

**PRA RANCANGAN PABRIK
BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun Oleh :

Nama : Thoriq Asnan Zuhri

NIM : 21521058

Nama : Maharani Eka Syahputri

NIM : 21521097

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

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRA RANCANGAN PABRIK

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Thoriq Asnan Zuhri 21521058

Maharani Eka Syahputri 21521097

Yogyakarta, 3 September 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apa pun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1

Penyusun 2



Thoriq Asnan Zuhri

Maharani Eka Syahputri

NIM : 21521058

NIM : 21521097

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Disusun Oleh:

Nama : Thoriq Asnan Zuhri

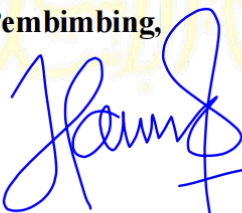
Nama : Maharani Eka Syahputri

NIM : 21521058

NIM : 21521097

Yogyakarta, 03 September 2025

Pembimbing,



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

NIK. 105210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG
KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:

Nama : Thoriq Asnan Zuhri

Nama : Maharani Eka Syahputri

NIM : 21521058

NIM : 21521097

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 24 September 2025

Tim Penguji,

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

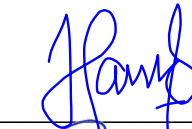
Ketua

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

Anggota 1

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

Anggota 2





29/09/2025


Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK : 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Segala puji syukur kehadiran Allah SWT. Tuhan semesta alam yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar, shalawat serta salam ditujukan kepada Nabi Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat-sahabatnya yang telah memberikan teladan kepada para pengikutnya hingga akhir zaman. Tugas akhir (TA) adalah salah satu syarat yang harus ditempuh oleh mahasiswa jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia dalam mencapai studi hingga nantinya mahasiswanya dapat menjadi "*Chemical Engineer*" yang handal. Kami tidak lupa mengucapkan banyak terima kasih kepada pihak-pihak yang banyak membantu kami baik dalam mengerjakan tugas prarancangan ini, antara lain kepada :

1. Allah SWT. Karena atas hidayah dan ridha-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan tepat waktu.
2. Nabi besar Muhammad SAW, sang pencerah zaman. Shalawat serta salam semoga terlimpahkan kepada baginda nabi, keluarga, para sahabat, dan para pengikutnya hingga akhir zaman.
3. Kedua orang tua dan saudara atas bantuan doa, kasih sayang, dan dukungan serta bantuan moril maupun materil selama kami menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng. Selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. Selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah prarancangan pabrik kimia.
6. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. Selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. Selaku Dosen Pembimbing yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan masukan, saran dan motivasi demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
8. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya.

9. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
10. Partner dalam mengerjakan tugas akhir ini, terimakasih sudah melakukan kerjasama dengan sangat baik selama proses pengerjaan tugas akhir.
11. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2021 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
12. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas akhir prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami selalu mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun agar kami dapat menjadi seorang yang tergolong beruntung menjadi lebih baik dari sebelumnya. Semoga laporan prarancangan ini dapat memberikan banyak manfaat yang besar bagi kita semua.

Aamiin.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 3 September 2025

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN 1



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Segala puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan kesehatan, rezeki, serta kasih sayang-Nya. Dengan izin dan pertolongan-Nya, penulis diberikan kekuatan dan kemampuan sehingga Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat diselesaikan dengan baik. terselesaikannya tugas akhir ini semoga menjadi langkah awal dalam perjalanan selanjutnya, serta ilmu yang diperoleh selama masa studi dapat memberikan manfaat, baik bagi penulis sendiri maupun bagi orang lain. Shalawat serta salam semoga senantiasa tercurah kepada junjungan Nabi Muhammad SAW, teladan sepanjang zaman.

Saya menyadari bahwa penyelesaian Tugas Akhir ini bukanlah hal yang mudah. Di balik setiap langkah dan prosesnya, ada doa, dukungan, dan semangat dari orang-orang terdekat yang selalu menguatkan saya. Dengan penuh rasa syukur dan ketulusan, karya ini saya persembahkan kepada:

1. Kedua orang tua saya, Bapak Nurudin Zuhri dan Ibu Lia Rusmila yang selalu tulus dalam memberikan semangat, selalu mendoakan dengan tulus sepanjang waktu, dan ridho yang diberikan ke saya. Pengorbanan Bapak dan Ibu sangatlah besar buat saya, maka dari itu, saya ingin mengucapkan terima kasih sebanyak banyaknya atas pengorbanan yang telah diberikan ke saya, mulai dari waktu, tenaga, dan lain-lainnya. Semoga dengan saya menyelesaikan Tugas Akhir ini pada studi saya dapat memberikan kebahagiaan pada Bapak dan Ibu.
2. Kakak saya, Tassya Aulia Zuhri, yang selalu hadir memberikan semangat dan dukungan tulus agar saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Kehadiran dan perhatian Kakak menjadi salah satu kekuatan besar yang membuat saya tetap bertahan hingga akhir.

3. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc., selaku dosen pembimbing saya, yang dengan penuh kesabaran dan ketulusan senantiasa membimbing, memberikan masukan, solusi ketika saya menemui kesulitan, serta motivasi agar saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Tanpa arahan dan bimbingan Bapak, tentu saya tidak akan mampu menyelesaikan tugas ini hingga tuntas. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan kesehatan, kebahagiaan, dan rezeki yang berkah kepada Bapak.
4. Siti Solehah Yunita Rahmawati, yang selalu menjadi tempat saya bercerita dan berkeluh kesah selama menyelesaikan Tugas Akhir ini. Terima kasih sebesar-besarnya telah meluangkan waktu untuk mendengarkan, memberikan dukungan, semangat, serta menghadirkan aura positif yang begitu berarti, meskipun seringkali hanya melalui telepon. Kehadiran dan perhatianmu menjadi kekuatan tersendiri bagi saya. Semoga dalam waktu dekat kita dapat bertemu kembali dan berbagi cerita secara langsung.
5. Maharani Eka Syahputri, partner saya dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini. Terima kasih atas kerja sama dan dukungan yang telah terjalin sejak Kerja Praktik, Penelitian, hingga penyusunan Tugas Akhir. Perjalanan dan tantangan yang kita lewati menjadi pengalaman berharga selama masa studi. Semoga kerjasama ini dapat memberi manfaat satu sama lain, serta ilmu yang kita peroleh dapat menjadi bekal berharga di dunia kerja nanti.
6. Kepada BPI IATMI SM UII Periode 2023/2024, yakni Rifqi Permanto Pribadi, Najwa Ismalia Labibah, dan Rudin Priyanto. Terima kasih atas kebersamaan dan kerja sama yang terjalin selama masa kepengurusan. Saya juga berterima

kasih atas kepercayaan yang telah diberikan kepada saya untuk memimpin periode tersebut. Tanpa dukungan dan kontribusi kalian, kepemimpinan saya tidak akan dapat berjalan dengan baik dan lancar. Semoga semangat kita tetap terjaga dan kita dapat kembali bertemu di kesempatan yang lain.

7. Kepada teman-teman saya, Dzannun, Kevin, Nadila, Iky, Verda, Zaki, dan Wyenda. Terima kasih atas kebersamaan, hiburan, semangat, serta solusi yang selalu kalian berikan. Semoga silaturahmi kita tetap terjaga, segala urusan kita dimudahkan, dan suatu saat kita dapat kembali bertemu dengan versi terbaik dari diri kita masing-masing.
8. Kepada semua teman dan orang-orang yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, terima kasih atas setiap semangat, dukungan, serta bantuan yang telah diberikan selama saya menyelesaikan Tugas Akhir ini. Setiap perhatian dan kebaikan kalian sangat berarti bagi saya.

Penulis,

Thoriq Asnan Zuhri

LEMBAR PERSEMBAHAN 2



Alhamdulillahirabbilalamin

Dengan penuh rasa syukur kehadiran Allah SWT atas segala rahmat dan kemudahan-Nya, penulis bersyukur dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini. Karya ini merupakan sebuah mahkota yang menandai akhir dari perjalanan akademik dan sebuah gerbang untuk memulai babak baru dalam kehidupan.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa kelancaran hingga terselesaikannya karya ini tidak lepas dari dukungan, bimbingan, dan motivasi dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan tulus ikhlas penulis mempersembahkan karya ini kepada:

1. Kedua orang tua tercinta Ayah Bachtiar Effendie, S.E. dan Bunda Tarilah, S.T. Persembahkan karya ini sebagai wujud bakti dan ungkapan terima kasih yang tulus atas kasih sayang, doa, ridho, dan pengorbanan tanpa pamrih yang tak ternilai harganya. Semoga ini dapat menjadi langkah awal untuk membahagiakan kalian berdua.
2. Adik-adikku tersayang Mahardila Dwi Syahputri, Mahardifa Tri Syahputri dan Maharina Nur Syahputri. Terima kasih atas setiap semangat, dukungan moral, dan inspirasi yang telah diberikan. Perhatian dan kebaikan kalian menjadi penyemangat tersendiri bagi penulis.
3. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing. Ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya atas bimbingan, motivasi, kesabaran, dan ilmu yang telah Bapak berikan. Arahan Bapak

merupakan kunci utama penulis dapat menyelesaikan segala tantangan dalam proses pengerjaan tugas akhir ini.

4. Saudara Thoriq Asnan Zuhri, partner seperjuangan yang paling reliabel. Terima kasih atas kolaborasi, kesabaran, semangat, dan kerjasamanya yang luar biasa. Perjalanan kita mengatasi setiap rintangan dan menciptakan karya ini adalah pengalaman yang sangat berharga.
5. Sahabat-sahabat saya (Salsa, Farrel Arsyah, Abel, Raihana, Zhafira, Rifdah, Yuda, Akram, Risaldi, Rafli, Alief, Ipang, Akbar, Irfan, Lintang, Khilya, Elsa, Ulya, dan Nabilla) dan teman-teman lainnya yang tidak bisa penulis sebutkan satu-satu. Terima kasih telah menjadi tempat berbagi suka dan duka, serta selalu memberikan perhatian dan semangat di setiap momen yang penulis lalui.
6. Untuk diriku sendiri, Maharani Eka Syahputri. Terima kasih telah bertahan, berusaha keras, dan tidak pernah menyerah. Rayakanlah pencapaian ini, karena semua perjuangan dan keletihan telah terbayarkan. Semoga selalu bahagia dan terus melangkah dengan penuh percaya diri.
7. Kepada semua pihak yang telah membantu yang tidak dapat disebutkan satu per satu, Terima kasih atas setiap kebaikan dan kontribusinya. Semoga Allah SWT membalas semua kebaikan yang telah diberikan.

