{ psi} \\ &= 16,98 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \text{Tekanan dalam abeorber} \\ &= 20,492 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 r &= 30 \\
 icr &= 1 \frac{7}{8} \\
 &= 1,875 \text{ in} \\
 th &= \sqrt{\frac{0,885 \times p \times r s}{(fE - 0,1 P)} + C} \\
 &= \sqrt{\frac{0,885 \times 1,380 \text{ atm} \times 14,843 \text{ in}}{(13750 \times 0,8 - 0,1 \times 1,380 \text{ atm})} + 0,125} \\
 &= 0,126 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan table standar 3/16 (0,1875 in)

$$\begin{aligned}
 sf &= 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ (diambil } 1 \frac{1}{2}) \\
 &= 1,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{30,708 \text{ in}}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 15,354 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= \frac{130,708 \text{ in}}{2} - 1,875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8,188 \text{ in} \\
 BC &= rc - icr \\
 &= 30 - 1,875 \text{ in} \\
 &= 28,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 30 \text{ in} - \sqrt{(28,125 \text{ in})^2 - (8,188 \text{ in})^2} \\
 &= 28,125 \text{ in} \\
 &= 0,7144 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= th + b + sf \\
 &= 0,127 \text{ in} + 3,093 \text{ in} + 1,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

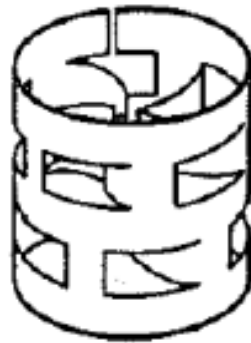
$$= 4,721 \text{ in}$$

$$= 0,393 \text{ ft}$$

$$\text{Maka tinggi total tangki} = H \text{ Shell} + H \text{ Head}$$

$$= 4,721 \text{ in} + 153,562 \text{ in}$$

$$= 4,019 \text{ m}$$



Pall ring terbuat dari logam tipis dengan bagian dinding yang ditekuk kedalam atau dari plastik dengan celah dinding dan tulang rusuk yang kaku di bagian dalamnya (Mac Cabe Hal. 688). Alasan pemilihan : pall ring merupakan material terbaik untuk packing selain menggunakan scrub stainless steel/tembaga dan jenis ini biasanya digunakan di industri), efisiensi tinggi, Dohntec pall ring menunjukkan bahwa pall ring mempunyai kapasitas yang lebih besar dan pressure drop yang lebih kecil daripada random packing yang lain, pall ring mempunyai dinding silindris yang terbuka dan bagian dalam yang cenderung menonjol keluar sehingga pall ring dapat menerima kapasitas yang lebih besar dan pressure drop yang lebih kecil daripada cylindrical rings, desain cincin terbuka pada pall ring dapat menjaga distribusi dan menahan tendensi saluran dinding, kontak pada permukaan bagian dalam dan bagian luar dari pall ring efektif untuk distribusi liquid dan gas serta tahan terhadap penyumbatan. Distribusi cairan baik.

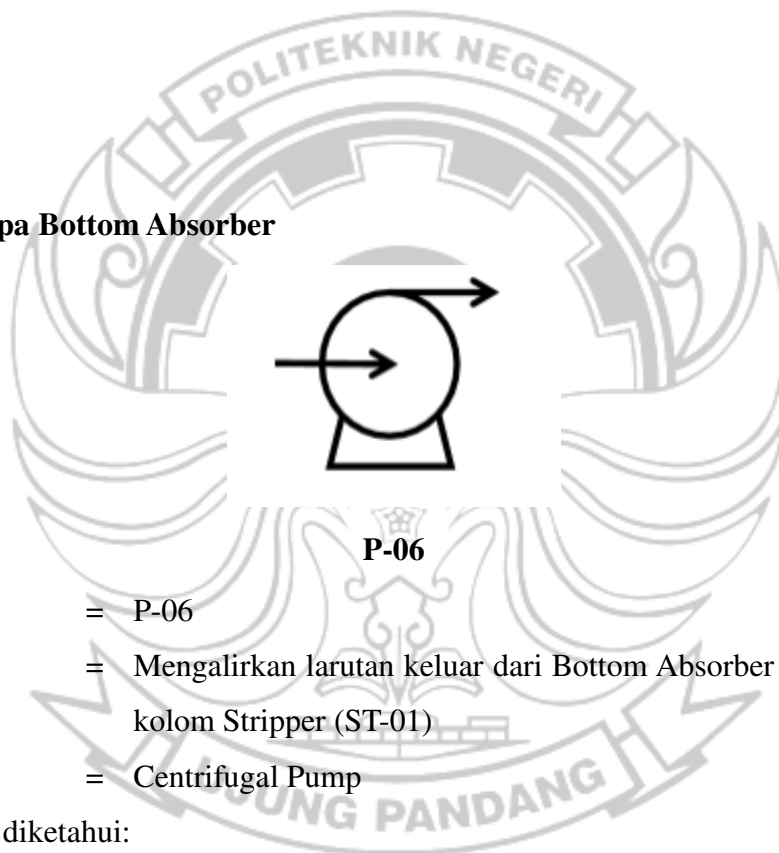
Kesimpulan:

Kode	:	AB-01
Fungsi	:	Mengurangi kandungan CO ₂ dan H ₂ S pada Biogas
Tipe	:	Silinder tegak dengan atap berbentuk flanged

torispherical head with butt welded. Dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger

Bahan : Carbon stell SA-201 Grade A
Tinggi : 4,019 m
Diameter : 0,780 m

C.11 Pompa Bottom Absorber



Kode = P-06
Fungsi = Mengalirkan larutan keluar dari Bottom Absorber (AB-01) ke kolom Stripper (ST-01)

Tipe = Centrifugal Pump

Data yang diketahui:

Laju alir massa (m) = 13.715,28 kg/jam

Densitas (ρ) = 479 kg/m³
= 29,9 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 20 cp
= 0,013 lb/ft.detik

Laju Alir Volumetrik bahan

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{13.715,28 \text{ kg/jam}}{479 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 28,63 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,284 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

m. Menentukan diameter untuk pipa

Berdasarkan persamaan 15 dan 16 Petters (1991) hal. 496, untuk perhitungan diameter optimum pipa:

Untuk aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i \text{ Opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Untuk aliran laminar ($N_{re} < 2100$)

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Petters, 1991})$$

Keterangan:

$$D_i \text{ opt} = \text{Diameter optimum (in)}$$

$$Q = \text{Laju Volumetrik (ft}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas (lbm/ft}^3\text{)}$$

$$\mu = \text{Viskositas (cP)}$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,284 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \times (29,9 \text{ lbm/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3,44 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil $D_i \text{ opt}$ sesuai standar yaitu 4

n. Spesifikasi pipa

Berdasarkan tabel 11 Kern:

$$\text{NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter Dalam (ID)} = 4,026 \text{ in}$$

$$= 0,335 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Luar (OD)} &= 4,5 \text{ in} \\
 &= 0,375 \text{ ft} \\
 \text{Luas Penampang (at)} &= 12,7 \text{ in}^2 \\
 &= 0,088 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan Linear (V)} &= \frac{Q}{at} \\
 &= \frac{0,284 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,008 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,22 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold} &= \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} \\
 &= \frac{29,9 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,22 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \times 0,335 \text{ ft}}{0,013 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}} \\
 &= 2.490,33
 \end{aligned}$$

Nilai Nre > 2100 maka asumsi aliran turbulen terpenuhi

Diancakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Pipa (L)} &= 30 \text{ m} \\
 &= 98,42 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi pemompa (H)} &= 8 \text{ m} \\
 &= 26,25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4 \text{ Elbow } 90^\circ & \\
 \frac{Le}{D} &= 32 \\
 Le &= 32 \times 4D \\
 &= 32 \times 4 (0,335 \text{ ft}) \\
 &= 42,944 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

1 Gate Valve, Open

$$\begin{aligned}
 \frac{Le}{D} &= 7 \\
 Le &= 7 \times 1 \times D \\
 &= 7 \times 1 \times 0,335 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$= 2,34 \text{ ft}$$

1 Globe valve open

$$\frac{Le}{D} = 300$$

$$= 300 \times 1 \times d$$

$$= 300 \times 1 \times 0,335 \text{ ft}$$

$$= 100,65 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) = L + Le$$

$$= 98,42 \text{ ft} + 145,94 \text{ ft}$$

$$= 244,367 \text{ ft}$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan E (Relatif Roughness) = 0,005 ft

$$f = 0,005$$

Kontraksi terjadi yaitu: frikso karena gesekan dalam pipa

$$F = \frac{f \Sigma L V^2}{2 \cdot gc \cdot D}$$

$$F = \frac{0,005 \times 244,367 \text{ ft} \times \left(3,22 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \frac{32,17 \frac{\text{ft}}{\text{lbm}}}{\text{lbft}^2} \cdot \text{detik}^2 \cdot 0,335 \text{ ft}}$$

$$= 0,59 \text{ ft.lbft/lbm}$$

o. Menentukan kinerja pompa (W)

Bedasarkan persamaan Bernoulli:

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H + \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma$$

Dimana:

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P2 - P1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 26,246 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak

Terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V2 - V1$$

$$= 3,22 \text{ detik}$$

Maka:

$$\begin{aligned} W &= 0 + 26,25 \left(\frac{3,22^2}{2 \times 32,17} \right) + 0,37 \\ &= 4,618 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

p. Penentuan daya Pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q \times f \times W}{350} \\ &= \frac{29,9 \text{ lbm/ft}^3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,284 \times 4,618 \text{ lbf.ft/lbm}}{350} \\ &= 0,07 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan peter fig. 14-3, hal 520, efisiensi pompa (η) = 50%

Maka:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{0,07 \text{ HP}}{0,5} \\ &= 0,14 \text{ HP} \end{aligned}$$

Untuk power yang besarnya <2 HP, dikali 2

Maka power screw yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} &= 2 \times 0,14 \\ &= 0,28 \text{ HP} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Motor

Efisiensi Motor : 83%

$$\begin{aligned} N &= \frac{\text{HP}}{0,83} \\ &= 0,34 \text{ HP} \end{aligned}$$

Kesimpulan:

Kode	= P-06
Fungsi	= Mengalirkan larutan keluar dari Bottom Absorber (AB-01) ke kolom Stripper (ST-01)
Tipe	= Centrifugal Pump
Jumlah	: 1

Laju Alir (kg/jam)	: 13.715,28 kg/jam
NPS	: 4 in
ID (in)	: 4,026 in
OD (in)	: 4,5 in
Jenis Pompa	: Pompa Sentrifugal
Jenis Impeller	: Radial-Vene Vield
Daya (HP)	: 0,71 HP

C.13 HEATER

Kode	= H-01
Fungsi	= Menaikkan suhu larutan keluar dari Bottom Absorber (AB-01)
Tipe	= <i>Double Pipe</i>

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui:

- a. Beban Panas Heater (Q)
 - = 216.143,25 kJ/hari
 - = 8.536,01 Btu/jam
- b. Laju alir massa Fluida panas (W)
 - = 428,65 kg/jam
 - = 944,81 lb/jam
- c. Laju alir massa Fluida dingin (w)
 - = 13.715,29 kg.jam
 - = 30.237,04 lb/jam

1. Δt (Beda suhu sebenarnya)

$$T1 = 302 \text{ F}$$

$$T2 = 302 \text{ F}$$

$$t1 = 140 \text{ F}$$

$$t2 = 204 \text{ F}$$

$$\Delta t = \text{LMTD}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}}$$

$$= \frac{(302 \text{ F} - 204 \text{ F}) - (302 \text{ F} - 140 \text{ F})}{\ln \frac{(302 \text{ F} - 204 \text{ F})}{(302 \text{ F} - 140 \text{ F})}}$$

$$= 127,33 \text{ F}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi:

(Tabel 6.1 & 6.2 Kern)

IPS = 4 x 3 in

SCH = 40

Annulus

OD = 4,5 in

ID = 4,026 in

Flow Area (a'') = 1,178 ft²/ft

Pipa

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in

Flow Area (a'') = 0,917 ft²/ft

2. Hot Fluid (Fluida panas): Annulus Steam

a. Luas aliran (a_a)

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

$$= \frac{3,14}{4} (0,37^2 - 0,34^2)$$

$$= 0,016 \text{ ft}^2$$

Diameter Ekuivalen (De)

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

$$= \frac{0,37^2 - 0,34^2}{0,34}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

b. Kecepatan massa (G_a)

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

$$= \frac{944,81 \frac{lb}{ja} m}{0,016}$$

$$= 56.506,085 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold (Re_a)

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 56.506,085 \frac{lb}{jam}/ft^2}{0,4152}$$

$$= 8.525,86$$

d. Koefisien *Heat Transfer Outside*, (h_o)

Untuk steam terkondensiasi $h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

3. Cold Fluida (Fluida Dingin): Pipa (larutan)

a. Luas aliran (ap)

$$ap = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= 0,0667 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa (G_p)

$$G_p = \frac{W}{ap}$$

$$G_p = \frac{30.237,04 \text{ lb/jam}}{0,0667 \text{ ft}^2}$$

$$= 453.328,92 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold Rep

$$Rep = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = 149\text{°F}$ didapat sifat-sifat fisik fluida dingin:

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1,0372 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Konduktivitas panas } (k) = 0,3807 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F/ft}$$

$$\text{Kapasitas panas } (c) = 0,89 \text{ Btu/lb°F}$$

$$Rep = \frac{0,291 \text{ ft} \times 453.328,92}{1,0372 \frac{lb}{ft} \cdot \text{jam}}$$

$$= 312.784,66$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam, h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3}$$

Untuk $Re_p = 312.784,66$ dari fig.24 Kern didapat $JH = 1000$

$$h_i = 1.308,83 \text{ btu/jam.ft}^2\text{F}$$

$$h_{io} = H_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 1.308,83 \text{ btu/jam.ft}^2\text{F} \times \frac{3,068}{3,5}$$

$$= 1.147,28 \text{ btu/jam.ft}^2\text{F}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (U_c)

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

$$= \frac{1.147,28 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} \times 1500}{1.147,28 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} + 1500}$$

$$= \frac{1.147,28 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} \times 1500}{1.147,28 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} + 1500}$$

$$= 650,071 \text{ btu/jam.ft}^2\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas desain (U_p)

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,003)$$

$$U_p = 22,35 \text{ btu/jam.ft}^2\text{F}$$

6. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan (A)

$$A = \frac{Q}{U_p \times \Delta t}$$

$$= \frac{8.536,011 \text{ btu/jam}}{22,35 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} \times 64 \text{ F}}$$

$$= 38,738 \text{ ft}^2$$

Dari table 11 Kern. 844 untuk pipa 3 in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $A_o = 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Diambil 1 Hairpin = 12 ft maka jumlah hairpin yang dibutuhkan = $3,5582 \approx 4$ hairpin

Panjang pipa yang dibutuhkan (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{A_0} \\
 &= \frac{38,738 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 42,244 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

7. Luas perpindahan panas sebenarnya (A_{koreksi})

$$\begin{aligned}
 A_{\text{koreksi}} &= 1 \times a_0 \\
 &= 38,73 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

8. Luas perpindahan panas sebenarnya ($A_{\text{p koreksi}}$)

$$\begin{aligned}
 A_{\text{p koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\
 &= 22,30 \text{ btu/jam.ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

9. Faktor pengotor sebenarnya (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_D \times U_D} \\
 R_d &= \frac{650,07 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} - 22,30 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F}}{650,07 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F} \times 22,30 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{F}} \\
 &= 0,493
 \end{aligned}$$

10. Pressure Drop

a. Annulus Side

$$\begin{aligned}
 \Delta F_a &= \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e'} \\
 D_e' &= (D_2 - D_1) \\
 &= (0,37 - 0,34) \\
 &= 0,03 \text{ ft} \\
 Re_a &= \frac{D_e' G_a}{\mu} \\
 &= \frac{0,03 \text{ ft} \times 62.991,03 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2}{1,0535 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}} \\
 &= 1.793,76
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,005 + \frac{0,264}{(Re_a^{0,42})} \\
 &= 0,005 + \frac{0,264}{1.793,76^{0,42}} \\
 &= 6,145 \\
 \rho &= 61,545 \text{ lb/ft}^3 \\
 g &= 418.000.000 \\
 \text{Maka } \Delta Fa &= \frac{4 \cdot 6,145 \cdot (3967869780)^2 \cdot 42,2}{2 \cdot 418.000.000 \cdot (3787,79)^2 \cdot 0,0134} \\
 &= 0,03
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{G}{3600\rho} \\
 &= \frac{662.991,03}{3600 \cdot 61,545}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,8 \text{ ft/detik} \\
 Ft &= 1 \left(\frac{v^2}{2g} \right) \\
 &= 0,121 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Pa &= \left(\frac{\Delta Fa + Ft}{144} \right) \cdot \rho \\
 &= 0,06 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

b. Pipa side

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D e'}$$

Untuk $Re_p = 312.784,66$ didapatkan factor friksi; f

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p^{0,42})} \\
 &= 0,00479
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho &= \text{Berat jenis} \\
 &= 61,5615 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \Delta Fa &= \frac{4 \cdot 0,00479 \cdot (1.112.691,34)^2 \cdot 42,7}{2 \cdot 418.000.000 \cdot (61,56)^2 \cdot 0,04} \\
 &= 7,99 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

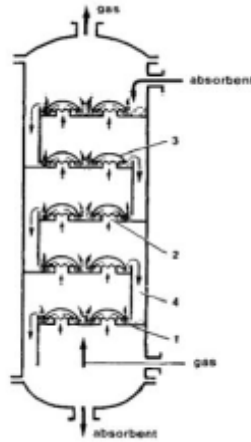
$\Delta F_p > 10$ psi, maka desain *Heater* memenuhi syarat untuk digunakan

Kesimpulan:

Kode	=	H-01
Fungsi	=	Menaikkan suhu larutan keluar dari Bottom Absorber (AB-01)
Tipe	=	<i>Double Pipe</i>
Ukuran Anulus		
ID	:	0,33 ft
OD	:	0,37 ft
Ukuran Inner pipe		
ID	:	0,25 ft
OD	:	0,291 ft
Jumlah hairpin	:	4 buah

C.14 STRIPPER

Kode	=	ST-01
Fungsi	=	Meregenerasi larutan MEA agar dapat digunakan Kembali di absorber
Tipe	=	Silinder tegak dengan atap berbentuk flanged torispherical head with butt welded, dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger
Bahan	=	Carbon stell SA-201 Grade A



Data yang diketahui:

$$\text{Laju Alir steam (Fs)} = 20.320,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir Liquid (Fl)} = 13.715,28 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Steam masuk} = 916 \text{ kg/m}^3$$

$$= 57,23 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitas Liquid} = 479 \text{ kg/m}^3$$

masuk

$$= 29,90 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas Steam} = 0,179 \text{ cP}$$

$$= 0,000179 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Viskositas Liquid} = 0,007562 \text{ cP}$$

$$= 7,526 \times 10^{-6} \text{ kg/m.s}$$

Menentukan Dimensi Tower

$$G_x = G_y = \text{Laju alir massa liquid}$$

$$\text{Nilai absis} = \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} \quad (\text{Fig. 22.6, Mc Cabbe Hal.694})$$

$$= \frac{13.715,28 \text{ kg/jam}}{13.715,28 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{479 \text{ kg/m}^3}{916 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 479 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 1,046$$

Packing yang digunakan adalah Pall Ring dengan spesifikasi:

Nominal size = 2 in (Tabel 22.1, Mc.. Cabe Hal.689)

Porosity = 0,96

Fp = 27

Gc = rho gas masuk

ρx = rho liquid masuk

ρy = rho gas masuk

μx = μ liquid

Δp flood = $0,115 \times Fp^{0,7}$ (Pers. 22.1, Mc Cabe Hal.693)

= 1,1551 in H2O/ft

(Karena packing faktor antara 10-60, menggunakan persamaan (22.1)
(in H2O/ft menunjukkan satuan dalam pressure drop/penurunan tekanan saat flooding/penggenangan)

Nilai ordinat = $\frac{Gy^2 \times Fp \times \mu x^{0,1}}{gc \times (\rho x - \rho y) \rho y} = 0,1$

= $\sqrt{\frac{0,1 \times gc \times (\rho x - \rho y) \rho y}{Fp \times \mu x^{0,1}}}$

= $\sqrt{\frac{0,1 \times 388 \text{ kg/m}^3 \times (916 \text{ kg/m}^3 - 479 \text{ kg/m}^3) 1}{27 \times 0,000179 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^{0,1}}}$

Gy = 6,64 kg/m²s

Luas penampang shell

Laju alir liquid = 13.715,28 kg/jam

= 3,809 kg/s

A = $\frac{Fg}{Gy}$

= $\frac{3,809 \text{ kg/s}}{6,64 \text{ kg/m}^2\text{s}}$

= 0,573 m²

Menghitung diameter Shell (Ds)

Ds = $\sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$

$$= 0,854 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi shell (Hs)

$$\text{Asumsi H/D} = 5$$

$$H = 5 \times D_s$$

$$= 5 \times 0,854 \text{ m}$$

$$= 4,274 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Shell} = 4,274 \text{ m}$$

$$= 168,28 \text{ in}$$

Menghitung Tebal Shell

$$\text{Tekanan Operasi} = 1,01 \text{ bar}$$

$$\text{Gaya Gravitasi} = 9,8 \text{ kg/m}^2$$

$$\text{Densitas Campuran} = 139 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = P \times g \times h$$

$$= 139 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s} \times 4,274 \text{ m}$$

$$= 5.822,707 \text{ pa}$$

$$= 0,570 \text{ atm}$$

$$= 8,376 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 20\%$$

$$\text{Tekanan Design (p Design)} = 1,2 (1 \text{ atm} + P_h)$$

$$= 1,2 (1 \text{ atm} + 0,570 \text{ atm})$$

$$= 1,884 \text{ atm}$$

$$= 27,687 \text{ psi}$$

$$P \text{ Reaksi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6 \text{ psi}$$

$$P \text{ Operasi} = P \text{ Reaksi} + P \text{ Hidrostatik}$$

$$= 14,6 \text{ psi} + 8,376 \text{ psi}$$

$$= 26,886 \text{ psi}$$

$$P = \text{Tekanan dalam abarber}$$

$$= 27,687 \text{ psi}$$

$$= 1,8 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned}
icr &= 3 \frac{5}{8} \\
&= 3,625 \text{ in} \\
th &= \sqrt{\frac{0,885 \times p \times rs}{(fE - 0,1 P)} + C} \\
&= \sqrt{\frac{0,885 \times 1,39 \text{ atm} \times 33,949 \text{ in}}{(1.3750 \times 0,8 - 0,1 \times 1,39 \text{ atm})} + 0,125} \\
&= 0,128 \text{ in}
\end{aligned}$$

Digunakan table standar 3/16 (0,1875 in)

$$\begin{aligned}
sf &= 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ (diambil } 1 \frac{1}{2} \text{)} \\
&= 1,5 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
a &= \frac{ID}{2} \\
&= \frac{33,657 \text{ in}}{2} \\
&= 16,828 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
&= \frac{33,657 \text{ in}}{2} - 3,625 \text{ in} \\
&= 4,64 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
BC &= rc - icr \\
&= 60 - 3,625 \text{ in} \\
&= 56,375 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
AC &= rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= 60 \text{ in} - \sqrt{(16,828)^2 - (4,64 \text{ in})^2} \\
&= 56,183 \text{ in} \\
&= 0,05 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
b &= r - AC \\
&= 60 - 56,183 \\
&= 3,816 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= th + b + sf \\
 &= 0,128 \text{ in} + 3,816 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\
 &= 5,44 \text{ in} \\
 &= 0,487 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka tinggi total tangki} &= H \text{ Shell} + H \text{ Head} \\
 &= 5,44 \text{ in} + 168,286 \text{ in} \\
 &= 173,731 \text{ in} \\
 &= 4,412 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Pall ring terbuat dari logam tipis dengan bagian dinding yang ditekuk kedalam atau dari plastik dengan celah dinding dan tulang rusuk yang kaku di bagian dalamnya. Alasan pemilihan : pall ring merupakan material terbaik untuk packing selain menggunakan scrub stainless steel/tembaga dan jenis ini biasanya digunakan di industri), efisiensi tinggi, Dohntec pall ring menunjukkan bahwa pall ring mempunyai kapasitas yang lebih besar dan pressure drop yang lebih kecil daripada random packing yang lain, pall ring mempunyai dinding silindris yang terbuka dan bagian dalam yang cenderung menonjol keluar sehingga pall ring dapat menerima kapasitas yang lebih besar dan pressure drop yang lebih kecil daripada cylindrical rings, desain cincin terbuka pada pall ring dapat menjaga distribusi dan menahan tendensi saluran dinding, kontak pada permukaan bagian dalam dan bagian luar dari pall ring efektif untuk distribusi liquid dan gas serta tahan terhadap penyumbatan. Distribusi cairan baik.

Kesimpulan:

Kode	:	ST-01
Fungsi	:	Meregenerasi larutan MEA agar dapat digunakan kembali di absorber
Tipe	:	Silinder tegak dengan atap berbentuk flanged torispherical head with butt welded, dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger
Bahan	:	Carbon stell SA-201 Grade A
Tinggi	:	4,412 m
Diameter	:	0,854 m

C.15 Cooler

Kode	=	C-01
Fungsi	=	Mendinginkan POME yang keluar dari tangki penampungan (T-01) sebelum masuk ke Reaktor 1 (R-01)
Kondisi Operasional	:	
Tekanan (P)	=	1 atm
Temperatur (T)	:	
T in	=	90 °C 167 °F
T Out	=	40 °C 95 °F

Langka perancangan:

1. Menentukan tipe *heat exchanger*

Heat exchanger yang dipilih double pipe *heat exchanger* berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Konstruksi sederhana
- b. Umum digunakan dalam industri
- c. Luas permukaan perpindahan panas (A) < 200 ft

2. Menentukan bahan konstruksi *heat exchanger*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon steel-SA 285 Grade C* dengan pertimbangan:

- a. Bahannya kuat dan tahan korosi
- b. Harga relative murah
- c. Paling umum digunakan

Fluida Panas

Laju alir fluida masuk (W) = 25.378,73 kg/jam

1.767,668 lb/jam

Temperatur masuk (T1) = 75 °C

167 F

Temperatur keluar (T2) = 35 °C

95 °F

Fluida Dingin

Laju umpan dingin masuk = 116.065,78 kg/hari

= 10.661,71 lb/jam

Temperatur masuk (t1) = 30 C

= 86 F

Temperatur keluar (t2) = 60 C

= 140 F

Q Cooler 1 = 14.551.166,18 kj/hari

= 144.908,84 kkal/jam

= 575.044,76 btu/jam

a. Menentukan harga ΔT LMTD

Fluida panas			Fluida Dingin		Selisih	
T1	167 F	Temperatur yang lebih tinggi	t2	140	Δt_2	27
T2	95 °F	Temperature yang telih rendah	t1	86	Δt_1	9
T1-T2	72 F	Selisih	t2-t1	54		18

$$\begin{aligned}\Delta LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{18}{\ln \left(\frac{72}{54} \right)} \\ &= 62,569 \text{ F}\end{aligned}$$

c. Menentukan suhu rata-rata:

$$\begin{aligned}\text{Fluida Panas} &: \\ T_c &= \frac{(T_1 + T_2)}{2} \\ &= \frac{(167 + 95)}{2} \\ &= 131 \text{ F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Fluida Panas} &: \\ t_c &= \frac{(t_1 + t_2)}{2} \\ &= \frac{(140 + 86)}{2} \\ &= 113 \text{ F}\end{aligned}$$

d. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

Dari Tabel 8 Buku (Kern, 1965:840) untuk fluida dingin (Water) ($\mu < 0,5 \text{ cP}$)

$$\begin{aligned}\text{Diperoleh UD sebesar} &= 50-70 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{F} \\ \text{Diambil UD} &= 75 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{F} \\ A &= \frac{(Q)}{ud \cdot LMTD} \\ &= \frac{(575.044,76 \text{ btu/jam})}{75 \frac{\text{btu}}{\text{h}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \cdot 62,56 \text{ F}} \\ &= 122,54 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Double Pipe* dengan ukuran standar yang digunakan (Tabel 11, Kern 1965):

e. Menentukan *Rate* fluida

$$\text{Fluida Panas (Steam)} = \textit{Annulus}$$

Dipilih pipa dengan ukuran 4 in IPS dengan Schedule 80, diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{ID (D}_2) &= 3,826 \text{ in} \\ &= 0,38187 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 4,50 \text{ in} \\ &= 0,3749 \text{ ft} \end{aligned}$$

Fluida Dingin = Inner Pipe

Dipilih pipa dengan ukuran 3 in IPS dan schedule 80, diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 2,900 \text{ in} \\ &= 0,2416 \text{ ft} \\ \text{OD (D}_1) &= 3,50 \text{ in} \\ &= 0,2916 \text{ ft} \end{aligned}$$

Annulus: Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{Flow Area (a}_s) &= \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} && \text{(Pers 6.3 Kern, 1965)} \\ &= 0,013 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Ekuivalen (De)} &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{4} && \text{(Pers 6.3 Kern, 1965)} \\ &= 0,0519 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir massa (Ga)} &= \frac{W_a}{A_s} \\ &= \frac{1767,68 \text{ lb/jam}}{0,013 \text{ ft}^2} \\ &= 135.880,99 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Pada $T_c = 131 \text{ }^\circ\text{F}$ diperoleh:

$$\begin{aligned} c_p &= 0,5 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F} && \text{(Fig 2, Kern 1965)} \\ \mu &= 0,65 \text{ Cp} \\ &= 0,8 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Menentukan bilangan Reynold (N_{re})

$$\begin{aligned} \text{Reynold Number (N}_{re}) &= \frac{De \times Ga}{\mu} \\ &= \frac{0,051 \text{ ft} \times 135.880,99 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0,65} \\ &= 8.831,88 \text{ (Turbulen karena } >2100) \end{aligned}$$

Dari nilai Re, diperoleh JH = 35 (Fig. 24 Kern 1965)

$$\left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,5 \frac{btu}{lb} \cdot F \cdot 0,8 \frac{lb}{ft} \cdot jam}{0,32 \frac{btu}{jam} \cdot ft F}\right)^{1/3}$$

$$= 1,077$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \quad (\text{Pers. 6.15 Ker, 1965})$$

$$= 35 \cdot \frac{0,32 \frac{btu}{jam} \cdot ft F}{0,24 FT} \cdot (1,077)$$

$$= 49,943 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Inner Pipe: Fluida Dingin

$$\text{Flow Area (at)} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times 0,24 \text{ ft}^2}{4}$$

$$= 0,045 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter Ekuivalen (De)} = \frac{D_2^2 \cdot D_1^2}{D_2}$$

$$= \frac{0,318 \text{ ft}^2 \cdot 0,291^2}{0,318 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,085 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju alir massa (Gt)} = \frac{W}{A_r}$$

$$= \frac{10.661,71 \text{ lb/jam}}{0,045 \text{ ft}^2}$$

$$= 232.740,07 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Pada Tc = 158°F, diperoleh :

$$C_p = 0,5 \text{ btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 5 \text{ cP}$$

$$= 0,5 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$k = 0,01 \text{ btu/jam.ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan bilangan Reynold, Nre

$$\begin{aligned}
 \text{Reynold Number (N}_{Re}) &= \frac{De \times Ga}{\mu} \\
 &= \frac{0,085 \text{ ft}^2 \times 232.740,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam}}{0,5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}} \\
 &= 39.566,47 \quad (\text{Turbulen karena } >2100)
 \end{aligned}$$

Dari nilai Re, diperoleh JH = 120 (Fig. 24 Kern 1965:834)

$$\begin{aligned}
 \left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} &= \left(\frac{0,5 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \cdot \text{°F} \cdot 0,5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}{0,01 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft} \cdot \text{°F}}\right)^{1/3} \\
 &= 2,924
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \quad (\text{Pers. 6.15 Ker,1965})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 120 \cdot \frac{0,01 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft} \cdot \text{°F}}{0,241 \text{ ft}} \cdot 2,924 \\
 &= 14,524 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \cdot \frac{ID}{OD} \\
 &= 14,525 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \frac{0,241 \text{ ft}}{0,291 \text{ ft}} \\
 &= 12,035 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

Koefisien panas bersih keseluruhan (Uc)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{12,035 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \times 49,943 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}{12,035 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} + 49,943 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} \\
 &= 9,698 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

Menghitung Ud (Design Overall Coefficient)

$$\text{Digunakan Rd} = 0,01$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{Ud} &= \frac{1}{U_c} - R_d \\ &= \frac{1}{9,098 \frac{\text{btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}} - 0,01 \\ \frac{1}{Ud} &= 0,087, \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \\ \frac{1}{Ud} &= \frac{1}{0,087 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} \\ &= 114,48 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Menghitung A (*Surface Area*) Required

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \cdot LMTD} \\ &= \frac{575.044,76 \text{ btu/jam}}{9,604 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \times 62,569 \text{ °F}} \\ &= 956,86 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah Hairpin

Dari table 11 (Kern 1965;844) untuk 1+(1/4) in IPS, *external surface* (a'')

$$\begin{aligned} \text{Requid leght (L)} &: \frac{A}{a''} \\ &= \frac{956,86 \text{ ft}^2}{0,435 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}} \\ &= 2.199,68 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$1 \text{ Hairpin panjangnya} = 20 - 40 \text{ ft}$$

$$\text{Digunakan} = 20 \text{ ft}$$

1 Hairpin terdiri dari 2 pipa (n=2), maka jumlah hairpin yang di diperlukan

Maka hairpin yang digunakan = 20 ft

$$\begin{aligned} \text{Hairpin} &= \frac{L}{2L_h} \\ &= 46,01 \text{ ft} \\ &= 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

Maka jumlah hairpin yang digunaka yaitu 2 buah

Koreksi panjang pipa (L Kor) = 200 ft/linear

Menghitung Luas permukaan perpindahan yang Tersedia

$$A = 87 \text{ ft}^2$$

Menghitung *Actual Design Overall Coefficient* (Ud koreksi)

$$\begin{aligned} \text{Ud Actual} &= \frac{Q}{A \times LMTD} \\ &= \frac{575.044,76 \text{ btu/jam}}{87 \text{ ft}^2 \times 62,56 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 105,64 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ud act yang diperoleh maka asumsi Ud Koreksi > Ud Desain dinyatakan benar.