Penulis,

Maharani Eka Syahputri

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN.....	1
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	2
KATA PENGANTAR.....	4
LEMBAR PERSEMBAHAN 1.....	6
LEMBAR PERSEMBAHAN 2.....	9
DAFTAR ISI.....	11
DAFTAR TABEL.....	14
DAFTAR GAMBAR.....	19
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	20
ABSTRAK.....	22
ABSTRACT.....	23
BAB I PENDAHULUAN.....	24
1.1 Latar Belakang.....	24
1.2 Penentuan Kapasitas Prarancangan.....	27
1.2.1 Produksi Bioetanol di Indonesia.....	27
1.2.2 Konsumsi Bioetanol di Indonesia.....	28
1.2.3 Impor Bioetanol di Indonesia.....	30
1.2.4 Ekspor Bioetanol di Indonesia.....	31
1.2.5 Pabrik Etanol di Indonesia.....	32
1.2.6 Ketersediaan Bahan Baku.....	33
1.3 Tinjauan Pustaka.....	34
1.3.1 Bahan Baku dan Produk.....	34
1.3.2 Proses Pembuatan Etanol.....	39
1.3.3 Perbandingan Proses Pembuatan Etanol.....	49
1.4 Termodinamika dan Kinetika Reaksi.....	50
1.4.1 Termodinamika.....	50
1.4.2 Kinetika Reaksi.....	53
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	59
2.1 Spesifikasi Produk.....	59
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	60
2.3 Pengendalian Kualitas.....	74
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	82
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	82
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	82
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	83
3.2 Uraian Proses.....	84
3.3 Spesifikasi Alat.....	87
3.3.1 Spesifikasi Reaktor.....	87
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah.....	93

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung.....	97
3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan.....	102
3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	106
3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	114
3.4 Neraca Massa.....	129
3.4.1 Neraca Massa Hammer Mill (HM-01).....	129
3.4.2 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01).....	129
3.4.3 Neraca Massa Hot Compressed Water (R-01).....	130
3.4.4 Neraca Massa Delignification (R-02).....	131
3.4.5 Neraca Massa Neutralizer (N-01).....	131
3.4.6 Neraca Massa Reaktor SSF (R-03).....	132
3.4.7 Neraca Massa Centrifuge (CF-01).....	133
3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	134
3.4.9 Neraca Massa Pressure Swing Adsorption (PSA-01).....	135
3.4.10 Neraca Massa Kondensor (CD-01).....	135
3.5 Neraca Panas.....	135
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	142
4.1 Lokasi Pabrik.....	142
4.1.1 Faktor Penentu Lokasi pabrik.....	143
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout).....	145
4.3 Tata Letak Alat Proses (Process Plant & Equipment).....	149
4.4 Organisasi Perusahaan.....	152
4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	152
4.4.2 Struktur Perusahaan.....	154
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	155
4.4.4 Pengaturan Jam Kerja.....	158
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji.....	160
4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan.....	162
BAB V UTILITAS.....	165
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	166
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	166
5.1.2 Unit Pengolahan Air.....	170
5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System).....	175
5.3 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System).....	176
5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen (Instrument Air System).....	180
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	181
5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.....	181
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas.....	185
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	198
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	199
6.2 Dasar Perhitungan.....	206

6.3 Komponen Biaya.....	206
6.3.1 Modal (Capital Investment).....	206
6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost).....	209
6.3.3 Pengeluaran Umum (General Expense).....	211
6.3.4 Analisa Keuntungan.....	212
6.3.5 Analisa Kelayakan.....	213
BAB VII PENUTUP.....	224
7.1 Kesimpulan.....	224
7.2 Saran.....	225
DAFTAR PUSTAKA.....	226
LAMPIRAN A.....	237
LAMPIRAN B.....	262
LAMPIRAN C.....	264

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Produksi Bioetanol di Indonesia.....	27
Tabel 1.2 Data Konsumsi Bioetanol di Indonesia.....	28
Tabel 1.3 Data Impor Bioetanol di Indonesia.....	30
Tabel 1.4 Data Ekspor Bioetanol di Indonesia.....	31
Tabel 1.5 Data Pabrik Etanol di Indonesia.....	32
Tabel 1.6 Daftar Hasil Produksi TBS di Indonesia.....	33
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Etanol.....	49
Tabel 1.8 Nilai Entalpi dan Energi Bebas Gibbs Pembentukan.....	50
Tabel 1.9 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan.....	56
Tabel 1.10 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan (Lanjutan).....	57
Tabel 1.11 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan (Lanjutan).....	58
Tabel 2.1 Sifat Fisik Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	61
Tabel 2.2 Sifat Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	61
Tabel 2.3 Sifat Fisik Natrium Hidroksida.....	63
Tabel 2.4 Sifat Fisik Asam Klorida.....	65
Tabel 2.5 Sifat Fisik Natrium Klorida.....	67
Tabel 2.5 Sifat Kimia Pepton Kasein Hidrolisat Enzimatis.....	70
Tabel 2.6 Sifat Fisik Sodium Citrate Buffer.....	71
Tabel 2.7 Sifat Kimia Sodium Citrate Buffer.....	72
Tabel 2.8 Sifat Fisik Enzyme Cellulase.....	73
Tabel 2.9 Sifat Kimia Enzyme Cellulase.....	73
Tabel 2.10 Sifat Fisik <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	74
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor Hot Compressed Water.....	87
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor Hot Compressed Water (Lanjutan).....	88
Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor Delignification.....	89
Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor Delignification (Lanjutan).....	90
Tabel 3.5 Spesifikasi Reaktor SSF.....	91
Tabel 3.6 Spesifikasi Reaktor SSF (Lanjutan).....	92
Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Centrifuge.....	93
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Menara Distilasi.....	94
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Menara Distilasi (Lanjutan).....	95
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Pressure Swing Adsorption.....	95
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Pressure Swing Adsorption (Lanjutan).....	96
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Hammer Mill.....	97
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Vibrating Screen.....	98
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Neutralizer.....	99
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Neutralizer (Lanjutan).....	100
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Accumulator.....	101
Tabel 3.17 Spesifikasi Gudang Penyimpanan TKKS.....	102

Tabel 3.18 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan.....	103
Tabel 3.19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan (Lanjutan).....	104
Tabel 3.20 Spesifikasi Silo Penyimpanan Bahan.....	105
Tabel 3.21 Spesifikasi Belt Conveyor.....	106
Tabel 3.22 Spesifikasi Screw Conveyor.....	107
Tabel 3.23 Spesifikasi Screw Conveyor (Lanjutan).....	107
Tabel 3.24 Spesifikasi Screw Conveyor (Lanjutan).....	108
Tabel 3.25 Spesifikasi Compressor.....	108
Tabel 3.26 Spesifikasi Compressor (Lanjutan).....	109
Tabel 3.27 Spesifikasi Expander.....	109
Tabel 3.28 Spesifikasi Pompa.....	110
Tabel 3.29 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	111
Tabel 3.30 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	112
Tabel 3.31 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	113
Tabel 3.32 Spesifikasi Alat Cooler 1.....	114
Tabel 3.33 Spesifikasi Alat Cooler 1 (Lanjutan).....	115
Tabel 3.34 Spesifikasi Alat Cooler 2.....	115
Tabel 3.35 Spesifikasi Alat Cooler 2 (Lanjutan).....	116
Tabel 3.36 Spesifikasi Alat Cooler 2 (Lanjutan).....	117
Tabel 3.37 Spesifikasi Alat Cooler 3.....	117
Tabel 3.38 Spesifikasi Alat Cooler 3 (Lanjutan).....	118
Tabel 3.39 Spesifikasi Alat Heater 1.....	119
Tabel 3.40 Spesifikasi Alat Heater 1 (Lanjutan).....	120
Tabel 3.41 Spesifikasi Alat Heater 2.....	120
Tabel 3.42 Spesifikasi Alat Heater 2 (Lanjutan).....	121
Tabel 3.43 Spesifikasi Alat Heater 2 (Lanjutan).....	122
Tabel 3.44 Spesifikasi Alat Heater 3.....	122
Tabel 3.45 Spesifikasi Alat Heater 3 (Lanjutan).....	123
Tabel 3.46 Spesifikasi Alat Heater 3 (Lanjutan).....	124
Tabel 3.46 Spesifikasi Reboiler.....	124
Tabel 3.47 Spesifikasi Reboiler (Lanjutan).....	125
Tabel 3.48 Spesifikasi Alat Condenser 1.....	126
Tabel 3.49 Spesifikasi Alat Condenser 1 (Lanjutan).....	127
Tabel 3.50 Spesifikasi Alat Condenser 2.....	127
Tabel 3.50 Spesifikasi Alat Condenser 2 (Lanjutan).....	128
Tabel 3.51 Spesifikasi Alat Condenser 2 (Lanjutan).....	129
Tabel 3.52 Neraca Massa Hammer Mill.....	129
Tabel 3.53 Neraca Massa Vibrating Screen.....	129
Tabel 3.54 Neraca Massa Vibrating Screen (Lanjutan).....	130
Tabel 3.55 Neraca Massa Hot Compressed Water.....	130
Tabel 3.56 Neraca Massa Delignification.....	131

Tabel 3.57 Neraca Massa Neutralizer.....	131
Tabel 3.58 Neraca Massa Neutralizer (Lanjutan).....	132
Tabel 3.59 Neraca Massa Reaktor SSF.....	132
Tabel 3.60 Neraca Massa Reaktor SSF (Lanjutan).....	133
Tabel 3.61 Neraca Massa Centrifuge.....	133
Tabel 3.62 Neraca Massa Centrifuge (Lanjutan).....	134
Tabel 3.63 Neraca Massa Menara Distilasi.....	134
Tabel 3.64 Neraca Massa Pressure Swing Adsorption.....	135
Tabel 3.65 Neraca Massa Kondensor.....	135
Tabel 3.66 Neraca Panas Hot Compressed Water (R-01).....	135
Tabel 3.67 Neraca Panas Hot Compressed Water (R-01) (Lanjutan).....	136
Tabel 3.68 Neraca Panas Delignification (R-02).....	136
Tabel 3.69 Neraca Panas Neutralizer (N-01).....	136
Tabel 3.70 Neraca Panas Reactor SSF (R-03).....	137
Tabel 3.71 Neraca Panas Centrifuge (CF-01).....	137
Tabel 3.72 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	137
Tabel 3.73 Neraca Panas Reboiler (RB-01).....	138
Tabel 3.74 Neraca Panas Condenser 1 (CD-01).....	138
Tabel 3.75 Neraca Panas Condenser 2 (CD-02).....	138
Tabel 3.76 Neraca Panas Pressure Swing Adsorption (PSA-01).....	139
Tabel 3.77 Neraca Panas Cooler 1 (C-01).....	139
Tabel 3.78 Neraca Panas Cooler 2 (C-02).....	139
Tabel 3.79 Neraca Panas Cooler 3 (C-03).....	140
Tabel 3.80 Neraca Panas Heater 1 (H-01).....	140
Tabel 3.81 Neraca Panas Heater 2 (H-02).....	140
Tabel 3.82 Neraca Panas Heater 3 (H-03).....	141
Tabel 4.1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	148
Tabel 4.2 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan).....	149
Tabel 4.3 Jadwal Kerja.....	159
Tabel 4.4 Jadwal Kerja (Lanjutan).....	160
Tabel 4.5 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian.....	160
Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan).....	161
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	167
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Umpan Boiler.....	168
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Umpan Boiler (Lanjutan).....	169
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Unit Proses.....	176
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Unit Proses (Lanjutan).....	177
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas.....	178
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Total.....	180
Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	185
Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	186

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	186
Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	187
Tabel 5.12 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	187
Tabel 5.13 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	188
Tabel 5.14 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	188
Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	189
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Utilitas.....	189
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan).....	190
Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan).....	190
Tabel 5.19 Spesifikasi Bak Utilitas.....	191
Tabel 5.20 Spesifikasi Flokulator (FL-01).....	191
Tabel 5.21 Spesifikasi Flokulator (FL-01) (Lanjutan).....	192
Tabel 5.22 Spesifikasi Clarifier (CL-01).....	192
Tabel 5.23 Spesifikasi Cooling Tower (CT-01).....	193
Tabel 5.24 Spesifikasi Sand Filter (FU-01).....	193
Tabel 5.25 Spesifikasi Boiler (B-01).....	194
Tabel 5.26 Spesifikasi Kation Exchanger (KE-01).....	194
Tabel 5.27 Spesifikasi Kation Exchanger (KE-01) (Lanjutan).....	195
Tabel 5.28 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-01).....	195
Tabel 5.29 Spesifikasi Deaerator (DU-01).....	196
Tabel 5.30 Spesifikasi Reserve Osmosis (RO-01).....	196
Tabel 5.31 Spesifikasi Reserve Osmosis (RO-01) (Lanjutan).....	197
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat.....	199
Tabel 6.2 Indeks Harga Alat (Lanjutan).....	200
Tabel 6.3 Indeks Harga Alat (Lanjutan).....	201
Tabel 6.4 Harga Alat Proses.....	202
Tabel 6.5 Harga Alat Proses (Lanjutan).....	203
Tabel 6.6 Harga Alat Proses (Lanjutan).....	204
Tabel 6.7 Harga Alat Utilitas.....	204
Tabel 6.8 Harga Alat Utilitas (Lanjutan).....	205
Tabel 6.9 Harga Alat Utilitas (Lanjutan).....	206
Tabel 6.10 Physical Plant Cost (PPC).....	207
Tabel 6.11 Direct Plant Cost (DPC).....	207
Tabel 6.12 Fixed Capital Investment (FCI).....	207
Tabel 6.13 Working Capital Investment (WCI).....	209
Tabel 6.14 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	209
Tabel 6.15 Direct Manufacturing Cost (DMC) (Lanjutan).....	210
Tabel 6.16 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	210
Tabel 6.17 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	211
Tabel 6.18 Total Manufacturing Cost.....	211
Tabel 6.19 General Expense (GE).....	211