Menghitung *Pressure Drop: Annulus*

$$\begin{aligned} De' = D_2 - D_1 &= 105,64 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} - 0,29 \text{ ft} \\ &= 0,027 \text{ ft} \\ Rea' &= \frac{De' \times Ga}{\mu} \\ &= \frac{0,027 \text{ ft} \times 135.880,99 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam}}{0,5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}} \\ &= 7.379,913 \end{aligned}$$

Fanning Factor untuk Turbelen:

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{\left(Rea' \frac{G}{\mu}\right)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{(7.379,913)^{0,42}} \\ &= 0,0098 \\ s &= 0,008 \quad (\text{Fig. 27 Kern 1965}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1,00 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 62,42 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Fa &= \frac{\Delta f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \rho^2 \cdot De'} \\ &= \frac{4 \cdot 0,098 \cdot \left(135.880,99 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam}\right)^2 \cdot 200}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^{10} \cdot 0,99 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,027 \text{ ft}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 63,63 \text{ ft} \\
 V &= \frac{Ga}{3600 \rho} \\
 &= 0,60 \text{ ft/s} \\
 \Delta F1 &= 3 \frac{v^2}{2g} \\
 &= 3 \frac{0,60 \text{ ft/s}^2}{2.32,2} \\
 &= 0,02 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Pa &= \frac{\Delta fa + \Delta f1}{144} \cdot \rho \\
 &= 0,44 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Inner pipa: Fluida Dingin

$$\begin{aligned}
 Re_p &= 12.640,48 \\
 f &= 0,0059 \\
 s &= 0,008 \\
 \rho &= 0,99 \text{ lb/ft}^3 \\
 \Delta Fp &= \frac{4f \cdot Gp^2 \cdot L}{2g \cdot p^2 \cdot De'} \\
 &= 1,17 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Pa &= \frac{\Delta T \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,38 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

ΔPa yang diperbolehkan < 10 psi (Memenuhi)

Kesimpulan

Kode	: C-01
Fungsi	: Mendinginkan POME yang keluar dari tangki penampungan (T-01) sebelum masuk ke Reaktor 1 (R-01)
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Excanger</i>
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Ukuran Anulus	

ID	: 0,31 ft
OD	: 0,37 ft
NPS	: 4 in
Ukuran Inner pipe	
ID	: 0,241 ft
OD	: 0,291 ft
NPS	: 3 in
Panjang Hairpin	: 20 ft
Jumlah hairpin	: 2 buah
Luas area hairpin	: 87 ft ²
Presssure drop a	: 0,44 psi
Pressure drop b	: 0,38 psi

C.16 Tangki Pengenceran

Alat	: Tangki Pengenceran Larutan MEA
Kode	: TP-07
Fungsi	: Menampung sementara dan mengencerkan larutan MEA keluar dari <i>bottom stripper</i> (ST-01) sebelum dialirkan ke kolom absorber (AB-01)
Jenis	: Silinder vertical dengan tutup atas dan bawah dishead
Jumlah	: 1 Buah
Data yang diketahui :	
Laju alir massa	: 34.172,99 kg/jam
Densitas	: 690,636 kg/jam
Waktu Tinggal	: 1 jam

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume Cairan (V_L) : Kecepatan Volume x Waktu tinggal

Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 4 hari

Waktu tinggal = 1 jam

Densitas Campuran = 690,636 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (V)} &= \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{34.172,99 \text{ kg/jam}}{690,636 \text{ kg/m}^2} \\ &= 49,48 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= 49,48 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 49,48 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Tangka dirancang dengan kondisi:

- 90% dari volume tangka berisi larutan
- Dipilih perbandingan H : D = 1,5 Diameter (D)

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki (Vt)} &= \frac{49,48 \text{ m}^3}{90\%} \\ &= 54,97 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Volume tangka = volume silinder + (2 x volume *dishead*)

Volume Shell Tangki (Vs)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. Brownell dan Young, 1959}) \\ &= \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 1,5D \\ V_s &= 1,18 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup (Vh)} = 0,000049 D^3$$

Dimana Vh dalam satuan ft³ dan D dalam satuan in, atau Vh = 0,0846D³ (D=m)

Maka Volume Tangki (Vt)

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 1,18 + 0,08 \\ &= 1,35 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Tangki} &= \left(\frac{V_t}{1,39 \text{ m}^3} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{54,97 \text{ m}^3}{1,39 \text{ m}^3} \right)^{\frac{1}{3}} \end{aligned}$$

$$= 2,73 \text{ m}$$

Tinggi Shell (Hs)

$$H_s = 1,5 D$$

$$H_s = 1,5 \times 2,73 \text{ m}$$

$$4,10 \text{ m}$$

d. Menentukan Tebal dinding tangki (ts)

Untuk internal pressure, tebal dinding (*Shell*) dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young

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

Dimana:

- P : Tekanan desain (atm)
- r_c : *Crown Radius* (cm)
- f : Tegangan yang diijinkan bahan konstruksi (atm)
- E : Efisiensi pengelasan
- c : Factor korosi = 1/8 in (0,31 cm)

Diambil factor keamanan desain 20%

$$P = \rho \times g \times h$$

$$= 690,636 \text{ kg/jam} \times 9,8 \text{ m/s} \times 4,10 \text{ m}$$

$$= 27.749 \text{ pa}$$

$$= 0,27 \text{ atm}$$

Tekanan Design (P design)

$$P_{\text{Design}} = 1,2 (1 \text{ atm} + P_h)$$

$$= 1,2 \times (101325 \text{ pa} + 27.749 \text{ pa})$$

$$= 134.652,06 \text{ pa}$$

$$= 1,3 \text{ atm}$$

e. Tebal Shell

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-212 Grade B

Diperoleh data: (Brownell dan Young, 1959)

- Allowable Stress (f) = 17.500 psi

- = 1190,5 atm
- Joint Efficiency (E) = 0,8
- Corrosion Alliance (C) = 0,125 in/tahun

Maka:

Tebal Shell Tangki :

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{PD}{2(FE-0,6P)} + C && \text{(Persamaan Brownell dan Young, 1959)} \\
 &= \frac{1,3 \text{ atm} \times 2206,9 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,8 - 0,6 \times 1,3 \text{ atm}} + 0,32 \text{ cm} \\
 &= 0,62 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar 3/18 in (0,95 cm)

f. Desain Atap

Tebal tutup (standar *dishead*) dihitung menggunakan pers. (13.12) Brownell & Young.

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

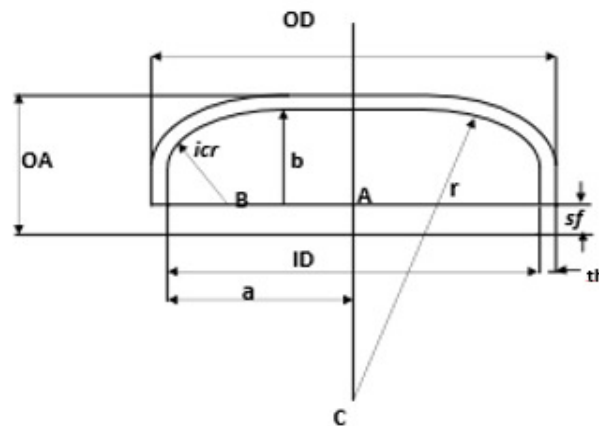
Dimana:

- P : Tekanan desain (atm)
- rc : *Crown Radius* (cm)
- f : Tegangan yang diijinkan bahan konstruksi (atm)
- E : Efisiensi pengelasan
- c : Factor korosi = 1/8 in (0,32 cm)
- rc : OD Shell
- = ID Shell + 2 x ts
- = 228,04 cm + (2 x 0,62)
- = 229,281 cm

Bahan konstruksi tutup sama dengan shell

$$\begin{aligned} \text{Maka, th} &= \frac{0,885 \times 1,3 \text{ atm} \times 229,42 \text{ cm}}{1.190,50 \text{ atm} \times 0,8 - 0,1 \times 1,3 \text{ atm}} + 0,32 \\ &= 0,59 \text{ cm} \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar 3/8 in (0,9525)



Gambar C.1 Torispherical Flanged Shed Head

Tebal dinding head

Diperoleh:

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ (diambil } sf = 2 \text{ in} = 5,08 \text{ cm)}$$

$$icr = \frac{3}{8} = 2,857 \text{ cm}$$

Maka:

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{229,281 \text{ cm}}{2} \end{aligned}$$

$$= 114,641 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{229,281 \text{ cm}}{2} - 2,85 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$= 111,790 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 229,281 \text{ cm} - 2,85 \\ &= 226,421 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$\begin{aligned}
 &= \sqrt{(226\,421\text{ cm})^2 - (111\,790\text{ cm})^2} \\
 &= 196\,899\text{ cm} \\
 b &= r - AC \\
 &= 229\,281\text{ cm} - 196\,899\text{ cm} \\
 &= 32\,38\text{ cm}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup

$$\begin{aligned}
 Oa &= Th + b + sf \\
 &= 0,62\text{ cm} + 32,38\text{ cm} + 2\text{ cm} \\
 &= 35,002\text{ cm} \\
 &= 0,35\text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}
 H\text{ Total} &= \text{Tinggi Silinder} + (2 \times \text{Tinggi Tutup } dishead) \\
 &= 4,103\text{ m} + (2 \times 0,350) \\
 &= 4,803\text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Peralatan:

Kode	= TP-01
Fungsi	= Menampung sementara dan mengencerkan larutan MEA keluar dari <i>bottom stripper</i> (ST-01) sebelum dialirkan ke kolom absorber (AB-01)
Jenis	= Silinder vertical dengan tutup atas dan bawah dishead
Bahan Konstruksi	= Carbon Steel SA-212 Grade B
Volume Tangki	= 54,97 m ³
Diameter Tangki	= 2,73 m
Tinggi Tangki	= 4,803 m
Tebal Shell	= 0,59 cm
Jumlah	= 1 Unit

C.17 Tangki Biogas

Kode : T-05

Fungsi : Menampung sementara produk biogas untuk satu bulan produksi

Tipe : Tangki berbentuk bola (Spherical Tank)

Kondisi Penyimpanan

Tekanan : 1 atm

Suhu : 40 °C

Laju alir : 1.701,50 kg/jam

Dari perhitungan neraca massa diketahui komposisi aliran gas masuk tangki penyimpanan:

Komponen	kg/jam	BM	Kgmol	Frakasi Mol	r (kg/m ³)	Xi*p
CH4	1.692,51	16	105,78	1,00	668,00	666,34
H2S	8,99	34	0,26	0,00	1434,00	3,57
TOTAL	1.701,50		106,05	1,00		669,91

Densitas Campuran : 669,91 kg/m³

a. Volume Tangki (Vt)

Volume gas untuk 1 bulan penyimpanan

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

Dimana:

m = Rate massa bahan (kg/jam)

ρ = Densitas gas (kg/m³)

t = Waktu penyimpanan (240 jam)

$$\begin{aligned} V &= \frac{1.701,50 \frac{kg}{jam}}{240 jam} \times 669,91 \frac{kg}{m^3} \\ &= 609,57 m^3 \end{aligned}$$

Digunakan sebanyak 3 buah tangka, maka volume untuk satu buah tangka:

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{m^3}{6} \\ &= \frac{609,57 m^3}{6} \end{aligned}$$

$$= 166,32 \text{ m}^3$$

b. Volume silinder (V_s)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (H=1,5) \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5) \\ &= 0,375 \pi D^3 \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

Volume silinder tangki (V_s) = Volume tangki biogas

$$\begin{aligned} \text{Diameter Reaktor (D}_R) &= \left(\frac{V_t}{V_s} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{101,60 \text{ m}^3}{1,1775} \right)^{1/3} \\ &= 4,42 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tebal dinding tangki (t_s)

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 3.15 Brownell & Young hal.45

$$t_s = \frac{P \cdot d}{4 \cdot f \cdot E} + C$$

Dimana :

P = Tekanan design (atm)

D = Diameter tangka (cm)

f = Tegangan yang diijinkan bahan konstruksi (atm)

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (diambil 1/8 in)

P desain = P operasi (P Hydro + P atm)

$$= (\rho \cdot g \cdot h) + P \text{ atm}$$

$$= (66,91 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times \text{m}) + 46609950 \text{ pa}$$

$$= 4.782.017,20$$

$$= 47,19 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA-212 grade B* dengan nilai $f = 17.500 \text{ psi} = 1190,5 \text{ atm}$ (table 13.1 Brownell & Young) dan diambil pengelasan tipe *double-welded but joint* $E = 80\%$ (Tabel 13.2 Brownell &

Young)

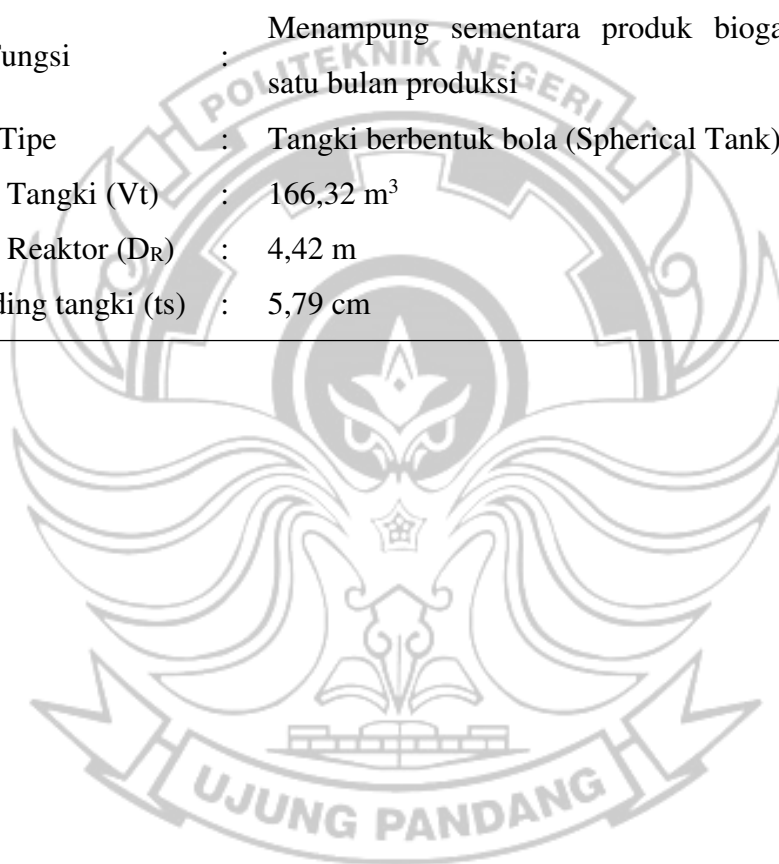
Maka:

$$\begin{aligned}ts &= \frac{P \cdot d}{4fE} + C \\ &= 5,79 \text{ cm}\end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar = 2 ½ in (6,35 cm)

Kesimpulan :

Kode	:	T-05
Fungsi	:	Menampung sementara produk biogas untuk satu bulan produksi
Tipe	:	Tangki berbentuk bola (Spherical Tank)
Volume Tangki (Vt)	:	166,32 m ³
Diameter Reaktor (D _R)	:	4,42 m
Tebal dinding tangki (ts)	:	5,79 cm



LAMPIRAN D

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik sebagai penunjang berjalannya proses produksi dalam pabrik tersebut. Unit utilitas yang diperlukan pada pabrik biogas yaitu:

1. Unit Penyediaan Uap (*Steam*)

Berdasarkan pada perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan *steam* alat proses sebagai berikut:

No	Nama Alat	Jumlah <i>steam</i> (kg/jam)
1	<i>Heater</i>	428,65
2	Stripper	2.185,25
Total		2.613,90

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan dan kebocoran maka direncanakan *steam* yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal. Maka, jumlah *steam* yang harus disediakan oleh boiler, yaitu:

$$\begin{aligned} W_s &= 1,2 \times \text{total } \textit{steam} \\ &= 1,2 \times 2.613,90 \text{ kg/jam} \\ &= 3.136,68 \text{ kg/jam} \\ &= 6.915,1874 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

1.1 Boiler

Fungsi = Menghasilkan *saturated steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada alat proses

Jenis = *Water tube boiler*

Jumlah = 1 unit

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada kondisi suhu 180°C dan tekanan 10 bar. Dari tabel AIII.2 Stoichiometry halaman 607 diketahui data entalpi *steam* sebagai berikut:

$$\text{- Uap jenuh (Hv)} = 277,82 \text{ kJ/kg} = 1.194,248 \text{ btu/lb}$$

- Cair jenuh (H_f) = 763,22 kJ/kg = 328,126 btu/lb

- *Power boiler* dihitung sesuai persamaan:

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{C_f \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}}$$

Dimana;

BHP = Boiler Horse Power (Hp)

W_s = Massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

H_v = Entalpi *steam* (btu/lb)

H_f = Entalpi air masuk (btu/lb)

C_f = Panas laten penguapan air pada suhu 100°C = 970,3 btu/lb

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{6.915,1874 \text{ lb/jam}(1194,412 \text{ btu/lb} - 328,126 \text{ btu/lb})}{970,3 \text{ btu/lb} \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}} \\ &= 178,92 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diketahui:

Heating surface boiler 1 Hp = 10 ft²

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Heating surface boiler (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 \\ &= 178,92 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 1789,19 \text{ ft}^2 \\ &= 166,22 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- a. Kebutuhan Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$W_b = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{C_f}$$

Dimana:

W_s = Massa steam = 6.915,19 lb/jam

H_v = Entalpi *satureated setam* (Btu/lb) = 1.194,25 btu/lb

H_f = Entalpi umpan masuk (Btu/lb) = 328,126 btu/lb

C_f = Panas laten penguapan air pada suhu 100°C = 970,3 btu/lb

Maka jumlah air yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}W_b &= \frac{6.915,19 \text{ lb/jam} \times (1.194,25 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 328,126 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{970,3 \text{ btu/lb}} \\&= 7.746,94 \text{ lb/jam} \\&= 3.513,94 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Kondensat *steam* disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebanyak 20% dari total kondensat *steam*.

$$\begin{aligned}\text{Kondensat } \textit{steam} \text{ yang disirkulasi} &= 80\% \times W_b \\&= 80\% \times 3.513,94 \text{ kg/jam} \\&= 2.811,15 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kondensat } \textit{make up water} \text{ boiler} &= W_b - \text{Kondensat } \textit{steam} \\&= (3.513,94 - 2.811,15) \text{ kg/jam} \\&= 702,79 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b. Kebutuhan Bahan Bakar (W_f)