Tabel 6.20	Total Production Cost.....	212
Tabel 6.21	Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa).....	215
Tabel 6.22	Annual Fixed Regulated Expenses (Ra).....	216
Tabel 6.23	Annual Fixed Regulated Expenses (Ra) (Lanjutan).....	216
Tabel 6.24	Annual Variable Value (Va).....	216
Tabel 6.25	Annual Sales Value (Sa).....	216
Tabel 6.26	Analisa Risiko Pabrik.....	219
Tabel 6.27	Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan).....	220
Tabel 6.28	Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan).....	221
Tabel 6.29	Hasil Analisa Kelayakan.....	222

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Produksi Bioetanol.....	28
Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Bioetanol.....	29
Gambar 1.3 Grafik Impor Bioetanol.....	31
Gambar 1.4 Grafik Ekspor Bioetanol.....	32
Gambar 1.5 Diagram Alir Proses Bioetanol dengan Metode SSF.....	41
Gambar 1.6 Struktur Umum Proses Syngas Menjadi Etanol (Miranda et al., 2020).....	45
Gambar 1.7 Konversi vs Waktu Tinggal.....	58
Gambar 2.1 Diamond Hazard Etanol.....	60
Gambar 2.2 Diamond Hazard Air.....	62
Gambar 2.3 Diamond Hazard Natrium Hidroksida.....	64
Gambar 2.4 Diamond Hazard Asam Klorida.....	66
Gambar 2.5 Diamond Hazard NaCl.....	68
Gambar 2.6 Diamond Hazard Karbon Dioksida.....	69
Gambar 4.1 Denah Lokasi Pabrik.....	142
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik.....	147
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	152
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas.....	184
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga vs Tahun.....	201
Gambar 6.2 Grafik Analisa Kelayakan.....	223

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psi
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
R	: Jari-jari, in
P	: <i>Power Motor</i> , Hp
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔPT	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
u ₀	: Kecepatan awal fluidisasi, m/s
U _{mf}	: Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia

E	: Efisiensi pengelasan
I _{cr}	: Jari-jari Sudut Dalam, in
U _d	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
U _c	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
R _d	: Faktor pengotor
C _p	: Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	: Konduktivitas Termal, Btu/jam ft ² °F
JH	: <i>Heat Transfer Factor</i>
H _i	: <i>Inside Film Coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
H _o	: <i>Outside Film Coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	: <i>Log Mean Temperature Different</i> , °F
K	: Konstanta Kinetika Reaksi, 1/waktu
W _f	: Total <i>Head</i> , in
ΔH	: Entalpi, KJ/Jam
Th	: Tebal <i>Head</i> , in

ABSTRAK

Tugas akhir ini membahas prarancangan pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dengan kapasitas produksi 60.000 ton/tahun menggunakan proses *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF). Pemilihan TKKS sebagai bahan baku didasarkan pada ketersediaannya yang melimpah di Indonesia serta potensinya sebagai sumber biomassa lignoselulosa. Pabrik direncanakan berlokasi di Kecamatan Mentawa Baru Ketapang, Kabupaten Kotawaringin Timur, Kalimantan Tengah, dengan pertimbangan kedekatan sumber bahan baku, infrastruktur, tenaga kerja, dan ketersediaan utilitas. Perancangan meliputi penentuan kapasitas, spesifikasi bahan baku dan produk, proses produksi, perancangan peralatan utama, tata letak pabrik, hingga analisis lingkungan dan keselamatan kerja. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan pabrik ini layak didirikan, dengan nilai *Return on Investment* (ROI) sebesar 43,49% sebelum pajak dan 34,80% setelah pajak, *Pay Out Time* (POT) masing-masing 1,94 tahun dan 2,34 tahun, *Break Even Point* (BEP) 49,68%, *Shut Down Point* (SDP) 39,16%, serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 24,46%. Seluruh parameter tersebut berada pada batas kelayakan industri kimia, sehingga pabrik bioetanol ini dinyatakan menguntungkan dan layak untuk direalisasikan.

Kata kunci: Bioetanol, Tandan Kosong Kelapa Sawit, SSF, Prarancangan Pabrik, Analisis Ekonomi

ABSTRACT

This thesis discusses the preliminary design of a bioethanol plant using empty fruit bunches (EFB) of oil palm as raw material with a production capacity of 60,000 tons/year, employing the Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF) process. EFB was selected due to its abundant availability in Indonesia and its potential as a lignocellulosic biomass source. The plant is planned to be located in Mentawa Baru Ketapang District, Kotawaringin Timur Regency, Central Kalimantan, considering the proximity to raw material sources, infrastructure, workforce, and utility availability. The design includes capacity determination, raw material and product specifications, production process, main equipment design, plant layout, as well as environmental and safety analysis. The economic evaluation results show that the plant is feasible to establish, with a Return on Investment (ROI) of 43.49% before tax and 34.80% after tax, Pay Out Time (POT) of 1.94 years and 2.34 years, Break Even Point (BEP) of 49.68%, Shut Down Point (SDP) of 39.16%, and a Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 24.46%. All indicators meet the industrial feasibility criteria, confirming that the bioethanol plant is profitable and feasible to realize.

Keywords: Bioethanol, Empty Fruit Bunches, SSF, Plant Design, Economic Analysis

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Di era ini bahan bakar fosil memiliki pengaruh yang besar terhadap kehidupan sehari-hari. Hal tersebut berkaitan dengan penggunaan bahan bakar pada kegiatan yang dilakukan oleh banyak manusia, mulai dari kebutuhan bahan bakar untuk keperluan kendaraan bermotor, keperluan skala kecil seperti bahan bakar untuk rumah tangga, dan bahkan pada skala industri seperti untuk menjalankan mesin proses dan lain-lain. Bahan bakar fosil memiliki dampak negatif jika digunakan secara berkepanjangan, salah satu dampak negatif penggunaan bahan bakar fosil adalah karena bahan bakar fosil dapat meningkatkan polusi udara (Sambodo, 2008). Selain dapat menimbulkan polusi udara, Indonesia saat ini hanya memiliki sekitar 0,20% cadangan minyak bumi karena Indonesia adalah salah satu negara produsen tertua minyak dunia (Setyono & Kiono, 2021). Adanya dampak negatif tersebut dapat mengakibatkan suhu di bumi semakin meningkat, sehingga diperlukan solusi berupa pemanfaatan bahan bakar berbasis *renewable* energi.

Upaya yang dapat dilakukan untuk mengurangi penggunaan bahan bakar fosil adalah dengan mengetahui bahan bakar alternatif pengganti BBM. Bahan bakar nabati (BBN) merupakan bahan alternatif yang menjadi perhatian banyak negara. BBN berupa *biofuel* (bahan bakar cair dari pengolahan tumbuhan). *Biofuel* dibagi menjadi 2 yaitu bioetanol dan biodiesel. Bioetanol merupakan cairan hasil proses fermentasi gula dari

sumber karbohidrat (pati) menggunakan bantuan mikroorganisme (Aiman, 2014).

Bioetanol dikelompokkan menjadi 4 generasi berdasarkan bahan baku yang digunakan. Bioetanol generasi pertama (G1) merupakan bioetanol yang terbuat dari pati serta fermentasi bahan mengandung gula. Bahan baku yang biasanya dipakai pada G1 ini adalah gula tebu, gula beet, molase gula tebu dan beet, atau pati dari ubi kayu, jagung, sorghum, gandum, barley, maupun umbi-umbian lainnya. Kemudian untuk bioetanol generasi kedua (G2) atau biasa disebut etanol selulosa yang terbuat dari komponen biomassa seperti selulosa dan hemiselulosa. Bahan baku G2 yang umum digunakan ialah tandan kosong kelapa sawit (TKKS), tongkol jagung, jerami, dan lain-lain. Agar biomassa dapat dimanfaatkan, susunan biomassa yang umumnya terdiri dari selulosa, hemiselulosa, dan lignin harus dipecah. Karena hanya selulosa dan hemiselulosa yang dapat dikonversi menjadi etanol, sedangkan lignin relatif sulit untuk dihancurkan secara mikrobiologis dan akan menjadi limbah. Selanjutnya ialah bioetanol generasi ketiga (G3) adalah etanol yang terbuat dari alga, baik mikro maupun makro. Oleh karena itu bioetanol G3 ini sering disebut Etanol Alga. Yang terakhir adalah bioetanol generasi keempat (G4) atau sering disebut sebagai Etanol Lanjut (*Advanced Biofuel*). Salah satu contoh bioetanol G4 adalah bioetanol yang dihasilkan melalui biomassa yang telah mengalami modifikasi genetika (GMO) seperti enzim yang mampu melakukan *autohydrolysis* (Aiman, 2014).

Kelapa sawit yang memiliki nama ilmiah berupa *Elaeis Guineensis* Jacq merupakan salah satu komoditas hasil perkebunan yang mempunyai peran cukup penting dalam kegiatan perekonomian di Indonesia karena kemampuannya menghasilkan minyak nabati yang banyak dibutuhkan oleh sektor industri. Minyak kelapa sawit dapat digunakan untuk beragam kebutuhan, diantaranya yaitu minyak masak, minyak industri, maupun bahan bakar *biofuel* seperti biodiesel hingga bioetanol ([Badan Pusat Statistik Indonesia, 2023](#)).

TKKS atau tandan kosong kelapa sawit memiliki ketersediaan yang sangat berlimpah dan termasuk salah satu limbah berbentuk padatan yang dihasilkan dari industri minyak kelapa sawit ([Nazir et al., 2013](#)). Limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) umumnya dimanfaatkan menjadi pupuk. Tetapi banyak yang dibuang begitu saja atau bahkan hanya membakar limbah TKKS, sehingga hal tersebut dapat mencemari lingkungan. Produksi kelapa sawit pada tahun 2022 mengalami kenaikan sebesar 1,29% dari tahun 2021 yaitu menjadi sebesar 46,82 juta ton. Produksi kelapa sawit tertinggi pada tahun 2022 berasal dari Provinsi Riau dengan angka sebesar 18,67% atau menghasilkan kelapa sawit sebesar 8.603.509,4 ton dari total produksi ([Badan Pusat Statistik Indonesia, 2023](#)).

Indonesia merupakan salah satu negara yang memiliki kesempatan besar untuk mengembangkan *biofuel* karena memiliki sumber daya alam yang sangat memadai. Di mana banyak sumber daya alam yang limbahnya

belum dimanfaatkan secara menyeluruh, seperti halnya pada sektor pertanian yang mengolah jagung, kelapa sawit, singkong, tebu, dan lain sebagainya. Tanaman tersebut memiliki limbah yang mengandung lignoselulosa yang bila diolah dapat menjadi salah satu *biofuel* berupa bahan bakar bioetanol.

1.2 Penentuan Kapasitas Prarancangan

Penentuan kapasitas produksi pabrik “Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit” ini ditentukan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

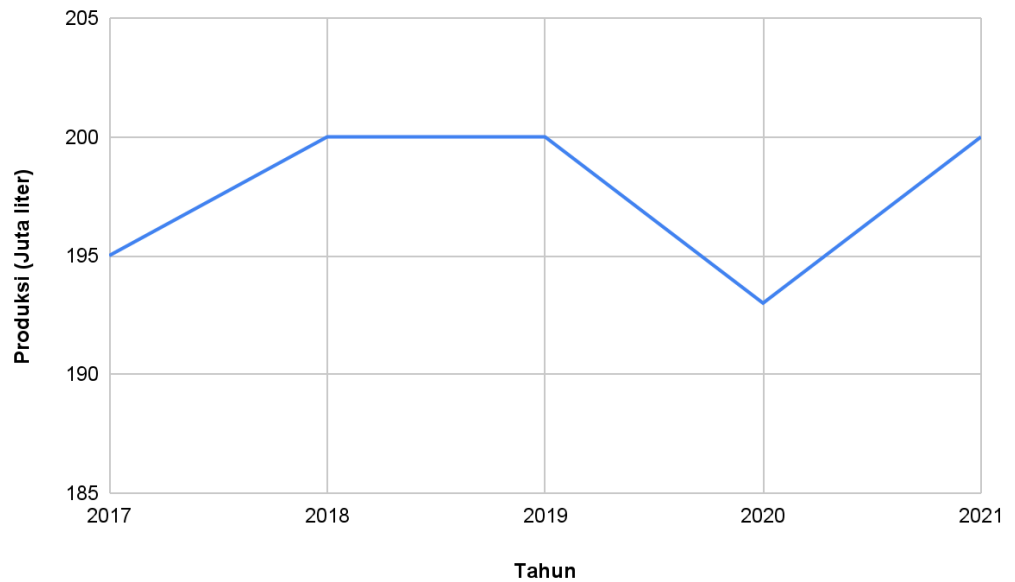
1.2.1 Produksi Bioetanol di Indonesia

Berdasarkan data produksi bioetanol di Indonesia oleh [Rahmanulloh \(2023\)](#) dapat dilihat pada Tabel 1.1 di bawah ini.