Bahan bakar yang digunakan *fuel oil* 33°API diketahui:

$$\text{Heating value (Hv)} = 132.000 \text{ btu/lb}$$

Ditentukan efisiensi boiler 85% sehingga:

$$\begin{aligned}W_f &= \frac{W_b (H_v - h_f)}{\eta \times H_v} \\&= \frac{7.746,94 \text{ lb/jam} (1.194,412 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 328,126 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{0,85 \times 132.000 \text{ btu/lb}} \\&= 6.609,9212 \text{ lb/jam} \\&= 3.000,9042 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Diketahui:

$$\text{Densitas } \textit{fuel oil} = 893.33 \text{ kg/m}^3$$

Maka:

$$\begin{aligned}\text{Laju volumetrik (Q)} &= \frac{W_f}{\rho} \\&= \frac{3.000,9042 \text{ kg/jam}}{893.33 \text{ kg/m}^3} \\&= 3,3592 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

c. Tangki bahan bakar boiler

Fungsi = Menyimpan bahan bakar *fuel oil* untuk boiler

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi = $T = 30^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ kpa}$

Waktu tinggal = 24 jam

Laju volumetrik = $3,3592 \text{ m}^3/\text{jam}$

Densitas = $893,33 \text{ kg/m}^3$

• Volume larutan (V_L)

$V_L = \text{Laju alir} \times \text{waktu tinggal}$

$= 3,3592 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$

$= 80,62 \text{ m}^3$

• Volume tangki (V_t)

$V_t = 1,2 \times V_L$

$= 1,2 \times 80,62 \text{ m}^3$

$= 96,75 \text{ m}^3$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki $D:H = 1:1$

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

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

$$= \frac{4 \times 96,75 \text{ m}^3}{3,14} = 123,24 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{123,24 \text{ m}^3} = 4,9764 \text{ m} = 195,92 \text{ in}$$

$$r = 4,9764 \text{ m} : 2 = 2,4882 \text{ m} = 97,96 \text{ in}$$

$$H = D = 4,9764 \text{ m} = 195,92 \text{ in}$$

• Tekanan Larutan

Percepatan gravitasi (g) = $9,807 \text{ m/s}^2$

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan hidrolisis (Ph)} &= \rho \cdot g \cdot h \\
&= 893,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,976 \text{ m} \\
&= 43.598,25 \text{ Pa} \\
&= 43,59 \text{ kPa}
\end{aligned}$$

- Tekanan Operasi

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Operasi (Po)} &= P + Ph \\
&= 101,325 \text{ kPa} + 43,598 \text{ kPa} \\
&= 144,923 \text{ kPa}
\end{aligned}$$

- Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan desain (Pd)} &= 1,2 \times 144,923 \text{ kPa} \\
&= 173,907 \text{ kPa} \\
&= 25,2223 \text{ psia}
\end{aligned}$$

- Tebal dinding tangki (ts)

$$\text{Allowable working stress (f)} = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in} \quad \text{Tabel 6 Peter}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal dinding shell (ts)} &= \frac{Pd \cdot r}{f \cdot E - 0,6Pd} + C \\
&= \frac{25,2223 \text{ psi} \times 97,96 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,8) - 0,6(25,2232 \text{ psi})} + 0,125 \\
&= 0,3205 \text{ in}
\end{aligned}$$

2. Unit penyedia air

2.1 Kebutuhan air

Kebutuhan air untuk pabrik direncanakan memakai air yang bersumber dari sungai yang akan diolah menjadi air bersih sehingga layak digunakan pada pabrik. Kebutuhan air terdiri atas:

a. Air umpan boiler

$$\text{Kebutuhan umpan boiler (Wb)} = 3.513,9368 \text{ kg/jam}$$

b. Air pendingin

Berdasarkan perhitungan pada neraca panas, diketahui kebutuhan air pendingin sebagai berikut:

No	Alat	Jumlah air pendingin (kg/jam)
1.	Tangki Fermentor 1	22.277,38
2.	Tangki Fermentor 2	36.418,1443
Total		58.695,5243

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka direncanakan air pendingin yang disediakan 10% lebih besar dari kebutuhan normal. Maka jumlah air pendingin, yaitu:

$$\begin{aligned}
 W_p &= 1,1 \times \text{Total air pendingin} \\
 &= 1,1 \times 58.695,5243 \text{ kg/jam} \\
 &= 64.565,077 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk menghemat penggunaan air, air bekas pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi terjadi kehilangan 10% dari total air sebelum disirkulasi

$$\begin{aligned}
 \text{Air pendingin yang disirkulasi} &= 0,9 \times W_p \\
 &= 0,9 \times 64.565,077 \text{ kg/jam} \\
 &= 58.108,57 \text{ kg jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan makeup air pendingin} &= W_p - \text{Air pendingin disirkulasi} \\
 &= (64.565,077 - 58.108,57) \text{ kg jam} \\
 &= 6.456,507 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Air proses

Berdasarkan perhitungan neraca massa, diketahui kebutuhan air proses sebagai berikut:

No	Alat	Jumlah air proses (kg/jam)
1.	Tangki Mikroorganisme	1.268,94
Total		1.268,94

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{pr} &= 1,1 \times \text{Total air proses} \\ &= 1,1 \times 1.268,94 \text{ kg/jam} \\ &= 1.395,834 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Air sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

- Air karyawan

Air untuk karyawan kebutuhan air setiap karyawan = 70 L/hari

Jumlah karyawan = 124 orang

Jadi, kebutuhan air total karyawan adalah:

$$\begin{aligned} W_k &= 70 \frac{L}{hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 124 \\ &= 361,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_l &= 10 \times W_k \\ &= 10 \times 361,67 \text{ kg/jam} \\ &= 36,167 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air kebersihan

Direncanakan kebutuhan air untuk kebersihan dan pertamanan sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{kp} &= 10 \times W_k \\ &= 10 \times 361,67 \text{ kg/jam} \\ &= 36,167 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air prasarana lain

Direncanakan kebutuhan air untuk prasarana lainnya sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_{pl} &= 50\% \times W_k \\
 &= 50\% \times 361,67 \text{ kg/jam} \\
 &= 180,833 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, total air sanitasi (W_{as}):

$$\begin{aligned}
 W_{as} &= W_k + W_l + W_{kp} + W_{pl} \\
 &= (361,67 + 36,167 + 36,167 + 180,833) \text{ kg/jam} \\
 &= 614,833 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_{as} &= 1,1 \times \text{Total air sanitasi} \\
 &= 1,1 \times 614,833 \text{ kg/jam} \\
 &= 676,3167 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, total kebutuhan air:

$$\begin{aligned}
 &= W_b + W_p + W_{pr} + W_{as} \\
 &= (3.513,9368 + 192.237,43 + 1395,834 + 676,3167) \text{ kg/jam} \\
 &= 70.151,1642 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2.2. Spesifikasi peralatan pengolahan air

a. Bak penampungan awal

Fungsi = Menampung air sungai dan mengendapkan partikel berat dalam air sungai yang berasal dari sungai

Bentuk = Bak

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3

Volume air yang akan di tampung (V_c) = 70.151,1642 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air yang akan mengisi bak} &= \frac{70.151,1642 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 70,3622 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20% maka:

$$\begin{aligned} V_b &= 1,2 \times 70,3622 \text{ m}^3 \\ &= 99,335 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$

$$\text{Lebar (L)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

Maka:

$$V = P \times L \times T$$

$$70,3622 \text{ m}^3 = 2x^2 \times 5 \text{ m}$$

$$x = \sqrt{\frac{70,3622 \text{ m}^3}{10}}$$

$$= 2,65 \text{ m}$$

Sehingga,

$$P = 2x$$

$$= 2 \times 2,65 \text{ m}$$

$$= 5,30 \text{ m}$$

b. Tangki *clarifier*

Fungsi = Mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan penambahan koagulan

Bentuk = Silinder tegak dengan konis dasar

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3

$$\text{Volume air yang akan ditampung (Vc)} = 70.151,1642 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air yang akan mengisi bak} = \frac{70.151,1642 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 70,362 \text{ m}^3$$

Direncanakan tangki dengan *over design* 20% maka:

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 70,362 \text{ m}^3 \\ &= 84,434 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi = D:T = 1:1 (Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume tangka} = \text{volume shell} + \text{volume konis}$$

$$\text{Volume shell (Vs)} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume konis (Vc)} = \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (Vt)} &= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{24} \pi D^3 \\ &= 0,7850 D^3 + 0,1308 D^3 \end{aligned}$$

$$84,434 \text{ m}^3 = 0,9158 D^3$$

$$D^3 = \frac{84,434 \text{ m}^3}{0,9158}$$

$$= 92,194 \text{ m}^3$$

$$D = 1,378 \text{ m}$$

$$H_s = 1,378 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{1}{2} \frac{D}{\tan \alpha} \\ &= \frac{1}{2} \frac{1,378 \text{ m}}{\tan 45} \\ &= 0,689 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= H_s + H_c \\ &= 1,378 \text{ m} + 0,689 \text{ m} \\ &= 2,067 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengaduk

$$\text{Jenis pengaduk} = \textit{Flat six-blade turbin}$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

Adapun data-data standar diperoleh dari Tabel 3.4-1 (Geankoplis, 1997) sebagai berikut:

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = 1,378 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pengaduk (Da)} &= 0,3 \times Dt = 0,3 \times 1,378 \text{ m} \\
 &= 0,413 \text{ m} = 1,356 \text{ ft} \\
 \text{Lebar baffle (J)} &= \frac{Dt}{12} = \frac{1,378 \text{ m}}{12} = 0,115 \text{ m} \\
 \text{Jarak pengaduk ke dasar tangki (E)} &= \frac{Dt}{3} = \frac{1,378 \text{ m}}{3} = 0,459 \text{ m} \\
 \text{Tebal pengaduk (W)} &= \frac{Da}{5} = \frac{0,413 \text{ m}}{5} = 0,0826 \text{ m} \\
 \text{Panjang pengaduk (L)} &= \frac{Da}{4} = \frac{0,413 \text{ m}}{4} = 0,103 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas air} &= 997 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Specific gravity (sg)} &= 1 \\
 \text{Ht} &= 2,9199 \text{ m} \\
 \text{WELH: Water Equivalent Liquid Height} & \\
 \text{WELH} &= \text{Ht} \times \text{sg} \\
 &= 2,067 \text{ m} \times 1 \\
 &= 2,067 \text{ m} = 6,780 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah turbin (impeller)} &= \frac{2,067 \text{ m}}{1,378 \text{ m}} \\
 &= 1,5 \\
 \text{Kecepatan pengaduk} &= \frac{600 \sqrt{\text{WELH}}}{\pi \cdot Da \cdot 2 \cdot Da} \\
 &= \frac{600 \sqrt{6,780 \text{ ft}}}{3,14 \times 1,356 \text{ ft} \cdot 2 \times 1,356 \text{ ft}} \\
 &= 222,863 \text{ rpm} \\
 &= 3,714 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menghitung power pengaduk

Perhitungan bilangan Reynold, Nre

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ air} &= 0,9 \text{ Cp} \\
 T &= 30^\circ\text{C} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \cdot n \cdot D^2}{\mu}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,714 \text{ rps} \times (0,4133 \text{ m})^2}{0,9 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$= 703,049$$

Diperoleh $N_p = 5$ Fig. 3.4-4 (Geankoplis, 1997)

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5 = 5 \times 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (3,714 \text{ rps})^3 \times (0,413 \text{ m})^5$$

$$= 3.082,77 \text{ J/s}$$

$$= 4,134 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak, $n = 90\%$ Fig. 14-38 Hal-512 Peter

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{P}{n} = \frac{4,134 \text{ hp}}{90}$$

$$= 4,59 \text{ Hp}$$

Kebutuhan koagulan

Jenis koagulan = Al_2SO_4

Kadar koagulan = 2,8 grain/gal.air (fig 1 powel st)

Volume air = 70,362 m^3/jam

$$= 18.587,737 \text{ gal/jam}$$

Kebutuhan Al_2SO_4 = 2,8 grain/gal.air x 18.587,737 gal/jam

$$= 52.045,6624 \text{ grain/jam}$$

$$= 3,3725 \text{ kg/jam}$$

c. Bak sand filter

Fungsi = Menyaring partikel-partikel tersuspensi yang masih tersisa

Bentuk = *Gravity sand filter*

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3

$$= 62,21 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

Volume air yang akan di tampung (V_c)

$$V_c = 70.151,164 \text{ kg/jam}$$

$$= 308,66 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak} &= \frac{70.151,164 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 70,362 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20%

$$\begin{aligned} V_b &= 1,2 \times 70,362 \text{ m}^3 \\ &= 84,435 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan penyaring (v) = 2 gal/min.ft² (GG Brown Hal-230)

$$\begin{aligned} A &= \frac{V_c}{v} \\ &= \frac{308,66 \text{ gpm}}{2 \text{ gal/min.ft}^2} \\ &= 154,33 \text{ ft}^2 \\ &= 14,34 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P:L = 1:1

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan (A)} &= P \times L = L^2 \\ L &= A^{0.5} \\ &= (154,33 \text{ ft}^2)^{0.5} \\ &= 12,42 \text{ ft} = 3,7865 \text{ m} \\ P &= 3,7865 \text{ m} \\ T &= \frac{84,435 \text{ m}^3}{14,337 \text{ m}^2} \\ &= 5,89 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Bak air bersih

Fungsi = Menampung air bersih dari bak *sand filter*

Bentuk = Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m³
= 62,21 lb/ft³

Volume air yang akan di tampung (V_c)

$$V_c = 70.151,16 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak (Vc)} &= \frac{70.151,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 140,72 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang bak dengan *over design* 20%, maka:

$$\begin{aligned} V_b &= 1,2 \times 140,72 \text{ m}^3 \\ &= 168,87 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P: L = 3 : 1 dan ditetapkan T = 5 m maka:

$$\text{Panjang (P)} = 3L$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$V = P.L.T = 3L.L.5 = 15L^2$$

$$L = \sqrt{\frac{V}{15}} = \sqrt{\frac{168,87 \text{ m}^3}{15 \text{ m}}} = 3,35 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, P} &= 3 \times L = 3 \times 3,35 \text{ m} \\ &= 10,065 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Bak air sanitasi

Fungsi = Menampung air kebutuhan sanitasi

Bentuk = Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 6 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3
= $62,21 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang akan di tampung (Vc)

$$V_c = 676,3167 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak (Vc)} &= \frac{676,3167 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4,07011 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang bak dengan *over design* 20 %, maka:

$$V_b = 1,2 \times 4,07011 \text{ m}^3$$

$$= 4,8841 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P : L = 2 : 1 dan ditetapkan T = 2 m maka

$$\text{Panjang (P)} = 2L$$

$$\text{Tinggi (T)} = 2 \text{ m}$$

$$V = P.L.T = 2L.L.2 = 4L^2$$

$$L = \frac{\sqrt{V}}{15} = \frac{4,8841 \text{ m}^3}{15 \text{ m}} = 1,1050 \text{ m}$$

$$\text{Maka: P} = 2 \times L = 2 \times 1,1050 \text{ m}$$

$$= 2,210 \text{ m}$$

f. Tangki Kation *Exchanger*

Fungsi = Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation

Bentuk = Silinder tegak *bed resin*

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m³
= 62,21 lb/ft³

Volume air yang akan di tampung:

$$V_c = 70.151,16 \text{ kg/jam}$$

Volume air dalam tangkai:

$$V_c = \frac{70.151,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 70,362 \text{ m}^3$$

$$= 309,798 \text{ gpm}$$

- Menentukan luas penampang *bed resin*

Kecepatan penyerapan = 4 gpm/ft²

$$A_r = \frac{V_c}{4 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= \frac{309,798 \text{ pm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 77,45 \text{ ft}^2 = 7,19 \text{ m}^2$$

Berdasarkan (Powell, 1954) hal-155 diketahui tinggi *bed* resin dalam *exchanger* yaitu 30-72 in, maka ditetapkan:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bed} &= 72 \text{ in} \\ &= 6 \text{ ft} \\ &= 1,8287 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_b &= A_r \times T \\ &= 77,45 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft} \\ &= 464,68 \text{ ft}^3 \\ &= 13,16 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 A_r}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 77,45 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 9,93 \text{ ft} \\ &= 3,03 \text{ m} \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi = D:H = 1,5:1

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times 3,03 \text{ m} \\ &= 4,54 \text{ m} \end{aligned}$$

Asumsi: Kesadahan air = 65 ppm

$$= 3,8 \text{ grain/galon}$$

Kandungan *grain hardness* dalam air:

$$\begin{aligned} \text{Grain hardness} &= V_c \times \text{kesadahan air} \\ &= 309,798 \text{ gpm} \times 3,8 \frac{\text{grain}}{\text{galon}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{jam}} \\ &= 70.490,78 \text{ grain/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan (Powell, 1954), diketahui untuk *caustic soda* memiliki kapasitas penyerapan 2,8 kgrain/ft³, sehingga:

$$\text{Volume resin (Vr)} = V_b \times \text{kapasitas penyerapan}$$

$$\begin{aligned}
&= 464,68 \text{ ft}^3 \times 2.800 \text{ grain/ft}^3 \\
&= 1.301.099,36 \text{ grain} \\
\text{Waktu operasi} &= \frac{Vr}{\text{grain hardness}} \\
&= \frac{1.301.099,36 \text{ grain}}{70.490,78 \text{ grain/jam}} \\
&= 18 \text{ jam}
\end{aligned}$$

Tebal dinding head

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= (\text{ID}) + (2 \times \text{tebal shell}) \\
&= (119,19 \text{ in}) + (2 \times 0,4375 \text{ in}) \\
&= 120 \text{ in}
\end{aligned}$$

Diambil OD Standar = 120 in

Diperoleh:

$$\begin{aligned}
r &= 114 \\
icr &= 7 \frac{1}{4} \text{ in} \\
t &= \frac{Pd.w.icr}{2f.E - 0,2pd} + C \\
&= \frac{0,1740 \text{ psi} \times 1,741 \times 7,25}{(2 \times 16,259 \text{ psia} \times 0,8) - (0,2 \times 0,1740 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/yr} \\
&= 0,175 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tebal head yang dipilih yaitu 3/16 in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959 hal.91)