Tabel 1.1 Data Produksi Bioetanol di Indonesia

Tahun	Produksi (juta liter)
2017	195
2018	200
2019	200
2020	193
2021	200

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik seperti di bawah ini.



Gambar 1.1 Grafik Produksi Bioetanol

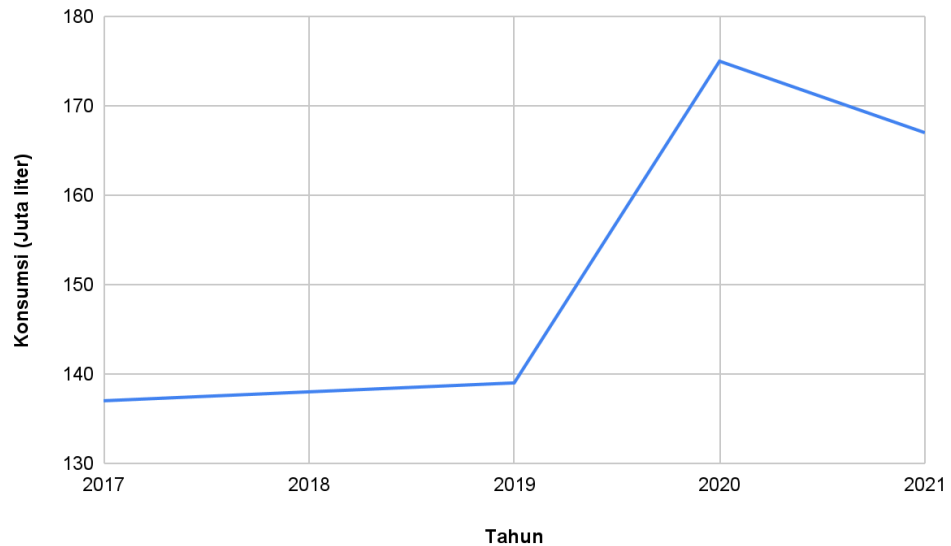
1.2.2 Konsumsi Bioetanol di Indonesia

Indonesia tergolong cukup tinggi dalam penggunaan bioetanol, jumlah konsumsi bioetanol di Indonesia berdasarkan data [Rahmanulloh \(2023\)](#) dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Konsumsi Bioetanol di Indonesia

Tahun	Konsumsi (juta liter)	% Pertumbuhan
2017	137	-
2018	138	0,73%
2019	139	0,72%
2020	175	25,90%
2021	167	-4,57%
Rata-rata		5,70%

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik seperti dibawah ini.



Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Bioetanol

Untuk mengetahui persen pertumbuhan dapat menggunakan rumus berikut:

$$\% \text{ Pertumbuhan (satu tahun)} = \frac{\text{Nilai Akhir} - \text{Nilai Awal}}{\text{Nilai Awal}} \times 100 \quad (1.1)$$

Pada Tabel 1.2 diperoleh kenaikan rata-rata konsumsi bioetanol per tahun sebesar 5,70%, maka perkiraan jumlah konsumsi bioetanol tahun 2029 dihitung menggunakan rumus berikut:

$$m_k = p(1 + i)^n \quad (1.2)$$

Keterangan:

m_k = Jumlah konsumsi yang dicari pada tahun 2029 (juta liter)

p = Jumlah konsumsi bioetanol tahun 2021 (juta liter)

n = selisih tahun 2021 hingga 2029

i = rata-rata kenaikan konsumsi bioetanol tiap tahun (%), maka

$$\begin{aligned}m_k &= 167(1 + 5,7\%)^8 \\ &= 260,1189 \text{ juta liter}\end{aligned}$$

Nilai densitas (ρ) etanol: 0,789 ton/kiloliter

$$\begin{aligned}\text{Massa etanol} &= 260,1189 \text{ juta liter} \times 1000 \times 0,789 \text{ ton/kilo liter} \\ &= 205.233,7966 \text{ ton}\end{aligned}$$

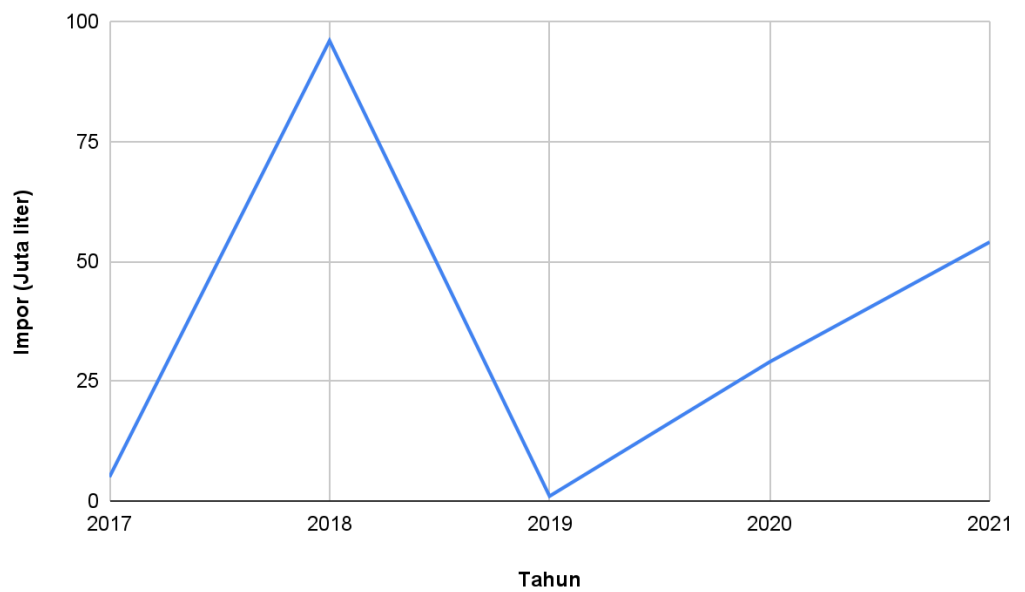
1.2.3 Impor Bioetanol di Indonesia

Beberapa tahun terakhir Indonesia juga melakukan impor dari beberapa negara, berdasarkan data dari [Rahmanulloh \(2023\)](#) dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Impor Bioetanol di Indonesia

Tahun	Impor (Juta liter)
2017	5
2018	96
2019	1
2020	29
2021	54

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik seperti dibawah ini.



Gambar 1.3 Grafik Impor Bioetanol

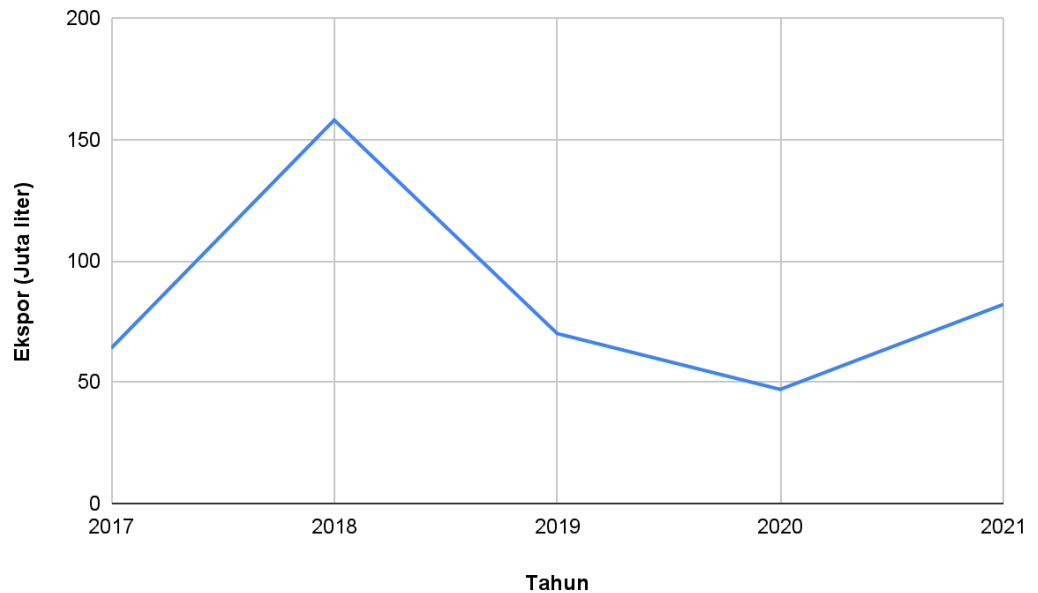
1.2.4 Ekspor Bioetanol di Indonesia

Ekspor bioetanol di Indonesia cukup tinggi jika dibandingkan dengan nilai jumlah impornya. Berdasarkan data dari [Rahmanulloh \(2023\)](#) dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Data Ekspor Bioetanol di Indonesia

Tahun	Ekspor (Juta liter)
2017	64
2018	158
2019	70
2020	47
2021	82

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik seperti dibawah ini.



Gambar 1.4 Grafik Ekspor Bioetanol

1.2.5 Pabrik Etanol di Indonesia

Indonesia juga memiliki beberapa pabrik penghasil etanol dengan berbagai kapasitas produksi per tahunnya. Data pabrik penghasil etanol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Data Pabrik Etanol di Indonesia

Sumber	Nama Pabrik	Tempat Pabrik	Kapasitas Produksi (Ton/tahun)
(PT BARATA INDONESIA (Persero), n.d.)	Barata Indonesia	Gresik	28.798,5
(PTPN X, n.d.)	PT. Enero	Mojokerto	28.798,5
(Molindo, n.d.)	PT. Molindo Raya Industrial	Lawang	63.120

1.2.6 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku untuk produk yang digunakan untuk pembuatan bioetanol yaitu berasal dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) di mana satu ton TKKS itu sendiri berasal dari 23% tandan buah segar (TBS) (Fuadi & Pranoto, 2016). Menurut Bradley (2009), dalam satu ton TKKS dapat menghasilkan 247 kg bioetanol.

Berdasarkan Badan Pusat Statistik Indonesia (2023), pada tahun 2022 terdapat 5 provinsi terbesar penghasil TBS, yaitu Riau, Kalimantan Tengah, Kalimantan Barat, Sumatera Utara, dan Kalimantan Timur. Persentase produksi TBS, TKKS, dan estimasi *yield* bioetanol yang dihasilkan dari 5 provinsi terbesar dan wilayah provinsi lain penghasil TBS dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Daftar Hasil Produksi TBS di Indonesia

No	Daerah	Persentase (%)	TBS (Ton)	TKKS (Ton)	Estimasi <i>Yield</i> Bioetanol (Ton)
1	Riau	18,67	8.741.294	2.010.498	496.593
2	Kalimantan Tengah	17,86	8.362.052	1.923.272	475.048
3	Kalimantan Barat	10,97	5.136.154	1.181.315	291.785
4	Sumatera Utara	10,79	5.051.878	1.161.932	286.997
5	Kalimantan Timur	8,76	4.101.432	943.329	233.002
6	Provinsi Lainnya	32,95	15.427.190	3.548.254	876.419
Total		100	46.820.000	10.768.600	2.659.844

Total jumlah ketersediaan TBS di Indonesia pada tahun 2022 sebanyak 46.820.000 ton dan untuk TKKS yang dihasilkan sebanyak 10.768.600 ton dengan estimasi *yield* bioetanol yang dihasilkan sebesar 2.659.844 ton.