Sehingga diperoleh table 5.4 Brownell and Young untuk th 1

Diperoleh :

$$sf = 1,5 - 2 \text{ in dipilih } 2$$

$$\begin{aligned}
a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
&= \frac{119,19 \text{ in}}{2} \\
&= 59,59 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{AB} &= a - icr \\
&= 59,59 \text{ in} - 7,25 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 52,34 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 114 \text{ in} - 7,25 \text{ in} \\
 &= 106,75 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(106,75)^2 - (52,34)^2} \\
 &= 93,034 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 114 \text{ in} - 93,034 \text{ in} \\
 &= 20,96 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tutup} \\
 OA &= Th + b + sf \\
 &= 0,1875 \text{ in} + 20,96 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 23,15 \text{ in} \\
 &= 0,60 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Tangki Anion *Exchanger*

Fungsi	= Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation
Bentuk	= silinder tegak <i>bed resin</i>
Bahan	= <i>Carbon steel</i>
Waktu tinggal	= 1 jam
Jumlah	= 1 unit
Densitas air	= 997 kg/m^3 = $62,21 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang akan di tampung:

$$V_c = 70.151,16 \text{ kg/jam}$$

Volume air dalam tangkai:

$$\begin{aligned}
 V_c &= \frac{70.151,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{997 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 70,362 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$= 309,80 \text{ gpm}$$

Menentukan luas penampang *bed resin*

Kecepatan penyerapan = 4 gpm/ft²

$$\begin{aligned} Ar &= \frac{V}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= \frac{309,80 \text{ gpm}}{5 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 77,45 \text{ ft}^2 = 7,19 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan (Powell, 1954) diketahui tinggi *bed resin* dalam *exchanger* yaitu 30-72 in, maka ditetapkan:

$$\text{Tinggi bed} = 72 \text{ in}$$

$$= 6 \text{ ft}$$

$$= 1,8287 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed (Vb)} &= Ar \times T \\ &= 77,45 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft} \\ &= 464,69 \text{ ft}^3 \\ &= 13,16 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 Ar}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 77,45 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 9,93 \text{ ft} \\ &= 3,027 \text{ m} \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi = D:H = 1,5:1

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times 3,027 \text{ m} \\ &= 4,54 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi: Kesadahan air} &= 60 \text{ ppm} \\ &= 3,5 \text{ grain/galon} \end{aligned}$$

Kandungan *grain hardness* dalam air:

$$\begin{aligned} \text{Grain hardness} &= Vc \times \text{kesadahan air} \\ &= 309,80 \frac{\text{galon}}{\text{menit}} \times 3,5005 \frac{\text{grain}}{\text{galon}} \times 60 \frac{\text{menit}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$= 65.069,89 \text{ grain/jam}$$

Berdasarkan (Powell, 1954), diketahui untuk *caustic soda* memiliki kapasitas penyerapan 2,8 kgrain/ft³, sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume resin (Vr)} &= \text{Volume bed x kapasitas penyerapan} \\ &= 464,69 \text{ ft}^3 \times 2.8000 \text{ grain/ft}^3 \\ &= 1.301.128,915 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu operasi} &= \frac{Vr}{\text{grain hardness}} \\ &= \frac{1.301.128,915 \text{ grain}}{65.069,89 \text{ grain/jam}} \\ &= 19,99 \text{ jam} \approx 20 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding head} \\ \text{OD} &= (\text{ID}) + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= (119 \text{ in}) + (2 \times 0,4375 \text{ in}) \\ &= 120 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD Standar = 192 in

Diperoleh:

$$\begin{aligned} r &= 170 \\ \text{icr} &= 7 \frac{1}{4} \text{ in} \\ t &= \frac{Pd. w. \text{icr}}{2f \cdot E - 0,2pd} + C \\ &= \frac{0,1740 \text{ psi} \times 1,741 \times 7,25}{(2 \times 16,259 \text{ psia} \times 0,8) - (0,2 \times 0,1740 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/yr} \\ &= 0,209 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal head yang dipilih yaitu 1/4 in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959 hal.91)

Sehingga diperoleh table 5.4 Brownell and Young untuk th 1

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh} &: \\ \text{sf} &= 1,5 - 2,5 \text{ in dipilih } 2,5 \\ a &= \frac{\text{ID}}{2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{119,19 \text{ in}}{2} \\
 &= 59,59 \text{ in} \\
 \text{AB} &= a - icr \\
 &= 59,59 \text{ in} - 7,25 \text{ in} \\
 &= 52,35 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - icr \\
 &= 114 \text{ in} - 7,25 \text{ in} \\
 &= 106,75 \text{ in} \\
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{(106,75)^2 - (52,35)^2} \\
 &= 93,03 \text{ in} \\
 \text{b} &= r - \text{AC} \\
 &= 114 \text{ in} - 93,03 \text{ in} \\
 &= 20,97 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tutup} & \\
 \text{OA} &= \text{Th} + \text{b} + \text{sf} \\
 &= 0,25 \text{ in} + 20,97 \text{ in} + 2,5 \text{ in} \\
 &= 23,72 \text{ in} \\
 &= 0,60 \text{ m}
 \end{aligned}$$

h. Tangki H₂SO₄

Fungsi = Melarutkan H₂SO₄ untuk regenerasi penukar kation

Bentuk = Silinder tegak

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m³
= 62,21 lb/ft³

Menghitung kebutuhan H₂SO₄

Kemampuan H_2SO_4 untuk regenerasi = $1,23 \text{ lb/ft}^3$

$$= 19,7027 \text{ kg/m}^3 \text{ (Powell, 1954)}$$

$$\begin{aligned} V_b &= 464,678 \text{ ft}^3 \\ &= 13,16 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang dibutuhkan} &= 13,16 \text{ m}^3 \times 19,7027 \text{ kg/m}^3 \\ &= 259,25 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung massa air:

Larutan H_2SO_4 dibuat dengan kadar 1%:

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= 1\% \times 259,25 \text{ kg} \\ &= 2,59 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung volume larutan:

$$\begin{aligned} V_L &= \frac{259,25 \text{ kg} + 2,59 \text{ kg}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,263 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki:

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 0,263 \text{ m}^3 \\ &= 0,315 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi *shell* = $D:H = 1:1$ (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ &= \frac{\pi}{4} D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{3,14 \times 0,315 \text{ m}^3}{4} \\ &= 0,247 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{0,247 \text{ m}^3} \\ &= 0,628 \text{ m} \end{aligned}$$

$$r = 0,314 \text{ m}$$

$$H = D$$

$$= 0,628 \text{ m}$$

i. Tangki NaOH

Fungsi = Melarutkan NaOH Untuk regenerasi penukar anion

Bentuk = Silinder tegak

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3

$$= 62,21 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung kebutuhan NaOH:

Kemampuan NaOH untuk regenerasi = 2 lb/ft^3

$$= 32,037 \text{ kg/m}^3 \text{ (Powell, 1954)}$$

Volume bed = $464,69 \text{ ft}^3$

$$= 13,16 \text{ m}^3$$

NaOH yang dibutuhkan = $13,16 \text{ m}^3 \times 32,037 \text{ kg/m}^3$

$$= 421,56 \text{ kg}$$

Menghitung massa air:

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 1%

$$\text{Massa air} = 1\% \times 421,56 \text{ kg}$$

$$= 4,215 \text{ kg}$$

Menghitung volume larutan:

$$V_L = \frac{421,56 \text{ kg} + 4,215 \text{ kg}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,427 \text{ m}^3$$

Menghitung volume tangki:

$$V_t = 1,2 \times 0,427 \text{ m}^3$$

$$= 0,512 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi *shell* = D:H = 1:1 (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ &= \frac{\pi}{4} D^3 \\ D^3 &= \frac{3,14 \times 0,512 \text{ m}^3}{4} \\ &= 0,653 \text{ m}^3 \\ D &= \sqrt[3]{0,653 \text{ m}^3} \\ &= 0,867 \text{ m} \\ r &= 0,434 \text{ m} \\ H &= 0,867 \text{ m} \end{aligned}$$

j. Tangki Air Umpan Boiler

$$\begin{aligned} \text{Fungsi} &= \text{Menampung air untuk kebutuhan boiler} \\ \text{Bentuk} &= \text{Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar} \\ \text{Bahan} &= \text{Carbon steel SA-283 grade C} \\ \text{Waktu tinggal} &= 2 \text{ jam} \\ \text{Jumlah} &= 1 \text{ unit} \\ \text{Densitas air} &= 997 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,21 \text{ lb/ft}^3 \\ T &= 30^\circ\text{C} \\ P &= 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ kpa} \\ \text{Laju alir massa} &= 3.513,94 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju alir volume} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{3.513,94 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,5245 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_L &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 3,5245 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$= 7,0490 \text{ m}^3$$

Dirancang bak penampungan dengan *over design* 20%, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 7,0490 \text{ m}^3 \\ &= 8,4588 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan ukuran H:D = 1:5

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ &= \frac{\pi}{4} D^3 \end{aligned}$$

$$D^3 = \frac{3,14 \times 8,4588 \text{ m}^3}{4}$$

$$= 10,7756 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{10,7756}$$

$$= 2,2087 \text{ m}$$

$$r = 1,1044 \text{ m}$$

$$H = 2,2087 \text{ m}$$

k. Deaerator

Fungsi = Penghilangan gas-gas *impurities*

Bentuk = Silinder horizontal dengan alas dan tutup *torispherical*

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3
= $62,21 \text{ lb/ft}^3$

T = 30°C

P = 1 atm

Laju alir = $2.811,1494 \text{ kg/jam}$

Volume bahan:

$$V_L = \frac{\text{laju alir}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{2.811,1494 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,8196 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume tangki:

$$V_t = 1,2 \times V_L$$

$$= 1,2 \times 2,8196 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3,3835 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki = D:H = 1:1 (Brownell & Young)

$$\text{Volume head} = 0,000049 D^3$$

$$\text{Volume shell} = 1,0467 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = 1,0467 D^3$$

$$4,5718 \text{ m} = 1,0468 D^3$$

$$D^3 = \frac{3,3835 \text{ m}^3}{1,0468}$$

$$= 3,2323 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{3,2323 \text{ m}^3}$$

$$= 1,4785 \text{ m}$$

$$= 58,2112 \text{ in}$$

$$r = 29,1056 \text{ in}$$

$$L_s = D \times \frac{4}{3}$$

$$= 1,4785 \text{ m} \times \frac{4}{3}$$

$$= 1,9714 \text{ m}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times (58,2112)^3 \text{ in}$$

$$= 9,6653 \text{ ft}^3 = 0,2737 \text{ m}^3$$

- Tinggi bahan dalam tangki:

$$V_s = V_L - V_h$$

$$= 2,8196 \text{ m}^3 - (2 \times 0,2737 \text{ m}^3)$$

$$= 2,2722 \text{ m}^3$$

- Tekanan desain

Diketahui:

$$\begin{aligned}g &= 9,807 \text{ m/s}^2 \\Ph &= \rho \cdot g \cdot h \\&= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,3240 \text{ m}^3 \\&= 12.936,67 \text{ Pa} \\Po &= 1 \text{ atm} \\Pd &= 1,20 \text{ kpa} \\&= 0,1740 \text{ psi}\end{aligned}$$

- Tebal *Shell*

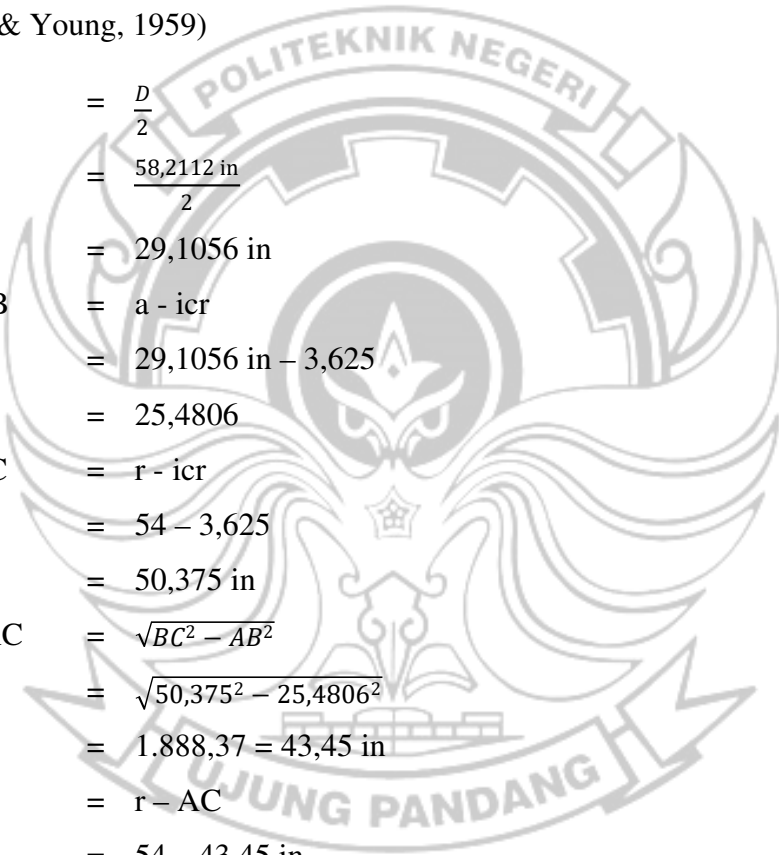
$$\begin{aligned}E &= 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, 1959}) \\f &= 16,259 \text{ psia} \\C &= 0,125 \text{ in} \\Ts &= \frac{Pd \cdot r}{F \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C \\&= \frac{0,1740 \text{ psi} \times 29,1056 \text{ in}}{(16,259 \text{ psia} \times 0,8) - 0,6(0,1740 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\&= 0,4100 \text{ in} \\Ts \text{ standar} &= 0,4375 \text{ in} \\Pd &= 1,20 \text{ kpa} \\&= 0,1740 \text{ psi}\end{aligned}$$

- Tebal Head

$$\begin{aligned}OD &= D + (2 \times ts) \\&= 58,2112 + (2 \times 0,4375 \text{ in}) \\&= 59,0862 \text{ in} \\OD \text{ standar} &= 60 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959}) \\icr &= 3 \frac{5}{8} \\&= 3,625 \\r &= 54 \\w &= \frac{1}{4} \left(3 \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1}{4} \left(3 \sqrt{\frac{54}{3,625}} \right) \\
&= 1,7149 \\
&= 1,7149 \\
t &= \frac{Pd.w.icr}{2f.E-0,2pd} + C \\
&= \frac{0,1740 \text{ psi} \times 1,715 \times 3,625}{(2 \times 16,259 \text{ psia} \times 0,8) - (0,2 \times 0,1740 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/yr} \\
&= 0,1666 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dipilih tebal *head* standar 0,625 in dan sf standar 1,5 – 3,5 dipilih 3 in (Brownell & Young, 1959)



$$\begin{aligned}
a &= \frac{D}{2} \\
&= \frac{58,2112 \text{ in}}{2} \\
&= 29,1056 \text{ in} \\
AB &= a - icr \\
&= 29,1056 \text{ in} - 3,625 \\
&= 25,4806 \\
BC &= r - icr \\
&= 54 - 3,625 \\
&= 50,375 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
&= \sqrt{50,375^2 - 25,4806^2} \\
&= 1.888,37 = 43,45 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= 54 - 43,45 \text{ in} \\
&= 10,5445 \text{ in} \\
OA &= t \text{ standar} \times sf \times b \\
&= 0,625 \text{ in} \times 3 \text{ in} \times 10,5445 \text{ in} \\
&= 19,7709 \text{ in} \\
&= 0,5021 \text{ m} \\
\text{Panjang tangki} &= 1,9714 \text{ m} + (2 \times 0,5021 \text{ in}) \\
&= 2,97 \text{ m}
\end{aligned}$$

1. Bak air proses

Fungsi = Menampung kebutuhan air proses

Bentuk = Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3
= 62.21 lb/ft^3

Volume air yang akan di tampung (V_c)

$V_c = 64.565,07 \text{ kg/jam}$

Volume air dalam bak = $\frac{64.565,07 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$
= $129,52 \text{ m}^3$

Dirancang bak dengan *over design* 20 %, maka:

$V_b = 1,2 \times 129,52 \text{ m}^3$
= $155,42 \text{ m}^3$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan $P : L = 3 : 1$ dan ditetapkan $T = 3 \text{ m}$, maka:

$P = 3L$

$T = 3 \text{ m}$

$V = P.L.T = 3L.L.3$
= $9L^2$

$L = \sqrt{\frac{V}{9}} = \sqrt{\frac{155,42 \text{ m}^3}{9}}$
= $4,15 \text{ m}$

$P = 3 \times L = 3 \times 4,15 \text{ m}$
= $12,45 \text{ m}$

Jadi, ukuran bak air proses yakni:

$P = 12,45 \text{ m}$

$$L = 4,15 \text{ m}$$

$$T = 3 \text{ m}$$

m. Bak air pendingin

Fungsi = Menampung sementara kebutuhan air pendingin sebelum digunakan di pabrik

Bentuk = Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3
= $62,21 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang akan di tampung (V_c):

$$V_c = 64.565,07 \text{ kg/jam}$$

Volume air dalam bak:

$$V_c = \frac{64.565,07 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 129,51 \text{ m}^3$$

Dirancang bak dengan *over design* 20 %, maka:

$$V_b = 1,2 \times 129,51 \text{ m}^3$$
$$= 155,42 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan $P : L = 3 : 1$ dan ditetapkan $T = 7 \text{ m}$, maka:

$$P = 3L$$

$$T = 7 \text{ m}$$

$$V = P.L.T = 3L.L.7$$

$$= 21L^2$$

$$L = \frac{\sqrt{V}}{9} = \frac{\sqrt{155,42 \text{ m}^3}}{21}$$

$$= 2,72 \text{ m}$$

$$P = 3 \times L = 3 \times 2,72 \text{ m} \\ = 8,16 \text{ m}$$

Jadi, ukuran bak air proses yakni:

$$P = 8,16 \text{ m}$$

$$L = 2,72 \text{ m}$$

$$T = 7 \text{ m}$$

n. *Cooling tower*

Fungsi = Mendinginkan air pendingin dari peralatan untuk digunakan kembali

Jenis = *Cooling tower induced draft*

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m^3
= $62,21 \text{ lb/ft}^3$

Kondisi operasi:

T in = 45°C = 122 F

T out = 30°C = 86 F

T wb = 22°C = 77 F

Laju alir = $64,565,07 \text{ kg/jam}$

$$Q = \frac{\text{laju alir}}{\rho \text{ air}} \\ = \frac{64.565,07 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ = 64,76 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 285,13 \text{ gpm}$$

Berdasarkan Perry's 7th ed, fig. 12-14, hal. 12-16, diketahui kecepatan aliran pendingin; $L = 2,5 \text{ gal/m.ft}^2$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tower} &= \frac{Q}{L} \\
 &= \frac{285,13 \text{ gpm}}{2,5 \frac{\text{gal}}{\text{m}} \cdot \text{ft}^2} \\
 &= 114,05 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Over design menara 20% sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas menara} &= 1,2 \times 114,05 \text{ ft}^2 \\
 &= 136,86 \text{ ft}^2 \\
 &= 12,71 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Ditentukan P:L} = 2$$

Berdasarkan Perry's 7ed hal 12-16, untuk *cooling range* 25 – 35 F dan temperatur *approach* 15 – 20 F diperoleh tinggi menara 4,6 – 6,1 m, maka dipilih panjang menara = 6 m dan lebar = 3 m

$$\begin{aligned}
 \text{Volume menara (V)} &= Q \times t \\
 &= 64,76 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\
 &= 129,52 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi menara} &= \frac{V}{A} \\
 &= \frac{129,52 \text{ m}^3}{12,71 \text{ m}^2} \\
 &= 10,18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diambil standar *power performance* menara 100%, maka dari Perry's 7th ed, fig. 12-15 hal. 12-17 diperoleh tenaga kipas 0,041 Hp/ft².

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga yang dibutuhkan} &= A \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\
 &= 136,86 \text{ ft}^2 \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\
 &= 5,61 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi fan} = 90\%$$

$$\text{Fan power} = 0,028$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{0,028}{0,85}$$

$$= 0,033 \text{ hp}$$

o. Pompa

Dalam proses utilitas ini digunakan beberapa pompa yaitu:

1. P-01 : Mengalirkan air dari sungai menuju bak penampungan awal
2. P-02 : Mengalirkan air dari bak penampungan awal menuju tangki pengendapan
3. P-03 : Mengalirkan air dari bak penampung air sanitasi
4. P-04 : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation *exchanger*
5. P-05 : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler
6. P-06 : Mengalirkan umpan air menuju peralatan proses
7. P-07 : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju peralatan proses
8. P-08 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju boiler

- **Perhitungan pompa (P-01)**

Tipe: Pompa sentrifugal

Kapasitas laju alir umpan (Q):

$$Q = 70.151,164 \text{ kg/jam}$$

$$= 154.656,66 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$= 66,9954 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,9 \text{ cp}$$

$$= 0,0006 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju volumetrik (Qf)} = \frac{Q}{\rho}$$

$$= \frac{154.656,66 \text{ lb/jam}}{66,9954 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2.308,46 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,641 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 287,81 \text{ gpm}$$

$$= 40,033 \text{ lbm/s}$$

a. Perencanaan pompa

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Peter and Timmerhaus pers.15 hal 496 ($N_{re} \geq 2100$) maka diameter optimum

(Di opt):

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times \left(0,641 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0.45} \times \left(66,9954 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0.13} \\ &= 5,52 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 (Geankoplis, 1997), dipilih:

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size} &= 6 \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Inside diameter (ID)} &= 6,065 \text{ in} \\ &= 0,5054 \text{ ft} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= 6,625 \text{ in} \\ \text{Luas penampang} &= 0,2006 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{0,6412 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,2006 \text{ ft}^2} \\ &= 3,197 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

b. Pemeriksaan bilangan reynold (NRe):

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} \\ &= \frac{66,9954 \text{ lb/ft}^3 \times 3,197 \text{ ft/s} \times 0,5054 \text{ ft}}{0,0006 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 178.967,84 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} \geq 2100$, maka asumsi benar

Dipilih material pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 0,046 \text{ mm} \\ &= 0,00015 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\epsilon/ID = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,5054 \text{ ft}}$$

$$= 0,0003$$

$$f = 0,0032$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang pipa lurus (P)} = 500 \text{ m}$$

$$= 1.640,42 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa} = 5 \text{ m}$$

$$= 16,40 \text{ ft}$$

- 3 elbow 90°

$$Le/ID = 32 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$Le = 32 \times 3 \times ID$$

$$= 32 \times 3 \times 0,5054 \text{ ft}$$

$$= 48,52 \text{ ft}$$

$$K = 0,75$$

- 1 gate valve wide open

$$Le/ID = 7 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$Le = 7 \times 1 \times ID$$

$$= 7 \times 1 \times 0,5054 \text{ ft}$$

$$= 3,54 \text{ ft}$$

$$K = 0,17$$

$$\text{Panjang total pipa} = 1640,42 \text{ ft} + 48,52 \text{ ft} + 3,54 \text{ ft}$$

$$= 1.692,47 \text{ ft}$$

- c. Menentukan *friction loss*

$$\text{Faktor konverai gravitasi (gc)} = 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2$$

- Friksi sepanjang pipa lurus;

$$F_1 = \frac{2 \times f \times v^2 \times L}{gc \times ID}$$

$$= \frac{2 \times 0,0032 \times (3,197 \text{ ft/s})^2 \times 1.692,47 \text{ ft}}{32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lb} \times 0,5054 \text{ ft}}$$

$$= 6,8077 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Friksi *elbow* 90°;

$$\begin{aligned}
 F_2 &= \frac{n \times K \times v^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{3 \times 0,75 \times (3,197 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}} \\
 &= 0,357 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

- Friksi pada *gate valve*;

$$\begin{aligned}
 F_3 &= \frac{n \times K \times v^2}{2 \times gc} \\
 &= \frac{1 \times 0,17 \times (3,197 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}} \\
 &= 0,027 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

- Friksi total

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= F_1 + F_2 + F_3 \\
 &= (6,8077 + 0,357 + 0,027) \text{ lbf.ft/bm} \\
 &= 7,192 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

- d. Kerja pompa / *head* pompa (W)

Dengan hukum Bernoulli (Pers.10 Peters, hal 486), didapatkan kerja pompa:

$$W = \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + (\Delta Z) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 W &= \text{Head pompa (ft.lbf/lbm)} \\
 \Delta P/\rho &= \text{Pressure head (ft.lbf/lbm)} \\
 \Delta Z &= \text{Potential head (ft.lbf/lbm)} \\
 \Delta V^2/2 \times gc &= \text{Velocity head (ft.lbf/lbm)} \\
 F &= \text{Friction head (ft.lbf/lbm)} \\
 Gc &= 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2 \cdot \text{lbf} \\
 g &= 32,17 \text{ ft/s}^2 \\
 \alpha &= 1 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Diketahui:

$$\begin{aligned}
V_1 &= 0 \text{ ft/s karena fluida diam dalam tangki penampungan} \\
V_2 &= 3,197 \text{ ft/s} \\
\Delta V &= 3,197 \text{ ft/s} \\
Z_1 &= 3,28 \text{ ft} \\
Z_2 &= 16,40 \text{ ft} \\
\Delta Z &= 13,12 \text{ ft} \\
\Delta P &= 0 \\
\alpha &= 1 \text{ (Aliran Turbulen)}
\end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \sum F \\
&= \frac{0}{9,8 \text{ m/s}} + \frac{13,12 \text{ ft}}{32,17} + \frac{(3,197 \text{ ft/s})^2}{2 \times 1 \times 32,17} + 7,192 \text{ lbf.ft/lbm} \\
&= 20,47 \text{ ftlbf/lbm}
\end{aligned}$$

e. Menghitung daya pompa

$$\text{Untuk } Q = 287,80 \text{ gpm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta_p) = 58\% \text{ fig.14-37 (Peters \& Timmerhaus, 1991)}$$

$$\begin{aligned}
W_p &= \frac{w_s}{\eta_p} \\
&= \frac{20,47 \text{ ftlbf/lbm}}{58\%}
\end{aligned}$$

$$= 35,30 \text{ ftlb/lbm}$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= \frac{W_p \times Q_f}{550} \\
&= \frac{35,30 \frac{\text{ftlb}}{\text{lbm}} \times 40,033 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{550}
\end{aligned}$$

$$= 2,56 \text{ Hp}$$

f. Menghitung daya motor

$$\text{Untuk BHP} = 2,56 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_m) = 82\% \text{ fig.14-38, hal-521 (Peters \& Timmerhaus, 1991)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= \frac{2,56 \text{ Hp}}{0,82} \\
 &= 3,13 \text{ Hp} \\
 \text{Standar} &= 3 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dengan melakukan perhitungan pompa diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk pompa utilitas sebagai berikut:

No	Kode Pompa	Laju Alir (kg/jam)	Nominal pipe size (in)	Inside Diameter (ID)	Daya standar (HP)
1	P-01	70.151,16	6	6,065	3
2	P-02	70.151,16	6	6,065	5
3	P-03	676,31667	¾	0,824	0,1
4	P-04	70.151,16	6	6,065	0,5
5	P-05	3.513,9368	1 1/2	1,61	0,5
6	P-06	64.565,077	5	5,047	0,5
7	P-07	64.565,077	5	5,047	2
8	P-08	3.000,9042	¼	0,364	0,5

3. Unit penyediaan listrik

a. Kebutuhan Listrik Unit Produksi

- Unit Proses

Berdasarkan perhitungan spesifikasi alat, didapatkan daya untuk tiap peralatan proses yaitu:

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Unit	Daya (Hp)	Total Daya (Hp)
Pompa tangki penyimpanan bahan baku	P-01	1	2,7811	3
Pompa tangki Mikroorganisme	P-03	1	0,35	0,4
Pompa reactor I	P-04	1	8,089	8

Pompa reaktor II	P-05	1	0,71	1
Pompa <i>bottom</i> absorber	P-06	1	0,71	1
Total				13

Total kebutuhan listrik untuk unit proses yaitu:

$$\begin{aligned}
 P \text{ Proses} &= 13 \text{ HP} \\
 &= 13 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ kw/HP} \\
 &= 9,76 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Listrik Unit Utilitas

Nama Alat	Jumlah Unit	Daya (Hp)	Total Daya (Hp)
Clarifier	1	4,13	4
<i>Cooling Tower</i>	1	0,03	0,03
Pompa 01	1	3,13	3
Pompa 02	1	4,91	5
Pompa 03	1	0,08	0,1
Pompa 04	1	0,24	0,2
Pompa 05	1	0,03	0,03
Pompa 06	1	0,05	0,05
Pompa 07	1	1,51	2
Pompa 08	1	0,0004	0,0004
Total			14

Total kebutuhan listrik untuk unit utilitas yaitu:

$$\begin{aligned}
 P \text{ Utilitas} &= 14 \text{ HP} \\
 &= 10,53 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Jadi,kebutuhan total listrik proses :

$$\begin{aligned}
 P \text{ pabrikasi} &= P \text{ Proses} + P \text{ Utilitas} \\
 &= 9,76 \text{ kW} + 10,53 \text{ kW} \\
 &= 20,29 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Faktor Keamanan 20% maka;

$$\begin{aligned}
 P \text{ keamanan} &= 1,2 \times 20,29 \text{ kW} \\
 &= 24,35 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Kebutuhan Listrik Alat *Control*

$$\begin{aligned}
 P \text{ Kontrol} &= 0,2 \times 24,35 \text{ kW} \\
 &= 4,87 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Kebutuhan Listrik untuk penerangan

$$\begin{aligned}
 P \text{ penerangan} &= 0,2 \times 24,35 \text{ kW} \\
 &= 4,87 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan lainnya

$$\begin{aligned}
 P \text{ pe} &= 0,5 \times 24,35 \text{ kW} \\
 &= 12,17 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Total kebutuhan listrik

$$\begin{aligned}
 P &= P \text{ keamanan} + P \text{ control} + P \text{ penerangan} + P \text{ pe} \\
 &= (24,35 + 4,87 + 4,87 + 12,17) \text{ kW} \\
 &= 46,27 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. *Power* faktor untuk generator penggerak mesin diesel diketahui sebesar 80%. Adapun bahan bakar yang akan digunakan adalah minyak solar dikarenakan lebih efisien dan memiliki nilai bakar yang tinggi.

$$\begin{aligned}
 \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{\text{total kebutuhan listrik}}{\text{power factor}} \\
 &= \frac{46,27 \text{ kw}}{0,80} \\
 &= 57,833 \text{ kw} \\
 &= 197.333,66 \text{ btu/h}
 \end{aligned}$$

Nilai bahan bakar solar = 19,86 btu/lb (Perry,1999)

Densitas bahan bakar solar = 0,89 kg/l (Perry,1999)

Jumlah solar yang dibutuhkan untuk bahan bakar:

$$= \frac{\text{daya yang dibutuhkan}}{\text{nilai bahan bakar}}$$

$$= \frac{197.333,66 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}}\right)}{19,86 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}}\right)}$$

$$= 9.936,24 \text{ lb/jam}$$

$$= 4.511,05 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{(4.511,05 \frac{\text{kg}}{\text{jam}})}{0,89 \left(\frac{\text{kg}}{\text{l}}\right)}$$

$$= 5.068,59 \text{ l/jam}$$

Diperkirakan total gangguan listrik dari PLN selama 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam, sehingga:

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = 8.460 \text{ jam/tahun} \times 5.068,59 \text{ l/jam}$$

$$= 42.880.331,75 \text{ l/tahun}$$

- Tangki bahan bakar generator

Fungsi = Menyimpan bahan bakar soloar untuk generator

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan = Carbon steel SA-283 grade C

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas solar = 890 kg/m³

Kondisi operasi = Temperatur = 30°C

= Tekanan = 1 atm (101.325 kpa)

- Menghitung volume larutan

V_L = Laju alir volume x waktu tinggal

= 5.068,59 l/jam x 1 jam

= 5.068,59 l

$$= 5,0685 \text{ m}^3$$

- Mengitung volume tangki

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 5,0685 \text{ m}^3 \\ &= 6,0823 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki = D:H = 1:1 (Brownell & Young)

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{4 \times V_t}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 6,0823 \text{ m}^3}{3,14} = 7,75 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{7,75} = 1,98 \text{ m}$$

$$r = 0,99 = 38,95 \text{ in}$$

$$H = 1,98 \text{ m} = 77,90 \text{ in}$$

- Tekanan desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi (g)} = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatis (Ph)} &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 890 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,98 \text{ m} \\ &= 17.271,34 \text{ Pa} = 17,27 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi (Po)} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain (Pd)} &= 1,2 \times (17,27 + 101,325) \text{ kPa} \\ &= 138,86 \text{ kPa} = 20,14 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Tebal Dinding Tangki

$$\text{Allowable working stress (f)} = 12.650 \text{ Psia}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80\%$$

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Inside radius (r)} = 0,98 \text{ m}$$

$$= 38,95 \text{ in}$$

$$T_s = \frac{P_d \cdot r}{f \cdot E - 0,65 P_d} + C$$

$$\begin{aligned} &= \frac{20,50 \text{ Psi} \times 38,95 \text{ in}}{(12.650 \text{ Psi} \times 0,80) - (0,65 \times 20,50) \text{ Psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,203 \text{ in} \end{aligned}$$



LAMPIRAN E

ANALISIS EKONOMI

Produk	=	Biogas
Kapasitas produksi	=	14.000 ton/tahun
	=	1.767,676 kg/jam
Lama operasi	=	330 hari
Nilai tukar rupiah	=	Rp. 15.412.00
Pengadaan alat	=	2024
Tahun konstruksi	=	2024
Lama konstruksi	=	2 tahun
Tahun beroperasi	=	2026

A. Penaksiran Harga Peralatan

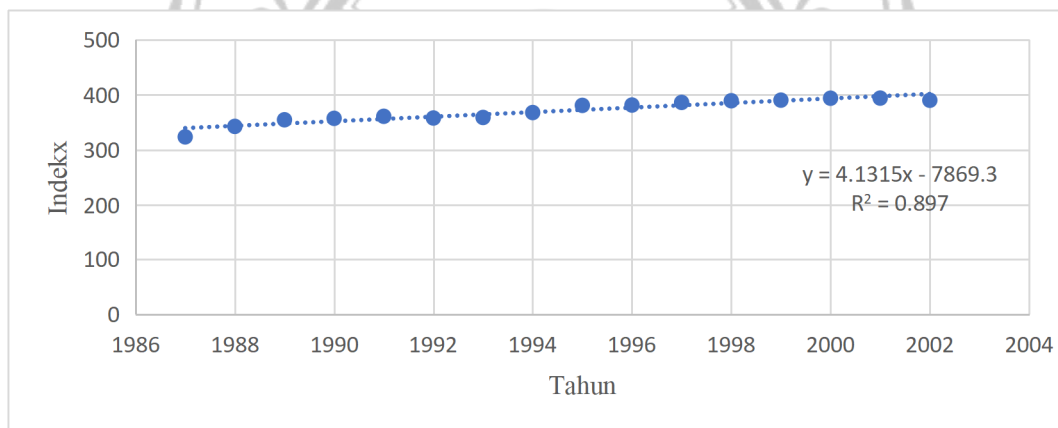
Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila diketahui harga alat pada beberapa tahun lalu, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Harga pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet yaitu pada website www.matche.com, yang memberikan harga peralatan berdasarkan *Free on Boar* (FOB) dari *Gulf Cost* (USA).