Dari informasi, kalkulasi, pertimbangan, dan proyeksi konsumsi bioetanol yang telah dilakukan, maka diputuskan dibuatnya pabrik bioetanol dari TKKS dengan kapasitas produksi bioetanol 12,63% dari estimasi *yield* bioetanol yang dihasilkan dari provinsi Kalimantan Tengah, yaitu sebesar 60.000 ton/tahun dan pabrik ini akan didirikan di Kalimantan Tengah. Dengan ketersediaan bahan baku yang melimpah, khususnya dalam TKKS, pembuatan pabrik bioetanol dari TKKS diharapkan dapat memenuhi kebutuhan konsumsi bioetanol di Indonesia.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Bahan Baku dan Produk

a. Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) merupakan limbah padat terbesar yang dihasilkan oleh perkebunan kelapa sawit. Selama ini pemanfaatan tandan kosong di sektor industri hanya sebagai bahan bakar boiler atau pupuk, padahal dalam pemanfaatannya tandan kosong kelapa sawit memiliki potensi pemanfaatan menjadi produk dengan harga jual yang tinggi. Hal ini karena tandan kosong kelapa sawit banyak mengandung selulosa yang dapat dihidrolisis menjadi glukosa kemudian dilanjutkan ke

proses fermentasi agar dapat menjadi produk berupa bioetanol (Fuadi, 2016).

Setiap pengolahan satu ton tandan buah segar (TBS) menghasilkan tandan kosong kelapa sawit (TKKS) sebanyak 230–250 kg, cangkang sebanyak 65 kg, serat sebanyak 130–150 kg, dan biji sebanyak 55–60 kg. Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) merupakan limbah padat yang dihasilkan dari proses pembuatan minyak kelapa sawit dan mengandung selulosa sebanyak 45,95%, kadar abu sebanyak 1,23%, hemiselulosa sebanyak 22,84%, kadar air sebanyak 3,74%, dan lignin sebanyak 16,49% (Muzakhar, 2014).

Selulosa adalah sumber daya terbarukan yang paling melimpah dan berasal dari berbagai macam organisme hidup seperti tumbuhan, mikroorganisme (alga, jamur, bakteri), dan hewan. Selulosa adalah polisakarida yang terdiri dari beberapa rantai β -D-glucan yang terikat linier dengan tiga gugus hidroksil reaktif per unit anhidroglukopiranososa. Karena struktur polisakarida yang sangat kristalin, ketersediaan yang luas, biodegradabilitas yang sangat baik, ia telah menarik perhatian yang luas dari para peneliti untuk persiapan berbagai bahan fungsional. Selain itu, selulosa dan turunan selulosa telah banyak digunakan di berbagai bidang, salah satunya pada bidang energi (Tang et al., 2024).

Menurut [Azizah et al. \(2014\)](#), TKKS memiliki kandungan selulosa yang cukup tinggi yaitu 45,95%, selulosa tersebut digunakan sebagai substrat untuk menghasilkan glukosa yang akan digunakan sebagai umpan dalam proses fermentasi untuk menghasilkan bioetanol. Kadar selulosa sebanding dengan jumlah glukosa yang dihasilkan pada proses hidrolisis, oleh karena itu TKKS merupakan substrat atau bahan baku yang potensial untuk dijadikan bioetanol ([Fuadi & Pranoto, 2016](#); [Purnomo & Irianto, 2020](#)).

Hemiselulosa merupakan komponen *non-selulosa* dari dinding sel primer dan sekunder dan jumlahnya banyak mengikuti selulosa. Sementara selulosa terbentuk dari unit-unit glukosa, unit-unit monomer yang berbeda membentuk hemiselulosa. Hemiselulosa terdiri dari kelompok polisakarida heterogen yang terdiri dari unit-unit gula piranosa dan furanosa, termasuk xilosa, manosa, arabinosa, glukosa, dan asam galakturonat. Xilosa dan glukosa sering kali merupakan monomer yang paling banyak ditemukan dalam hemiselulosa ([Ciudad-Mulero et al., 2019](#)).

Hemiselulosa merupakan monomer karbohidrat yang paling melimpah setelah selulosa. Xilosa, arabinosa, manosa, galaktosa, dan polimer heterogen lainnya membentuk hemiselulosa. Hemiselulosa dibedakan dari selulosa dalam tiga bentuk.

1. Selulosa hanya mengandung unit 1,4- β -d-glukopiranoza, sedangkan hemiselulosa mengandung beberapa unit gula.
2. Selulosa merupakan polimer linier, sedangkan hemiselulosa memiliki struktur non-kristalin karena percabangan rantai.
3. Polimerisasi selulosa 10–100 lebih tinggi daripada hemiselulosa.

Hemiselulosa memiliki berat molekul rendah dan struktur amorf. Namun, hemiselulosa membuat struktur biomassa kokoh karena ikatan hidrogennya dengan selulosa dan ester aromatik dengan lignin (Elhassan et al., 2023).

Kata “lignin” berasal dari istilah Latin *lignum*, yang berarti kayu (Ribeiro et al., 2023). Jenis polimer kompleks yang dikenal sebagai lignin ditemukan di jaringan rangka diantara sebagian besar spesies tanaman, di mana ia memainkan peran struktural yang penting (Shaily et al., 2023). Lignin dapat membantu mengangkut air dan nutrisi, melindungi terhadap mikroorganisme, dan meningkatkan ketahanan mekanis tumbuhan. Lignin dianggap sebagai makromolekul dan biopolimer paling melimpah kedua di lingkungan, kedua setelah selulosa. Lignin merupakan zat amorf yang bersifat aromatik dan memiliki struktur yang kompleks (Ez-Zahraoui et al., 2023).

b. Bioetanol

Bioetanol merupakan *biofuel* organik yang telah diidentifikasi dan dimanfaatkan sebagai bahan bakar alternatif untuk mengurangi penggunaan bahan bakar fosil. Produksi bioetanol terdiri dari sejumlah unit operasi yang memungkinkan diperolehnya etanol bermutu tinggi dari biomassa lignoselulosa yang merupakan substrat terbarukan yang dapat berkontribusi terhadap keberlanjutan lingkungan. Bahan baku ini dapat diperoleh dari sisa-sisa pertanian dengan biaya rendah dan ketersediaan tinggi dan komponen utamanya adalah selulosa, hemiselulosa, dan lignin ([García-García et al., 2018](#)).

Bioetanol mempunyai rumus molekul C_2H_5OH dengan rumus bangunnya CH_3-CH_2-OH namun sering ditulis dengan EtOH (Ethyl-OH) atau rumus empiris C_2H_6O yang merupakan bagian dari kelompok metil (CH_3) yang terhubung dengan kelompok hidroksil ($-OH$). Bioetanol diproduksi dari biomassa yang mengandung gula, pati dan selulosa ([Arlianti, 2018](#)).

Melansir dari [PERTAMINA \(2024\)](#), terdapat beberapa manfaat lain dalam penggunaan bioetanol sebagai bahan bakar, antara lain:

1. Sumber energi terbarukan: bioetanol diproduksi dari tanaman yang dapat diperbarui setiap tahun.
2. Mengurangi ketergantungan pada Minyak Fosil: Penggunaan bioetanol sebagai bahan bakar dapat

mengurangi ketergantungan pada minyak bumi, yang sering kali diimpor dari negara-negara dengan kondisi geopolitik yang tidak stabil.

3. Mendukung pertanian lokal: Produksi bioetanol dapat memberikan peluang ekonomi bagi petani dan komunitas pedesaan dengan menciptakan permintaan baru untuk tanaman energi.

Dibandingkan dengan minyak berbahan dasar fosil, bioetanol merupakan bahan bakar alternatif yang sangat baik, sebab bioetanol diolah dari tumbuhan yang memiliki keunggulan yaitu mampu menurunkan emisi CO₂ hingga 18% (F et al., 2016).

1.3.2 Proses Pembuatan Etanol

Etanol merupakan bahan bakar terbarukan yang berwarna bening, mudah terbakar, beroktan tinggi, dan terbuat dari berbagai bahan tanaman, salah satunya adalah tandan kosong kelapa sawit (Global Green Chemical, n.d.). Adapun berbagai proses pembuatan etanol, antara lain:

a. Produksi Etanol menggunakan *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF)

Fermentasi etanol adalah proses biokimia di mana gula, seperti glukosa (C₆H₁₂O₆), fruktosa dan sukrosa, diubah menjadi etanol (C₂H₅OH) dan karbon dioksida (CO₂) menggunakan ragi atau mikroorganisme lainnya. Glukosa dan fruktosa adalah monosakarida dengan enam atom karbon, dan dengan demikian

disebut gula 6-karbon. Sukrosa adalah disakarida yang terbuat dari glukosa dan fruktosa yang disatukan (Ruane et al., 2010).

Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF) atau dikenal dengan proses sakarifikasi fermentasi serentak (SFS) merupakan tahap hidrolisis polisakarida dengan bantuan enzim dan tahap fermentasi dengan bantuan *yeast* yang berlangsung simultan dalam satu tangki reaktor (Liu et al., 2014). Di antara mikroorganisme yang paling beradaptasi dengan jenis fermentasi ini adalah jamur, yang lebih menyukai produksi enzim yang tinggi. Enzim yang diproduksi dalam SSF adalah amilase, protease, xilanase, selulase, dan pektinase. Bahan-bahan yang biasa digunakan pada SSF sebagian besar terdiri dari selulosa, hemiselulosa, lignin, pati, pektin, dan protein, yang mencirikannya sebagai bahan yang sangat heterogen, dan ini berfungsi baik sebagai sumber karbon dan energi juga sebagai pendukung pertumbuhan mikroba.

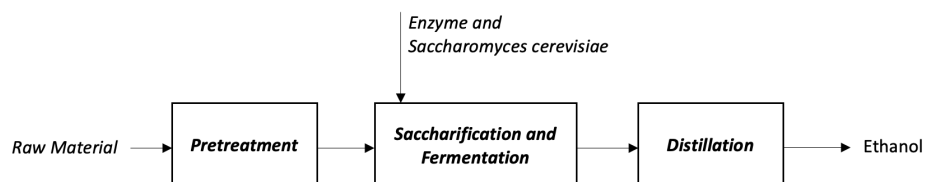
SSF memiliki kelebihan seperti penggunaan substrat dengan nilai tambah rendah, volume media yang lebih sedikit, dan investasi yang lebih sedikit pada bioreaktor karena proses sakarifikasi dan fermentasi terjadi hanya pada satu reaktor (Confortin et al., 2019).

Secara umum sintesis bioetanol yang berasal dari biomassa terdiri dari dua tahap utama, yaitu hidrolisis dan fermentasi. Pada

metode terdahulu proses hidrolisis dan fermentasi dilakukan secara terpisah atau *Separated Hydrolysis and Fermentation* (SHF) dan yang terbaru adalah proses *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF) atau Sakarifikasi dan Fermentasi Serentak (SFS).

SSF pertama kali dikenalkan oleh [Takagi et al. \(1977\)](#) yaitu kombinasi antara hidrolisis menggunakan enzim selulase dan *yeast S. cerevisiae* untuk fermentasi gula menjadi etanol secara simultan. Proses SSF sebenarnya hampir sama dengan dengan proses yang terpisah antara hidrolisis dengan enzim dan proses fermentasi, hanya dalam proses SSF hidrolisis dan fermentasi dilakukan dalam satu reaktor.

Berdasarkan prosesnya, terdapat diagram alir proses secara umum yang biasa dilakukan dalam pembuatan etanol dengan cara biokimia menggunakan metode SSF yang dapat dilihat pada Gambar 1.5.



Gambar 1.5 Diagram Alir Proses Bioetanol dengan Metode SSF

Proses produksi bioetanol dari TKKS secara garis besar dapat dikelompokkan menjadi 3 tahap. Tahap pertama adalah tahap

perlakuan awal atau *pretreatment* TKKS dengan tujuan untuk menghilangkan lignin, mengurangi kristalinitas selulosa, meningkatkan porositas dan mengubah TKKS menjadi pulp. Tahap kedua adalah tahap hidrolisis/sakarifikasi dan fermentasi yang bertujuan mengubah selulosa TKKS menjadi etanol, dan tahap terakhir adalah pemurnian untuk mendapatkan etanol dengan konsentrasi tinggi (Muryanto et al., 2016).

Proses *pretreatment* biomassa lignoselulosa merupakan proses pemecahan ikatan lignin, di mana lignin mengikat hemiselulosa dan selulosa. *Pretreatment* dilakukan untuk membuka struktur lignoselulosa agar selulosa menjadi lebih mudah diakses oleh enzim yang memecah polimer polisakarida menjadi monomer gula. Jika tidak dilakukan *pretreatment* terlebih dahulu, lignoselulosa sulit untuk dihidrolisis karena ikatan lignin sangat kuat melindungi selulosa, sehingga dikhawatirkan akses enzim ketika proses hidrolisa tidak terjadi dengan baik.

Selanjutnya ialah proses hidrolisis dan fermentasi. Hidrolisis merupakan proses pemecahan polisakarida di dalam biomassa lignoselulosa, yaitu selulosa dan hemiselulosa menjadi gula penyusunnya. Hidrolisis yang sempurna ialah hidrolisis selulosa menghasilkan glukosa dan hemiselulosa menghasilkan beberapa monomer gula pentosa (C_5) dan heksosa (C_6). Kemudian, fermentasi adalah suatu kegiatan penguraian bahan karbohidrat

yang tidak menimbulkan bau busuk dan menghasilkan gas karbondioksida. Proses fermentasi yang busuk merupakan fermentasi yang terdapat kontaminan selama terjadinya reaksi. Fermentasi membentuk alkohol dari gula dilakukan oleh suatu mikroba, contohnya *Saccharomyces cerevisiae* (Novia et al., 2017).

b. Produksi Etanol dari *Syngas*

Proses produksi selain menggunakan biokimia seperti SSF yaitu menggunakan proses termokimia untuk menghasilkan etanol di mana proses tersebut tidak menggunakan mikroorganisme apa pun. Dalam proses ini, bahan biomassa pertama-tama digasifikasi secara termokimia dan gas sintesis dilewatkan melalui reaktor yang berisi katalis, yang menyebabkan gas diubah menjadi etanol (Badger, 2002). Gasifikasi adalah proses termokimia yang mengubah bahan bakar yang mengandung karbon seperti biomassa menjadi gas yang mudah terbakar. Menurut Safarian et al. (2020), temperatur gasifikasi yang ideal untuk produksi bioetanol dari biomassa yaitu antara 700–1000 °C, rentang temperatur ini penting untuk efisiensi gasifikasi dan hasil bioetanol yang tinggi.

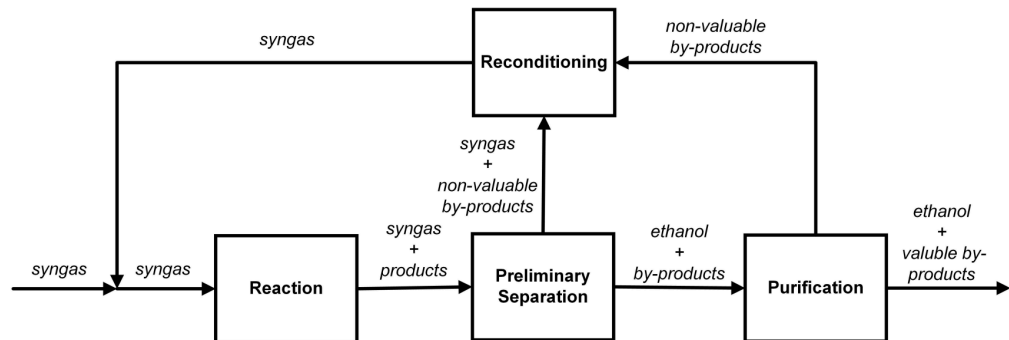
Metode yang menggunakan gasifikasi sebagai langkah pertama, biomassa digasifikasi menghasilkan sebuah campuran dengan jumlah yang bervariasi dari CO dan H₂ yang merujuk sebagai *synthesis gas* atau *syngas*. Istilah ini berasal dari penggunaannya sebagai zat antara kimia untuk produksi amonia,

metanol, dan banyak bahan kimia lainnya (Roddy, 2013). Salah satu metode yang menggunakan gasifikasi untuk menghasilkan etanol yaitu *gasification-catalytic synthesis* (dikenal sebagai *thermochemical route*), setelah pengkondisian *syngas*, diubah secara katalitik menjadi etanol dan alkohol yang lebih tinggi (Valle et al., 2015).

Termokimia tampaknya lebih menarik secara ekonomi. Termokimia memiliki beberapa keunggulan, seperti waktu reaksi yang lebih pendek jika dibandingkan dengan fermentasi, hampir terkonversi sepenuhnya dari biomassa termasuk lignin, dan ketangguhan teknologi (dikenal sejak 1930-an melalui *Fischer-Tropsch synthesis*) (Dias et al., 2014; Miranda et al., 2015). Katalitik konversi dari *syngas* menjadi alkohol bisa juga bermanfaat karena fleksibilitas yang tinggi, baik menggunakan bahan baku terbarukan ataupun tidak terbarukan (Surisetty et al., 2011). Proses gasifikasi dengan mudah mengubah semua komponen utama biomassa menjadi *syngas* sehingga memungkinkan integrasi rute termokimia dengan berbagai proses yang menghasilkan aliran limbah yang mengandung produk biomassa (Liew et al., 2014; Munasinghe & Khanal, 2010).

Berdasarkan desain prosesnya, dibuat struktur umum terlebih dahulu untuk membandingkan proses yang digunakan

secara berbeda tetapi dengan kriteria yang sama seperti pada Gambar 1.6.



Gambar 1.6 Struktur Umum Proses *Syngas* Menjadi Etanol (Miranda et al., 2020).

Struktur umum dibagi menjadi 4 bagian dan memiliki fungsinya masing-masing yaitu *reaction* yaitu berfungsi sebagai konversi *syngas* menjadi etanol dan produk lainnya menggunakan *Plug Flow Reactor*, *preliminary separation* berfungsi untuk pemisahan *syngas* yang tidak bereaksi dan senyawa volatil, *purification* berfungsi untuk pemurnian etanol dan penambahan nilai produk, dan *reconditioning* berfungsi untuk rekondisi dan mendaur ulang *syngas* dan produk yang tidak bernilai (Miranda et al., 2020).

Menurut Miranda et al. (2020), dengan reaksi yang disesuaikan dan dikonfigurasi, analisis sensitivitas dilakukan untuk mendapatkan kondisi reaktor yang paling baik untuk produksi etanol. Terdapat beberapa dampak paling berpengaruh

pada konversi dan selektivitas etanol pada reaksi, yaitu temperatur (Subramani & Gangwal, 2008), tekanan (Gupta et al., 2011; Spivey & Egbebi, 2007), perbandingan molar CO:H₂ (Gupta et al., 2011), dan massa katalis. Kondisi suhu dan perbandingan molar CO:H₂ berturut-turut 250–350 °C dan 1:2. Hasil percobaan Miranda et al. (2020) menunjukkan jika selektivitas etanol rendah, seringkali menunjukkan tingginya nilai konversi *syngas*.

Pada bagian *preliminary separation* memiliki tujuan utama untuk memperoleh kembali *syngas* yang tidak bereaksi dan membuat pemisahan senyawa volatil. Pada tahap ini dapat melakukan pendekatan *unit* operasi sederhana, yaitu menggunakan *flash drum* dan *distillation columns*, mengikuti pendekatan yang mirip dengan yang digunakan oleh Heijden and Ptasinski (2012) dan Atsonios et al. (2013). Karakteristik *flash drum* yang diperoleh bertujuan untuk memulihkan setidaknya 99% massa dari *syngas* pada *top stream* dan 99% massa dari alkohol dan air pada *bottom stream*.

Setelah pemisahan pertama, arus bawah dari *flush drum* diarahkan menuju kolom distilasi yang memulihkan kuantiti minimum dari hidrokarbon dan CO₂ encer pada keluaran atas kolom distilasi dan semua campuran dari alkohol (terutama etanol) dan air pada keluaran bawah. Operasi ini menargetkan analisis

sensitivitas untuk mendapatkan 99.9% dari campuran air dan alkohol, yang dikirimkan ke *purification* (Miranda et al., 2020).

Terkait efisiensi, *purification* tahapan yang paling penting dalam *syngas-to-ethanol process*. Campuran kompleks memasuki bagian purifikasi agar produk dapat dijual, sistem pemurnian yang kompleks dengan serangkaian kolom distilasi dan ekstraktif distilasi sebagaimana yang dijelaskan oleh Subramani and Gangwal (2008) dan Heijden and Ptasinski (2012) yang mungkin diperlukan untuk mencapai proses yang diinginkan.

Proses purifikasi dilakukan pada produk yang diinginkan seperti etanol yang dilakukan dua tahap. Pada separator 1 yaitu *extractive distillation* digunakan untuk menghidrasi campuran yang datang dari *preliminary separation* karena kehadiran azeotrop pada aliran masuk (etanol+air) (Miranda et al., 2020). Kemudian dilanjutkan pada separator ke-2 menggunakan distilasi konvensional yang digunakan untuk memisahkan alkohol menjadi fraksi etanol (Heijden & Ptasinski, 2012).

Pada bagian *reconditioning* digunakan untuk meniru pemulihan dan menggunakan kembali *syngas* kedalam proses (Miranda et al., 2020). Operasi ini pada situasi yang ideal di mana semua produk yang tidak diinginkan diubah dan dimurnikan sehingga diasumsikan menghasilkan *syngas* yang bersih. Penggunaan jenis ini dibenarkan oleh masalah industri dan

simulasi sebagai akumulasi dari gas “*inert*” pada arus *recycle* menuju reaktor, kehilangan bahan mentah dan masalah konvergensi simulator ketika berhadapan dengan *compound traces* (Atsonios et al., 2013; He & Zhang, 2011).

c. Hidrasi Langsung dengan Katalis

Adapun proses yang dapat menghasilkan etanol dengan cara lain adalah dengan cara hidrasi langsung dengan katalis. Reaksi hidrasi langsung dengan katalis ini berada dalam fase gas dan merupakan reaksi yang bersifat eksotermis. Seperti reaksi eksotermis lainnya, katalis diperlukan untuk menyesuaikan kecepatan reaksi pada suhu rendah. Karena mekanisme reaksi melewati ion karbonium, katalis yang cocok untuk reaksi ini adalah donor proton. Yang banyak digunakan adalah H_3PO_4 dengan pembawa seperti tanah diatomae, bentonine, alumina gel, dan opoka (Kirk & Othmer, 1998).

Proses pembuatan etanol dengan cara hidrasi langsung dengan katalis secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap yaitu persiapan bahan baku, pembuatan etanol, dan tahap pemisahan. Menurut Kirk and Othmer (1988) pada penjelasan prosesnya, Etilen dan air bebas garam dengan rasio mol 1:2 dipanaskan hingga mencapai suhu reaksi 250–300 °C dengan tekanan 60–80 bar. Karena reaksi eksotermis, gas keluar dari reaktor sekitar 50 °C lebih panas. Gas yang dipisahkan dari kondensat yang terbentuk

dicuci dengan air dalam absorber untuk mengambil sebanyak mungkin etanol dari gas kemudian etilen yang tidak terkonversi diumpankan kembali ke reaktor dengan *recycle* gas dari kompresor. Karena sekitar 4–5% dari umpan etilen ke reaktor yang terkonversi, perpindahan panas dari *recycle* gas penting untuk menghemat energi. Cairan *crude* etanol yang terbentuk sebagai hasil bawah pada absorber diekspansi dan etilen yang terlarut dalam *crude* etanol dipisahkan dan dikompresi kembali. Etanol dimurnikan dengan distilasi seperti sistem purifikasi pada fermentasi.

1.3.3 Perbandingan Proses Pembuatan Etanol

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Etanol

Parameter	SSF	Syngas	Hidrasi Langsung dengan Katalis
Temperatur (°C)	37	350	380
Tekanan (bar)	1	68,95	15
Konversi (%)	97*	78,47	95
Selektivitas (%)	-	72,20	98,50
Katalis	HCl	Rodium	H ₃ PO ₄

*Konversi terhadap glukosa

Berdasarkan Tabel 1.7, dari berbagai jenis proses pembuatan etanol dipilih proses pembuatan etanol dengan metode SSF dengan pertimbangan yaitu temperatur dan tekanan proses yang digunakan pada SSF tidak tinggi jika dibandingkan dengan proses pembuatan etanol metode *syngas* dan hidrasi

langsung dengan katalis, selain itu konversi etanol yang dihasilkan pada proses SSF juga lebih tinggi dibandingkan dengan proses yang lain.