Tabel E.1 Daftar Indeks harga pada tahun 1992-2002

No	Tahun	Annual Index
1	1987	324
2	1988	343

3	1989	355
4	1990	357,6
5	1991	361,3
6	1992	358,2
No	Tahun	Annual Index
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	390,4

Sumber: Peters & Timmerhaus Hal. 259



Gambar E.1 Grafik Hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga Alat

Untuk menentukan indeks harga pada tahun 2014 dan 2024 maka dapat digunakan metode linearisasi berdasarkan grafik.

Dengan menggunakan metode linearisasi berdasarkan grafik dengan persamaan:

$y = 4,1315x - 7869,3$, dengan "x" adalah tahun dan "y" adalah indeks. Sehingga diperoleh:

Indeks harga pada tahun 2014:

$$\begin{aligned}
 y &= 4,1315x - 7.869,3 \\
 &= (4,1215 \times 2014) - 7.869,3 \\
 &= 451,541
 \end{aligned}$$

Indeks harga pada tahun 2024:

$$\begin{aligned}
 y &= 4,1315x - 7.869,3 \\
 &= (4,1315 \times 2024) - 7.869,3 \\
 &= 492,856
 \end{aligned}$$

B. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Perhitungan harga peralatan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari (Matches,2024)

$$C_x = C_k \left(\frac{I_x}{I_k} \right)$$

Dimana:

- C_x : Harga peralatan pada tahun dibeli
- C_k : Harga peralatan pada tahun diketahui
- I_x : Indeks harga pada tahun dibeli
- I_k : Indeks harga pada tahun yang diketahui

Contoh perhitungan:

- Tangki penyimpanan bahan baku

$$\text{Harga tahun 2014} = \$ 124.200,000$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga tahun 2024} &= \$ 124.200,000 \times \frac{451,541}{492,856} \\
 &= \$ 135.564,02
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh perkiraan harga alat lainnya yang dapat dilihat pada tabel:

Tabel E.2 Perkiraan Harga Peralatan Proses Biogas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga		Total Harga
			2014	2024	
Tangki Penyimpanan Bahan Baku	T-01	4	\$124.200	\$135.564	\$542.256
Pompa Tangki Penyimpanan	P-01	4	\$6.300	\$6.876	\$27.505
<i>Cooler</i>	C-01	4	\$1.600	\$1.746	\$6.985
Pompa <i>Cooler</i>	P-02	4	\$6.300	\$6.876	\$27.505
Tangki Starter	T-02	1	\$5.800	\$6.330	\$6.330
Pompa Tangki Starter	P-03	1	\$6.300	\$6.876	\$6.876
Reaktor 1	R-01	4	\$67.600	\$73.785	\$295.141
Pompa Reaktor 1	P-04	4	\$6.300	\$6.876	\$27.505
Reaktor II	R-02	4	\$395.700	\$431.905	\$1.727.622
Pompa Reaktor II	P-05	4	\$11.400	\$12.443	\$49.772
Tangki Penampungan <i>Slurry</i>	T-03	1	\$188.600	\$205.856	\$205.856
Tangki Penampungan Gas Sementara	T-04	1	\$2.500	\$2.728	\$2.728
Absorber	AB-01	1	\$21.600	\$23.576	\$23.576
Pompa <i>Bottom Absorber</i>	P-06	1	\$6.300	\$6.876	\$6.876
<i>Heather</i>	H-01	1	\$2.400	\$2.619	\$2.619
Stripper	ST-01	1	\$62.500	\$68.218	\$68.218
Tangki Pengenceran	TP-01	1	\$2.900	\$3.165	\$3.165
Tangki Biogas	T-05	1	\$732.000	\$798.976	\$798.976
Total					\$3.829.519

- **Perhitungan Harga Peralatan Utilitas**

Tabel E.3 Daftar Harga Alat Utilitas

Harga Peralatan Utilitas	Kode Alat	Jumlah	Harga		Total Harga
			2014	2024	
Boiler	B-101	1	\$270.500	\$247.824	\$247.824
Bak Penampungan Air Sungai <i>Clarifier</i>	BP-101	1	\$3.884	\$3.558	\$3.558
Bak <i>Sand Filter</i>	BP-102	1	\$16.119	\$14.767	\$14.767
Bak Penampungan Air Bersih	BP-103	1	\$26.711	\$24.471	\$24.471
Bak Air Sanitasi	BP-104	1	\$4.780	\$4.379	\$4.379
Tangki Kation <i>Exchanger</i>	BP-104	1	\$11.950	\$10.948	\$10.948
Tangki Penyimpanan H ₂ SO ₄	T-101	1	\$9.950	\$9.115	\$9.115
Tangki Anion <i>Exchanger</i>	T-102	1	\$14.775	\$13.536	\$13.536
Tangki NaOH	T-103	1	\$16.950	\$15.529	\$15.529
Tangki Air Umpan Boiler	T-104	1	\$12.032	\$11.023	\$11.023
Deaerator	T-105	1	\$7.170	\$6.568	\$6.568
Bak Air Proses	DR-101	1	\$34.000	\$31.149	\$31.149
Bak Air Pendingin <i>Cooling Tower</i>	BP-105	1	\$17.160	\$15.721	\$15.721
Pompa <i>Centrifugal</i>	BP-106	1	\$16.000	\$14.658	\$14.658
	CT-101	1	\$388.500	\$355.932	\$355.932
	P-101	12	\$29.100	\$26.660	\$319.927
Total					\$1.099.114

Berdasarkan tabel perhitungan peralatan diatas maka dapat diperoleh total

harga sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga peralatan (Ck)} &= \text{Harga alat proses} + \text{Harga ala utilitas} \\
 &= \$3.829.519 + \$1.099.114
 \end{aligned}$$

$$= \$ 4.928.634$$

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024 adalah = Rp. 15.412

(Cx)

$$\text{Jadi, total harga peralatan} = \frac{\text{Rp. 15.412,55}}{1 \$} \times \$ 4.928.634$$

(E)

$$= \text{Rp. 75.962.824.624}$$

Diperkirakan biaya import dan transportasi sampai lokasi 20% dari harga peralatan (DEC)

$$\begin{aligned} \text{DEC} &= 0,2 \times E \\ &= 0,2 \times \text{Rp. 75.962.824.624} \\ &= \text{Rp. 15.192.564.924} \end{aligned}$$

- Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 14.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 38,35622 \text{ ton/hari} \\ \text{Kebutuhan bahan baku} &= 25.378,73 \text{ kg/jam} \\ &= 25,37873 \text{ ton/jam} \\ &= 222.317,67 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

- Perhitungan biaya bahan baku

Tabel E.4 Biaya Bahan Baku Biogas

No	Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga per kg	Total Harga (Rp/jam)
1.	POME	25.378,73	Rp 1.515	Rp 38.448.775
2.	MEA 99%	2.516,703	Rp 20.000	Rp 50.334.060
3.	Nutrisi	1.551	Rp 4.500	Rp 6.979.500

4.	NaOH	4,436	Rp 15.000	Rp 66.540
Total Bahan Baku				Rp95.828.875
No	Bahan Utilitas	Jumlah (kg/jam)	Harga per kg	Total Harga (Rp/jam)
1.	H2SO4	731,0828	Rp 11.000	Rp 8.041.910
2.	NaOH	2.080,3643	Rp 15.000	Rp 31.205.464
3.	Al2SO4	9,5103	Rp 8.000	Rp 76.082
4.	Solar	7,6058	Rp 6.800	Rp 51.719
Total Utilitas				Rp39.375.177
Total Keseluruhan				Rp.135.204.053

Kurs Dollar amerika 1 (\$) Pada tahun 2024 = 15.412

Total biaya bahan baku per tahun = Rp 135.204.053 x 330 x 24
= Rp 1.070.816.100.472

- Harga Jual Produk

a) Biogas

Produk = 14.000 ton/tahun
= 14.000.000 kg/tahun

Harga per kg = Rp 100.000

Harga jual produk = Rp 1.400.000.000.000 /tahun

b) Pupuk Cair

Produk = 67.258 l/tahun

Harga per kg = Rp 10.000

Harga jual produk = Rp 672.576.847 /tahun

Maka, total pendapatan = Penjualan Biogas + Penjualan Pupuk Cair

= Rp 1.400.672.576.846

- **Gaji Karyawan**

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan:

Tabel E.5 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total
1.	Dewan Komisaris	1	Rp70.000.000	Rp70.000.000
2.	Direktur Utama	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
3.	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000
4.	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000
5.	Kepala bagian Proses dan Utilitas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
6.	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
7.	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
8.	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
9.	Kepala Bagian Umum	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
10.	Kepala Seksi Proses	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
11.	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
12.	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
13.	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
14.	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
15.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
16.	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
17.	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
18.	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
19.	Kepala Seksi Tata Usaha	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
20.	Kepala Seksi Personalia dan Humas	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
21.	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
22.	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp3.500.000	Rp7.000.000

23.	Karyawan Proses	24	Rp3.500.000	Rp84.000.000
24.	Karyawan Pengendalian	8	Rp3.500.000	Rp28.000.000
No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total
25.	Karyawan Utilitas	10	Rp3.500.000	Rp35.000.000
26.	Karyawan Maintenance	6	Rp3.500.000	Rp21.000.000
27.	Karyawan R&D	6	Rp3.500.000	Rp21.000.000
28.	Karyawan Laboratorium	6	Rp3.500.000	Rp21.000.000
29.	Karyawan Keuangan	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
30.	Karyawan Pemasaran	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
31.	Karyawan Tata Usaha	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
32.	Karyawan Personalia	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
33.	Karyawan Humas	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
34.	Karyawan K3	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
35.	Dokter	2	Rp7.000.000	Rp14.000.000
36.	Perawat	3	Rp4.500.000	Rp13.500.000
37.	Keamanan	4	Rp3.500.000	Rp14.000.000
38.	Supir	5	Rp3.400.000	Rp17.000.000
39.	Cleaning Service dan Helper	4	Rp3.500.000	Rp13.600.000
Total				Rp667.100.000

Gaji per bulan = Rp 667.100.00

Gaji per tahun = Rp 8.005.200.000

C. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*/FCI)

a) Biaya langsung (*Direct Cost*)

1. Harga peralatan E = Rp 75.962.824.624
2. Harga pemasangan alat: 40% E = Rp 30.385.129.849
3. Instrumen dan alat kontrol: 60% E = Rp 45.577.694.774
4. Pemipaan dan pemasangan 68% E = Rp 51.654.720.744
5. Bangunan dan Peralatan, 40% E = Rp 30.385.129.849

- 6. Instalasi Listrik, 30% E = Rp 22.788.847.387
- 7. Fasilitas *Service*, 35% E = Rp 26.586.988.618
- 8. Tanah, 10% E = Rp 7.596.282.462
- Total = Rp 290.937.618.310

b) Biaya tak langsung (*Indirect Cost, IC*)

- 1. Teknik dan supervisi, 35% E = Rp 26.586.988.618
- 2. Biaya resmi, 10% E = Rp 7.596.282.462
- 3. Biaya konstruksi 40% E = Rp 30.385.129.849
- 4. Biaya kontraktor 35% E = Rp 26.586.988.618
- 5. Biaya tak terduga, 30% E = Rp 22.788.847.387
- Total biaya tak langsung (B) = Rp 113.944.236.936

Maka, total modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*) yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= A + B \\
 &= \text{Rp } 290.937.618.310, + \text{Rp } 113.944.236.936 \\
 &= \text{Rp } 404.881.855.246
 \end{aligned}$$

2. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\
 &= 0,2 \text{ TCI}
 \end{aligned}$$

Menghitung TCI:

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 404.881.855.246,36 + 20\% \text{ TCI}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \frac{\text{Rp } 404.881.855.246,36}{80\%} \\
 &= \text{Rp } 506.102.319.057,95
 \end{aligned}$$

Maka, total modal kerja (*Working capital investment*, WCI)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 0,2 \times \text{Rp } 506.102.319.057 \\ &= \text{Rp } 101.220.463.811 \end{aligned}$$

Investasi direncanakan menggunakan modal sendiri sebesar 60% dan 40% modal pinjaman bank dengan masa konstruksi 2 tahun.

- Modal sendiri = 40% TCI
 $= 40\% \times \text{Rp}506.102.319.05$
 $= \text{Rp } 202.440.927.623$
- Modal pinjaman bank = 60% TCI
 $= 60 \times \text{Rp}506.102.319.057$
 $= \text{Rp } 303.661.391.434$

Tabel E.6 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	% Modal	Jumlah	Inflasi 5%	Total
-2	50%	Rp101.220.463.811	Rp5.061.023.190	Rp106.281.487.002
-1	50%	Rp101.220.463.811	Rp5.061.023.190	Rp106.281.487.002
Total		Rp202.440.927.623	Rp10.122.046.381	Rp212.562.974.004

Tabel E.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	% Modal	Jumlah	Bunga 15%	Total
-2	50%	Rp151.830.695.717	Rp22.774.604.357	Rp174.605.300.074
-1	50%	Rp151.830.695.717	Rp22.774.604.357	Rp174.605.300.074
Total		Rp303.661.391.434	Rp45.549.208.715	Rp349.210.600.149

Modal ini merupakan pinjaman dari bank dengan bunga 15% per tahun, jadi jumlah pinjaman yang harus dibayar pada setiap tahun adalah:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pinjaman} &= 15\% \times \text{modal pinjaman bank} \\ &= 15\% \times \text{Rp } 303.661.391.434 \\ &= \text{Rp } 45.549.208.715 \end{aligned}$$

Maka, total pinjaman pada masa konstruksi:

$$\begin{aligned} \text{Total pinjaman konstruksi} &= \text{Modal pinjaman} + \text{bunga pinjaman} \\ &= \text{Rp } 303.661.391.434 + \text{Rp } 45.549.208.715 \\ &= \text{Rp } 349.210.600.149 \end{aligned}$$

Jadi, total investasi yang dikeluarkan:

$$\begin{aligned} \text{Total inventasi} &= \text{Inventasi biaya sendiri} + \text{Inventasi modal pinjam} \\ &= \text{Rp } 212.562.974.004 + \text{Rp } 349.210.600.149 \\ &= \text{Rp } 561.773.574.154 \end{aligned}$$

D. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*)

1. *Manufacturing Cost (MC)*

a) Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

1. Bahan baku (1 tahun)	= 758.964.697.524
2. Upah tenaga kerja (L)	= Rp 8.005.200.000
3. Pemeliharaan dan perbaikan 10% FCI	= Rp 40.488.185.524
4. Pasokan operasi 8% FCI	= RP 32.390.548.419
5. Laboratorium 10% gaji karyawan	= Rp 800.520.000
6. Patent dan Royalty 1 % TPC	= 0,01 TPC
7. Utilitas 5% TPC	= 0,05 TPC

$$\text{Total Biaya produksi langsung (MC)} = \text{Rp } 840.649.151.468 + 0,6 \text{ TPC}$$

b) Biaya Tetap (*Fixed Charges, FC*)

1. Depresiasi 10% FCI	= Rp 20.244.092.762
2. Pajak 5% FCI	= Rp 20.244.092.762
3. Asuransi 10% FCI	= Rp 40.488.185.524
4. Bunga 8% Loan	= <u>Rp 24.292.911.314</u>
Total Biaya Tetap (FC)	= Rp 105.296.282.364

c) *Plant Overhead Cost (POC)*

$$\text{POC } 2\% \text{ TPC} = 0,02 \text{ TPC}$$

$$\text{Total Plant Overhead Cost (POC)} = 0,02 \text{ TPC}$$

Maka total biaya pengolahan (*Direct Production Cost, DPC*) yaitu

$$\text{DC} = \text{MC} + \text{FC} + \text{POC}$$

$$= \text{Rp } 105.269.282.364 + \text{Rp } 840.649.151.468 + 0,08 \text{ TP}$$

$$\text{DPC} = \text{Rp } 945.918.433.832 + 0,08 \text{ TPC}$$

1. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses, GE*)

$$\text{Biaya Administrasi } 1\% \text{ TPC} = 0,01 \text{ TPC}$$

$$\text{Biaya distribusi dan penjualan } 2\% \text{ TPC} = 0,02 \text{ TPC}$$

$$\text{Biaya riset dan pengembangan } 2\% \text{ TPC} = 0,02 \text{ TPC}$$

$$\text{Total biaya pengeluaran umum (GE)} = 0,05 \text{ TPC}$$

Maka:

Total biaya produksi (Total Production Cost, TPC) yaitu:

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{POC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 945.918.433.832 + 0,08 \text{ TPC} + 0,05 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 945.918.433.832 + 0,13 \text{ TPC}$$

$$\text{TP} = \text{Rp.} 945.918.433.832 + 0,87 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} - 0,87 \text{ TPC} = \text{Rp. } 945.918.433.832$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 1.087.262.567.623$$

Sehingga,

- Biaya utilitas = 0,5 TPC
= 0,5 × Rp 1.087.262.567.623
= Rp 54.363.128.381
- Patent and royalty = 0,10 TPC
= 0,10 × Rp 1.087.262.567.623
= Rp 108.726.256.762
- Plant Overhead Cost = 0,2 TPC
= 0,2 × Rp 1.087.262.567.623
= Rp 21.745.251.352
- Biaya administrasi = 0,5 TPC
= 0,5 × Rp 1.087.262.567.623
= Rp 54.363.128.381
- Biaya distribusi dan penjualan = 0,5 TPC
= 0,5 × Rp 1.087.262.567.623
= Rp 54.363.128.381
- Biaya riset dan pengembangan = 0,5 TPC
= 0,5 × Rp 1.087.262.567.623
= Rp 54.363.128.381

Laba Perusahaan

Analisa keuntungan dilakukan untuk menghitung keuntungan setelah pajak dari hasil penjualan NaOH

$$\begin{aligned} \text{a. Laba kotor} &= \text{Harga penjualan} - \text{TPC} \\ &= \text{Rp } 1.400.672.576.846 - \text{Rp } 1.087.262.567.623 \\ &= \text{Rp } 313.410.009.223 \end{aligned}$$

b. Pajak penghasilan

Dalam UU No. 17 tahun 2000 tentang pajak penghasilan.

Wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap:

- Rp 50.000.000, 10%
- Rp 50.000.000 – 100.000.000, 15%
- Diatas Rp 100.000.000, 35%

$$\begin{aligned} \text{Pph} &= 0,35 \times \text{Rp } 313.410.009.223 \\ &= \text{Rp } 109.693.503.228 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{pajak} \\ &= \text{Rp } 313.410.009.223 - \text{Rp } 109.693.503.228, \\ &= \text{Rp } 203.716.505.995 \end{aligned}$$

Analisa Kelayakan

1. *Return On Investment* (ROI)

$$\begin{aligned} \text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{pendapatan sebelum pajak}}{FCI} \times 100 \\ &= \frac{\text{Rp } 313.410.009.223,30}{\text{Rp } 404.881.855.246,36} \times 100 \\ &= 77,41 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ROI sesudah pajak} &= \frac{\text{Pendapatan setelah pajak}}{FCI} \times 100 \\
 &= \frac{\text{Rp } 203.716.505.995}{\text{Rp } 404.881.855.246} \times 100 \\
 &= 50,32 \%
 \end{aligned}$$

2. Pay Out Time

Pay Out Time menyatakan angka tahun dimana modal investasi akan kembali dari keuntungan sebelum dikurangi dengan penurunan harga tahunan.

a. POT sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 &= \frac{FCI}{\text{Laba bersih} + \text{Depresiasi}} \times 100 \\
 &= \frac{404.881.855.246}{203.176.505.995 + 20.244.092.762} \times 100 \\
 &= 1,8 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

b. POT Sesudah pajak

$$\begin{aligned}
 &= \frac{FCI}{\text{Laba Kotor} + \text{Depresiasi}} \times 100 \\
 &= \frac{404.881.855.246}{313.410.009.223 + 20.244.092.762} \times 100 \\
 &= 1,2 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

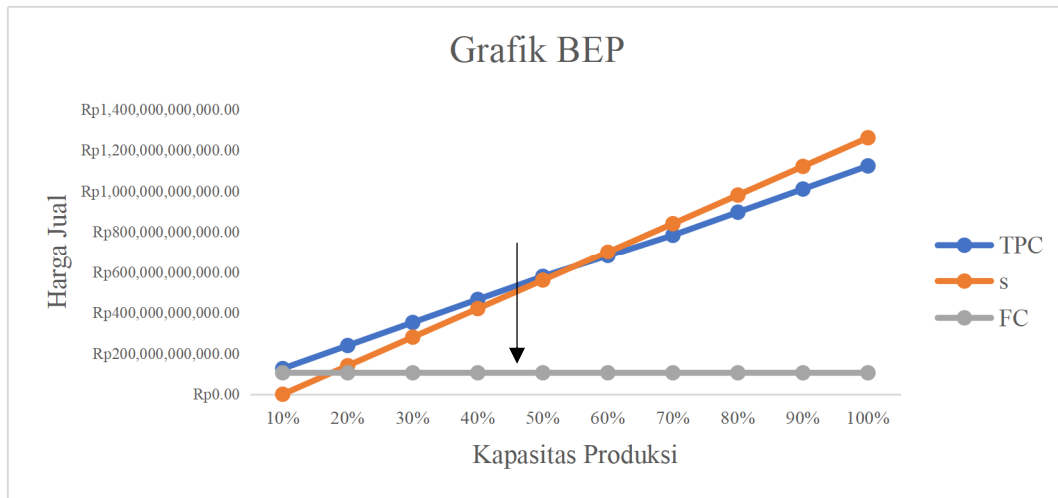
3. Break Event Point (BEP)

Break event point merupakan titik perpotongan antara *gars sales* dengan total *cost*, yang menunjukkan Tingkat produksi dimana *sales* akan sama dengan total *cost*. Pengoperasian pabrik dibawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan sebaliknya, pengoperasian diatas kapasitas tersebut maka pabrik akan untung.

Tabel E.8 Break Event Point

No	Keterangan	Jumlah
1.	Biaya Tetap (FC)	Rp 105.269.282.364
2.	Biaya Variabel (VC)	
	Bahan Baku	Rp 758.964.697.524
	Utilitas	Rp 54.363.128.381
	Royalti	Rp 108.726.256.762
	Total VC	Rp 1.027.323.365.031
3.	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	Gaji Karyawan	Rp 8.005.200.000
	Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 40.488.185.524
	Pasokan operasi	RP 32.390.548.419
	Laboratorium	Rp 800.520.000
	<i>Plant Overhead Cost</i>	Rp 21.745.251.352
	Total SVC	Rp 103.429.705.298
4	Total Penjualan (S)	Rp 1.400.672.576.846

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{FC + 0,3 \text{ SVC}}{S - (0,7 \text{ SVC}) - VC} \times 100 \\
 &= \frac{\text{Rp } 105.269.282.364 + 0,3 (\text{Rp } 103.429.705.296)}{\text{Rp } 1.400.672.576.846 - \text{Rp } 1.027.323.365.031 - 0,7 (\text{Rp } 103.429.705.296)} \times 100 \\
 &= 45,29 \%
 \end{aligned}$$



Gambar E.2 Grafik *Break Event Point* (BEP)

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah suatu tingkat produksi dimana pada kondisi ini menutup pabrik lebih menguntungkan dari pada mengoperasikannya. Keadaan ini terjadi bila output turun sampai dibawah BEP

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - (0,7 \text{ SVC}) - VC} \times 100 \\
 &= \frac{0,3 \times \text{Rp } 103.429.705.296}{1.400.672.576.846 - (0,7 \times 103.429.705.296) - 1.027.323.365.031} \times 100 \\
 &= 10,31 \%
 \end{aligned}$$

4. *Internal Rate of Return* (IRR)

a. Menghitung pengembalian pinjaman

Direncanakan pengembalian pinjaman selama 10 tahun

$$\begin{aligned}
 \text{Pengembalian pinjaman} &= \frac{\text{total pinjaman}}{10} \\
 &= \frac{\text{Rp}45.549.208.715}{10}
 \end{aligned}$$

Rp 4.554.920.871

b. *Cash Flow*

$$\begin{aligned} \text{Cash flow} &= \text{Laba bersih} + \text{depresiasi} \\ &= \text{Rp } 203.716.505.995 + \text{Rp } 20.244.092.762 \\ &= \text{Rp } 223.960.598.757 \end{aligned}$$

c. *Net Cash Flow*

$$\begin{aligned} \text{Net cash flow} &= \text{Cash flow} - \text{pengembalian pinjaman} \\ &= \text{Rp } 223.960.598.757 - \text{Rp } 4.554.920.871 \\ &= \text{Rp } 219.405.677.885 \end{aligned}$$

d. *Net Present Value*

$$\text{Present Value} = \frac{\text{Net cash flow}}{(1+i)^n}$$

Dimana:

i : Interest rate/tahun

n : Tahun ke-n

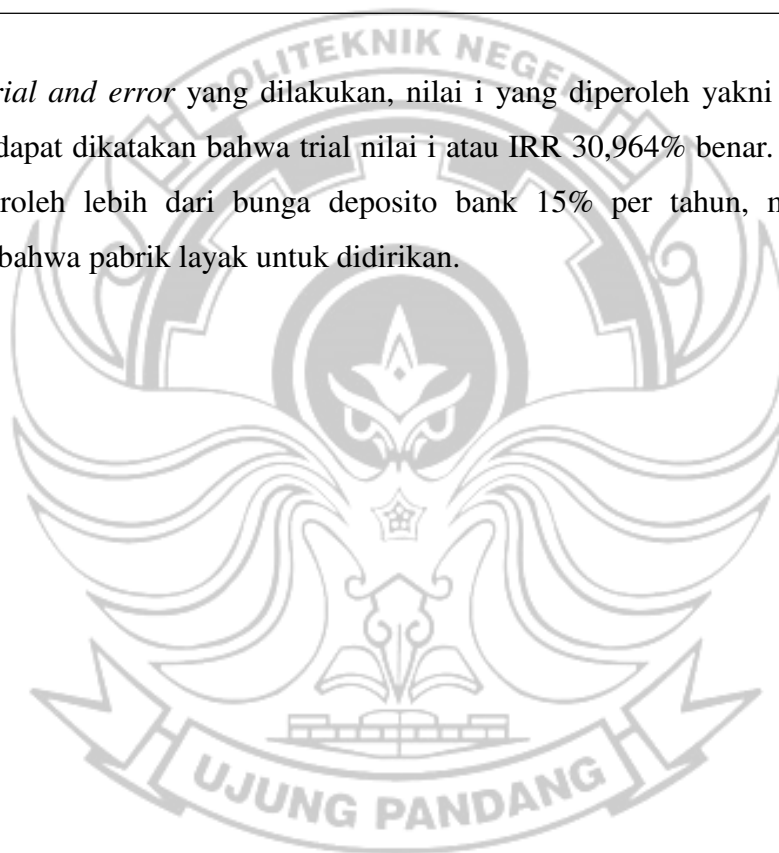
Harga *i* dapat diperoleh dengan cara *trial and eror* yaitu bila *Total Present Value* sama dengan *Total Capital Investment (TCI)* maka *i* yang dicoba adalah benar

$$\text{TCI} = \text{Rp } 506.102.319.057,95$$

Tahun ke-	<i>Net Cash Flow</i>	<i>Present Value</i>
1	Rp 111.015.764.405	Rp 84.768.127.226
2	Rp 154.893.165.696	Rp 90.308.395.348
3	Rp 198.770.566.987	Rp 88.490.343.501
4	Rp 198.770.566.987	Rp 67.568.428.109
5	Rp 198.770.566.987	Rp 51.593.115.096

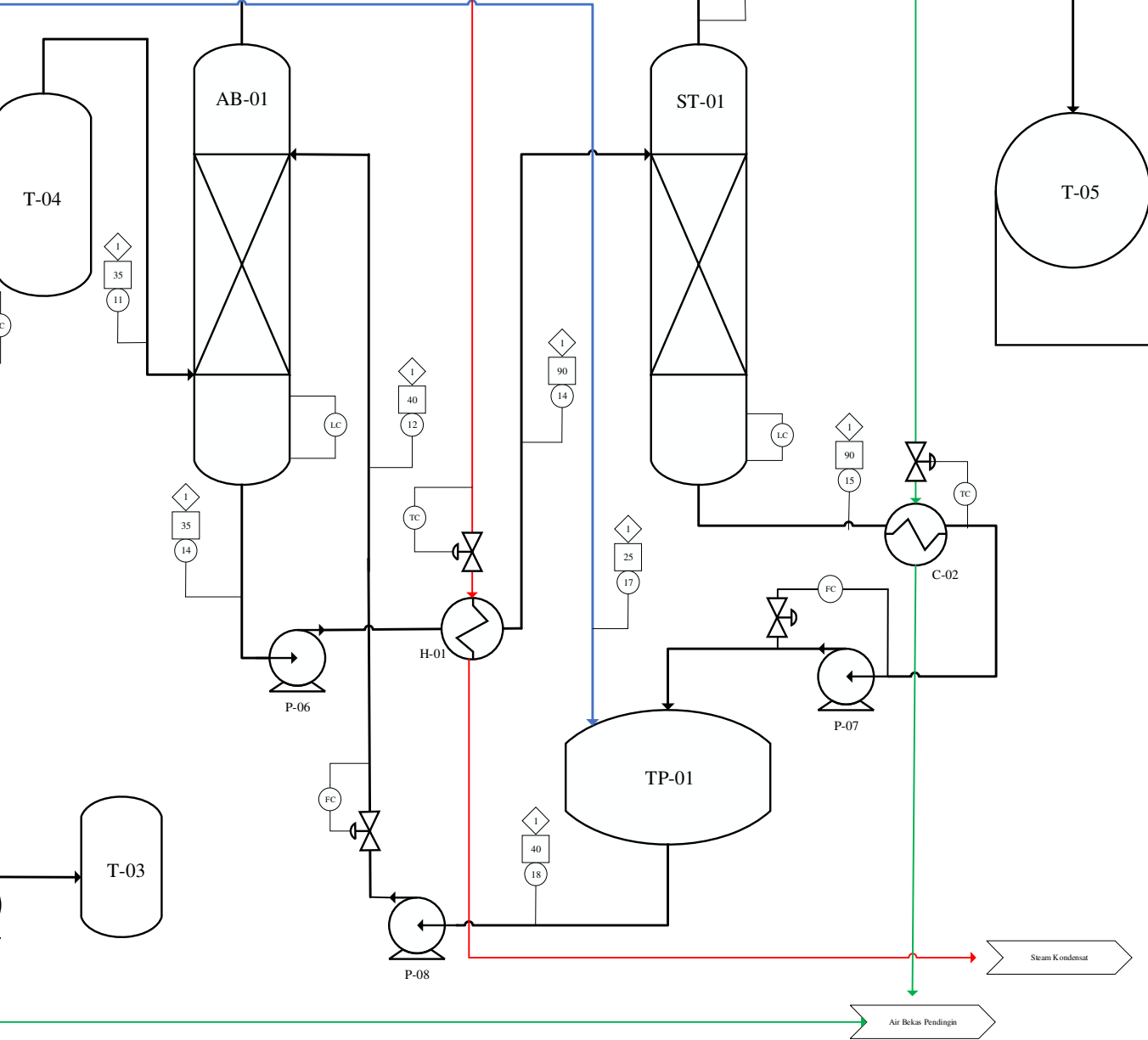
6	Rp 198.770.566.987	Rp 39.394.871.241
Tahun ke-	Net Cash Flow	Present Value
7	Rp 198.770.566.987	Rp 30.080.677.959
8	Rp 198.770.566.987	Rp 22.968.654.496
9	Rp 198.770.566.987	Rp 17.538.138.272
10	Rp 198.770.566.987	Rp 13.391.567.804
Total	Rp 1.856.073.466.004	Rp506.102.319.057
TCI	Rp506.102.319.057	

Dari *trial and error* yang dilakukan, nilai i yang diperoleh yakni 30,9640%. Sehingga dapat dikatakan bahwa trial nilai i atau IRR 30,964% benar. Harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 15% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.



6	Rp151.830.695.717,39	Rp22.774.604.357,61	Rp174.605.300.074,99	Rp326.435.995.792,38	Rp533.937.946.606,14	
4		Rp22.774.604.357,61	Rp22.774.604.357,61	Rp349.210.600.149,99	Rp561.773.574.154,33	
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57
						Rp9.977.445.718,57

Kategori	LABA		Actual Cash flow	Net Cash Flow	Akumulasi	
	Sebelum pajak	Pajak				
	12-13-14-15	Sesudah Pajak				
	16	16-17				
	17	18	19	20	21	
022,5	Rp115.420.322.749,1	Rp34.626.096.824,7	Rp80.794.225.924,41	Rp101.038.318.686,7	Rp111.015.764.405,3	Rp111.015.764.405,30
6		5		3	0	
022,5	Rp178.102.324.593,8	Rp53.430.697.378,1	Rp124.671.627.215,6	Rp144.915.719.978,0	Rp154.893.165.696,5	Rp265.908.930.101,87
2		5	8	0	7	
022,5	Rp240.784.326.438,4	Rp72.235.297.931,5	Rp168.549.028.506,9	Rp188.793.121.269,2	Rp198.770.566.987,8	Rp464.679.497.089,70
8		5	4	6	3	
022,5	Rp240.784.326.438,4	Rp72.235.297.931,5	Rp168.549.028.506,9	Rp188.793.121.269,2	Rp198.770.566.987,8	Rp663.450.064.077,53
8		5	4	6	3	
022,5	Rp240.784.326.438,4	Rp72.235.297.931,5	Rp168.549.028.506,9	Rp188.793.121.269,2	Rp198.770.566.987,8	Rp862.220.631.065,35
8		5	4	6	3	
022,5	Rp240.784.326.438,4	Rp72.235.297.931,5	Rp168.549.028.506,9	Rp188.793.121.269,2	Rp198.770.566.987,8	Rp1.060.991.198.053,1
8		5	4	6	3	8
022,5	Rp240.784.326.438,4	Rp72.235.297.931,5	Rp168.549.028.506,9	Rp188.793.121.269,2	Rp198.770.566.987,8	Rp1.259.761.765.041,0
8		5	4	6	3	1




▽	TEKANAN (ATM)
□	SUHU (C)
○	NOMOR ARUS MASSA

TC	TEMPERATUR CONTROLLER
FC	FLOW RATE CONTROLLER
LC	LEVEL CONTROLLER
PH C	PH CONTROLLER

No.	Kode Alat	Nama Peralatan
1.	P-(01-07)	Pompa Larutan
2.	T-01	Tangki Penampungan Bahan Baku
3.	T-02	Tangki Starter
4.	R-01	Reaktor 1 (Fermentor 1)
5.	R-01	Reaktor 1 (Fermentor 2)
6.	T-03	Tangki Penampungan Slurry
7.	T-04	Tangki Penampungan Gas Sementara
8.	AB-01	Absorber
9.	T-05	Tangki Biogas
10.	H-01	Heater 1
11.	ST-01	Stripper
12.	C-02	Cooler 1
13.	TP-01	Tangki Pengenceran

Digambar	1. Dwi Rezky Muzdalifah B	1.
	2. Siti Sya'fa Ghaliah Al Amrin	2.
Diperiksa	1. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.	1.
	2. Rahmia Sjafruddin, S.T., M.Eng.	2.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI PALM OIL MILL EFFLUENT
 (POME) KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN


 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
 POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG

Laju Alir; kg/jam											
F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18
	1,551										
86		23.534,59									
			3.594,701	3.594,701		1.692,511					