1.4 Termodinamika dan Kinetika Reaksi

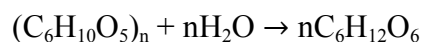
1.4.1 Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditunjukkan untuk mengetahui sifat reaksi proses baik secara eksotermis maupun endotermis. Data yang diperlukan seperti entalpi dan energi bebas gibbs dapat didapatkan melalui Aspen Plus V14 yang dapat dilihat pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Nilai Entalpi dan Energi Bebas Gibbs Pembentukan

Nama Senyawa	Rumus Kimia	ΔH_{f298}^o (kJ/kmol)	ΔG_{f298}^o (kJ/kmol)
Selulosa	$(C_6H_{10}O_5)_n$	-959.100	-641.000
Air	H ₂ O	-285.800,2	-237.160,2
Glukosa	C ₆ H ₁₂ O ₆	-1.275.725	-930.476,2
Etanol	C ₂ H ₅ OH	-277.512,8	-174.167,3
Karbon dioksida	CO ₂	-393.510	-394.370

a. Reaksi Hidrolisis



Pada rumus kimia selulosa memiliki *degree of polymerization* yang ditunjukkan pada 'n' di rumus kimianya. Menurut Tekin et al. (2014), selulosa merupakan polisakarida rantai panjang dengan *degree of polymerization* yang tinggi, yaitu

sekitar 10.000). Dengan adanya *degree of polymerization* tersebut, sehingga persamaan reaksi pada hidrolisis menjadi seperti:



$$\begin{aligned}\Delta H^o &= 10.000 \times \Delta H_f C_6H_{12}O_6 - (\Delta H_f (C_6H_{10}O_5)_{10.000} + (10.000 \times \\ &\quad \Delta H_f H_2O)) \\ &= 10.000 \times -1.275.725 - (-959.100 + (10.000 \times \\ &\quad -285.800,2)) \\ &= -9.898.288.900 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^o &= 10.000 \times \Delta G_f C_6H_{12}O_6 - (\Delta G_f (C_6H_{10}O_5)_{10.000} + (10.000 \times \\ &\quad \Delta G_f H_2O)) \\ &= 10.000 \times -930.476,2 - (-641.000 + (10.000 \times \\ &\quad -237.160,2)) \\ &= -6.932.519.000 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K^o &= EXP\left(\frac{-\Delta G^o}{RT}\right) \quad (1.3) \\ &= EXP\left(\frac{-(-6.932.519.000)}{8,314472 \times 298,15}\right) \\ &= e^{2.796.5436.197.399.567 \sqrt{e^{3.122.703.119}}}\end{aligned}$$

Mencari nilai $K_{310,15}$

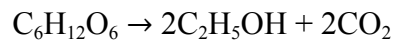
$$\ln \frac{K_{310,15}}{K^o} = -\frac{\Delta H^o}{R} \left(\frac{1}{T_{310,15}} - \frac{1}{T^o} \right) \quad (1.4)$$

$$\ln \frac{K_{310,15}}{e^{2.796.5436.197.399.567 \sqrt{e^{3.122.703.119}}}} = -\frac{-9.898.288.900}{8,314472} \left(\frac{1}{310,15} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$K_{310,15} = \frac{e^{2.642.0546.197.399.567 \sqrt{e^{3.122.703.119}}}}{38.442.469.514.101 \sqrt{e^{34.667.236.050.611}}}$$

Berdasarkan nilai $K_{310,15}$ yang sangat besar, dapat disimpulkan bahwa reaksi bergeser ke kanan, sehingga konversi dapat mencapai 100%. Karena nilai entalpi pembentukannya bernilai negatif sehingga diketahui jika reaksi bersifat eksotermis. Eksotermis merupakan suatu reaksi yang melepas kalor.

b. Reaksi Fermentasi



$$\begin{aligned}\Delta H^o &= (2 \times \Delta H_{f298}^o C_2H_5OH + 2 \times \Delta H_{f298}^o CO_2) + \Delta H_{f298}^o C_6H_{12}O_6 \\ &= (2 \times -277.513 + 2 \times -393.510) - (-1.275.725) \\ &= -66.321 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^o &= (2 \times \Delta G_{f298}^o C_2H_5OH + 2 \times \Delta G_{f298}^o CO_2) + \Delta G_{f298}^o C_6H_{12}O_6 \\ &= (2 \times -174.167 + 2 \times -394.370) - (-930.476) \\ &= -206.598 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\ln K^o = \frac{-\Delta G^o}{RT} \quad (1.5)$$

$$\ln K^o = \frac{-(-206.598 \text{ kJ/kmol})}{8,314472 \text{ kJ/kmol.k} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$K^o = 1,5647E+36$$

Mencari nilai $K_{310,15}$

$$\ln \frac{K_{310,15}}{K^o} = - \frac{\Delta H^o}{R} \left(\frac{1}{T_{310,15}} - \frac{1}{T^o} \right) \quad (1.6)$$

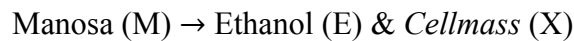
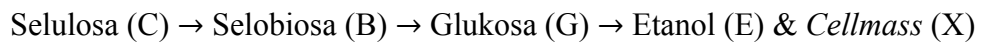
$$\ln \frac{K_{310,15}}{1,5647E+36} = - \frac{-66.321}{8,314472} \left(\frac{1}{310,15} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$K_{310,15} = 5,5576E+35$$

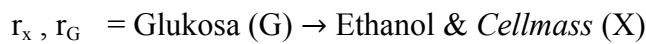
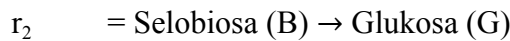
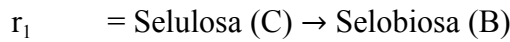
Berdasarkan nilai $K_{310,15}$ yang sangat besar, dapat disimpulkan bahwa reaksi bergeser ke kanan, sehingga konversi dapat mencapai 100%. Karena nilai entalpi pembentukannya bernilai negatif sehingga diketahui jika reaksi bersifat eksotermis. Eksotermis merupakan suatu reaksi yang melepas kalor.

1.4.2 Kinetika Reaksi

Menurut [Shadbahr et al. \(2016\)](#), reaksi yang digunakan pada pemodelan selulosa menjadi bioetanol seperti berikut:



dimana:



Berdasarkan reaksi tersebut, penulis menggunakan pemodelan matematika untuk merubah selulosa menjadi etanol sebagai berikut:

$$r_1 = \frac{k_1' [C] e^{-\lambda t}}{1 + [B]/K_{1B} + [G]/K_{1G}} \left(\frac{K_{1E}}{K_{1E} + [E]} \right) \quad (1.7)$$

$$\text{Dimana } k_1' = \frac{k_1 [\text{enzc}]}{K_{eq} + [\text{enzc}]} \quad (1.8)$$

$$r_2 = \frac{k_2 [\text{enzg}][B]}{K_M(1 + [G]/K_{2G}) + [B]} (1 - K_L[L]) \quad (1.9)$$

$$r_X = \mu_m [X] \left(\frac{[G] + [M]}{K_G + [G] + [M]} \right) \left(\frac{K_E}{K_E + [E]} \right) \quad (1.10)$$

$$r_G = \frac{[G]}{[G] + [M]} \left(\frac{r_X}{Y_{XG}} + m_s [X] \right) \quad (1.11)$$

$$r_M = \frac{[M]}{[G] + [M]} \left(\frac{r_X}{Y_{XG}} + m_s [X] \right) \quad (1.12)$$

$$\frac{d[C]}{dt} = -r_1 \quad (1.13)$$

$$\frac{d[B]}{dt} = 1.056r_1 - r_2 \quad (1.14)$$

$$\frac{d[G]}{dt} = 1.056r_2 - r_G \quad (1.15)$$

$$\frac{d[M]}{dt} = -r_M \quad (1.16)$$

$$\frac{d[X]}{dt} = r_X \quad (1.17)$$

$$\frac{d[E]}{dt} = 0.511 (r_G + r_M) \quad (1.18)$$

Dimana:

[B] = Konsentrasi *cellobiose* (g/L)

[C] = Konsentrasi selulosa (g/L)

[E] = Konsentrasi etanol (g/L)

[enzc] = Konsentrasi aktivitas selulase (FPU/g selulosa)

[enzg] = Konsentrasi aktivitas β -glukosidase (U/g selulosa)

[G] = Konsentrasi glukosa (g/L)

k_1 = Laju spesifik maksimum hidrolisis selulosa menjadi *cellobiose* (h^{-1})

k_1'	= Laju spesifik lumped hidrolisis selulosa menjadi <i>cellobiose</i> (h^{-1})
k_2	= Laju spesifik hidrolisis <i>cellobiose</i> menjadi glukosa ($g/U\ h$)
K_{eq}	= Konstanta kejenuhan adsorpsi selulase (FPU/g selulosa)
K_E	= Konstanta inhibisi etanol untuk mikroorganisme (g/L)
K_G	= Konstanta kejenuhan glukosa untuk mikroorganisme (g/L)
K_L	= Konstanta untuk adsorpsi β -glukosidase pada lignin (L/g)
K_m	= Konstanta kejenuhan <i>cellobiose</i> untuk β -glukosidase (g/L)
K_{IB}	= Konstanta inhibisi <i>cellobiose</i> terhadap β -glukosidase (g/L)
K_{IE}	= Konstanta inhibisi selulase oleh etanol (g/L)
K_{IG}	= Konstanta inhibisi selulase oleh glukosa (g/L)
K_{2G}	= Konstanta inhibisi β -glukosidase oleh glukosa (g/L)
$[L]$	= Konsentrasi lignin (g/L)
$[M]$	= Konsentrasi manosa (g/L)
m_s	= Laju spesifik konsumsi substrat untuk kebutuhan pemeliharaan (h^{-1})
r_G	= Laju volumetrik konsumsi glukosa ($g/L\ h$)
r_M	= Laju volumetrik konsumsi manosa ($g/L\ h$)
r_X	= Laju volumetrik produksi massa sel ($g/L\ h$)
r_1	= Laju volumetrik hidrolisis selulosa menjadi <i>cellobiose</i> ($g/L\ h$)
r_2	= Laju volumetrik hidrolisis <i>cellobiose</i> menjadi glukosa ($g/L\ h$)
t	= Waktu (h)
$[X]$	= Konsentrasi massa sel (g/L)
Y_{xG}	= Koefisien hasil massa sel dari glukosa (g/g)
λ	= Laju penurunan luas permukaan spesifik selulosa (h^{-1})

μ_m = Laju spesifik maksimum pertumbuhan mikroorganisme (h^{-1})

Data-data variabel yang digunakan pada persamaan pemodelan matematika tersebut sebagai berikut:

Tabel 1.9 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan

Variable	Nilai
[B] (g/L)	0
[C] (g/L)	220
[E] (g/L)	0,1
[enzc] (FPU/g selulosa)	15
[enzg] (U/g selulosa)	30
[G] (g/L)	0
k_1 (h^{-1})	0,256
k_2 (g/U h)	0,33
K_{eq} (FPU/g selulosa)	117,9
K_E (g/L)	50
K_G (g/L)	0,0053
K_L (L/g)	0,0053
K_M (g/L)	10,56
K_{IB} (g/L)	5,85
K_{IE} (g/L)	50,35
K_{IG} (g/L)	53,16
K_{2G} (g/L)	0,62
[L] (g/L)	10
[M] (g/L)	9
m_s (h^{-1})	0,01

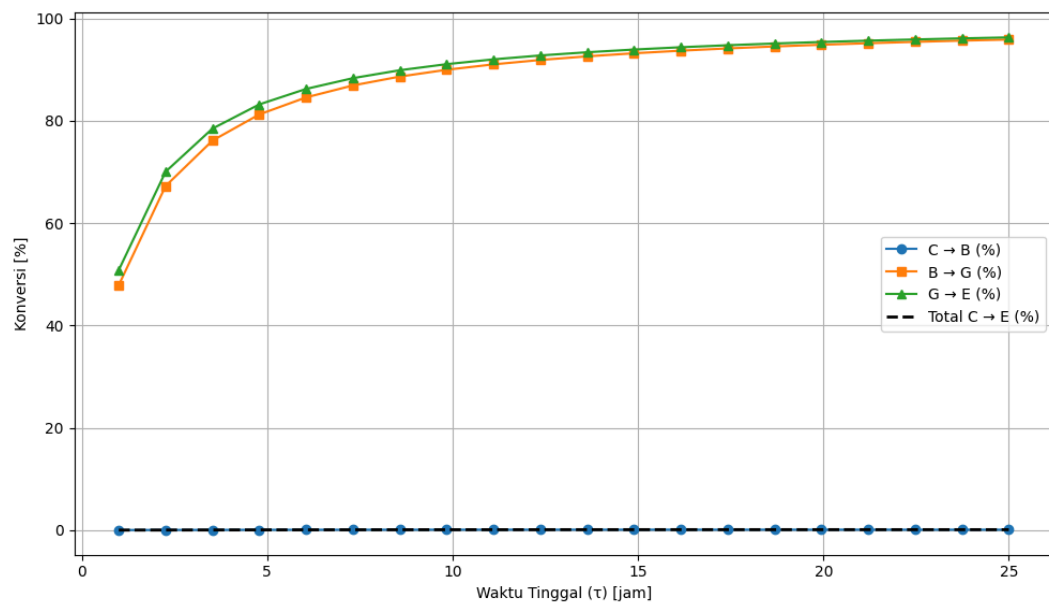
Tabel 1.10 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan (Lanjutan)

Variable	Nilai
[B] (g/L)	0
[C] (g/L)	220
[E] (g/L)	0,1
[enzc] (FPU/g selulosa)	15
[enzg] (U/g selulosa)	30
[G] (g/L)	0
k_1 (h^{-1})	0,256
k_2 (g/U h)	0,33
K_{eq} (FPU/g selulosa)	117,9
K_E (g/L)	50
K_G (g/L)	0,0053
K_L (L/g)	0,0053
K_M (g/L)	10,56
K_{IB} (g/L)	5,85
K_{IE} (g/L)	50,35
K_{IG} (g/L)	53,16
K_{2G} (g/L)	0,62
[L] (g/L)	10
[M] (g/L)	9
m_s (h^{-1})	0,01
[X] (g/L)	5
Y_{XG} (g/g)	0,113
λ (h^{-1})	0,064

Tabel 1.11 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan (Lanjutan)

Variable	Nilai
μ_m (h^{-1})	0,21

Berdasarkan persamaan [Shadbahr et al. \(2016\)](#) yang diselesaikan menggunakan ODE, didapatkan grafik waktu vs konversi sebagai berikut:



Gambar 1.7 Konversi vs Waktu Tinggal

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

1. Etanol

Rumus Molekul	: C_2H_5OH
Berat Molekul	: 46,07 gram/gmol
Titik Didih, Td	: 78,37 °C
Titik Beku, Tb	: -114 °C
Tekanan Uap (20 °C)	: 59 kPa
Densitas (20 °C)	: Sekitar 0,789 g/mL atau 0,81 g/cm ³
Impuritas	: Air
Konduktivitas panas, K	: 0,17 W/mK
Viskositas Kinematik (20 °C)	: 1,52 mm ² /s
Viskositas Dinamik (20 °C)	: 1,2 mPa.s
pH (10 g/l)	: 7
Viskositas	: 1,36 cP
Kemurnian	: $\geq 99,5\%$ (atau lebih tinggi)
Wujud	: Cairan jernih, tidak berwarna
Kadar Air	: Sangat rendah, biasanya $\leq 0,5\%$

(Rahmanda et al., 2024)

MSDS (Material Safety Data Sheet) Etanol

I. Nomor CAS

Nomor CAS: 64-17-5

II. *Diamond Hazard*



Gambar 2.1 *Diamond Hazard* Etanol

III. Identifikasi Bahaya

- Cairan dan uap sangat mudah terbakar.
- Dapat menyebabkan iritasi mata yang serius.
- Dapat menyebabkan iritasi pada kulit.
- Dapat menyebabkan iritasi saluran pernapasan.
- Simbol Bahaya: Mudah Terbakar.

IV. Piktogram

- Simbol api (untuk cairan mudah terbakar).
- Simbol tanda seru (untuk iritasi mata).
- Simbol siluet dada manusia (untuk menunjukkan bahaya kesehatan serius, seperti karsinogenik, mutagenik, atau toksik bagi organ, dan mengharuskan tindakan pencegahan ketat).

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. Tandan Kosong Kelapa Sawit

Sifat Fisik

Menurut penelitian yang dilakukan [Olisa and Kotingo \(2014\)](#), tandan kosong kelapa sawit memiliki sifat fisik sebagai berikut:

Tabel 2.1 Sifat Fisik Tandan Kosong Kelapa Sawit

No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Warna	Coklat
2	Wujud	Padat
3	Kadar Abu	6,87% wt
4	Karbon Tetap	13,31% wt
5	<i>Bulk Density</i>	112,04 kg/m ³

Sifat Kimia

Berikut tabel komposisi kimia tandan kosong kelapa sawit yang diperoleh dari data penelitian [Syafwina et al. \(2002\)](#):

Tabel 2.2 Sifat Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit

No	Sifat Kimia	Komposisi
1	Selulosa	37,3–46,5%
2	Hemiselulosa	25,3–33,8%
3	Lignin	27,6–32,5%
4	Abu	1–2%
5	Unsur Hara	2,48%
6.	Air	3,74%

2. Air

Rumus Molekul : H₂O

Wujud	: Cair
Bau	: Tidak berbau
Densitas	: 0,994 gr/cc (pada 300 °C)
Titik Didih, Td	: 100 °C
Titik Beku, Tb	: 0 °C
Temperatur Kritis	: 374,15 °C
Tekanan Kritis	: 218,3074 atm
Panas Jenis	: 0,9995 kal/gr.C
<i>Turbidity</i>	: 10 ppm
<i>Oxygen Consumed</i>	: 10 ppm
<i>Dissolved Oxygen</i>	: 0,1 ppm
<i>Total Hardness</i>	: 40 ppm

MSDS (Material Safety Data Sheet) Air

I. Nomor CAS

Nomor CAS: 7732-18-5

II. *Diamond Hazard*



Gambar 2.2 *Diamond Hazard Air*

III. Identifikasi Bahaya

Bahan ini tidak diklasifikasikan sebagai berbahaya menurut Undang-Undang Uni Eropa.

3. Natrium Hidroksida (NaOH)

Konsentrasi: 10%

Sifat Fisik

Tabel 2.3 Sifat Fisik Natrium Hidroksida

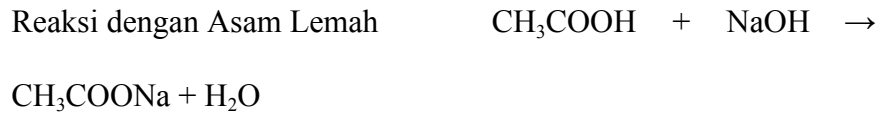
No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Rumus Molekul	NaOH
2	Wujud	Larutan (bening, tidak berwarna)
3	Densitas	2,13 g/cm ³
4	Massa Molar	40 g/mol
5	Titik Lebur	318 °C
6	Titik Didih	1.388 °C

Sifat Kimia

- Higroskopis
- Reaktif
- Eksotermis
- Merupakan basa kuat
- Senyawa NaOH mungkin juga bisa dikatakan sebagai salah satu senyawa yang paling umum dan paling kita kenal dalam reaksi asam basa seperti misalnya reaksi penetralan.

Senyawa ini bisa bereaksi dengan asam kuat dan asam lemah untuk membentuk garam.

Reaksi dengan Asam Kuat $\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$



(MSDS, 2017)

MSDS (Material Safety Data Sheet) NaOH

I. Nomor CAS

Nomor CAS: 1310-73-2

II. *Diamond Hazard*



Gambar 2.3 *Diamond Hazard* Natrium Hidroksida

III. Identifikasi Bahaya

- Korosif terhadap logam.
- Menyebabkan luka bakar kulit yang parah dan kerusakan mata.
- Dapat bersifat korosif terhadap saluran pernapasan.

IV. Piktogram

- Simbol korosi (simbol ini menggambarkan cairan korosif yang merusak logam dan kulit).

4. Asam Klorida (HCl)

Nama Kimia : Asam Klorida (Hydrochloric Acid)

Rumus Molekul : HCl

Berat Molekul : 36,46 g/mol

Kode HS : 2806.10.00 (untuk grade industri)

Sifat Fisik

Tabel 2.4 Sifat Fisik Asam Klorida

No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Wujud	Cairan bening-kuning, berbau tajam
2	Densitas	1,19 g/cm ³ (37%)
3	Titik Didih	110°C (20% sol.), 48°C (38% sol.)
4	Kelarutan	Larut sempurna dalam air
5	Volatilitas	Mudah menguap (asap di udara lembab)

Sifat Kimia

- Asam kuat (pH $\approx$ 0,1 untuk 1 M)
- Korosif terhadap logam dan jaringan
- Bereaksi hebat dengan basa (netralisasi)
- Melepaskan gas Cl₂ jika teroksidasi
- Bereaksi dengan logam (e.g., Zn $\rightarrow$ H₂)

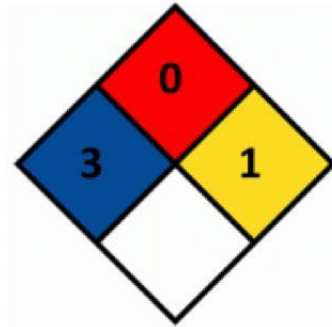
(Sigma-Aldrich, 2024)

MSDS (Material Safety Data Sheet) HCl

I. Nomor CAS

Nomor CAS: 7647-01-0

II. *Diamond Hazard*



Gambar 2.4 *Diamond Hazard* Asam Klorida

V. Identifikasi Bahaya

- Korosif: Menyebabkan luka bakar pada kulit, mata, dan saluran pernapasan.
- Toksik: Uapnya dapat mengiritasi paru-paru dan membran mukosa.
- Reaktif: Bereaksi hebat dengan logam (misalnya aluminium, seng) menghasilkan gas hidrogen (H_2) yang mudah terbakar.
- Berbahaya bagi Lingkungan: Dapat menurunkan pH air dan membahayakan organisme akuatik.

VI. Piktogram

- Bahan yang dapat merusak kulit, mata, atau logam.
- Toksik jika terhirup atau tertelan.

5. Natrium Klorida (NaCl)

Nama Kimia : Natrium Klorida

Rumus Molekul : NaCl

Berat Molekul : 58,44 g/mol

Kode HS : 2501.00.90 (untuk grade industri)

Sifat Fisik

Tabel 2.5 Sifat Fisik Natrium Klorida

No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Wujud	Kristal putih, tidak berbau
2	Densitas	2,16 g/cm ³ (padatan)
3	Titik Leleh	801°C
4	Kelarutan	35,9 g/100 mL air (20°C)
5	Konduktivitas	Konduktor listrik saat larut/lelehan

Sifat Kimia

- Senyawa ionik stabil
- Tidak mudah terurai
- Netral (pH 6,7–7,3 dalam larutan)
- Bereaksi dengan Ag⁺ membentuk AgCl (endapan putih)
- Tidak reaktif dengan udara

MSDS (Material Safety Data Sheet) NaCl

I. Nomor CAS

Nomor CAS: 7647-14-5

II. *Diamond Hazard*



Gambar 2.5 *Diamond Hazard NaCl*

III. Identifikasi Bahaya

- Iritan Ringan: Dapat menyebabkan iritasi mata atau kulit jika terpapar dalam jumlah besar.
- Bahaya Jika Tertelan: Konsumsi berlebihan dapat menyebabkan hipertensi atau gangguan elektrolit.
- Non-Reaktif: Stabil dalam kondisi normal, tidak mudah terbakar atau meledak.

VII. Piktogram

- NaCl tidak memiliki piktogram GHS karena dianggap tidak berbahaya dalam penggunaan normal. Namun, dalam bentuk serbuk halus, mungkin menyebabkan: Iritasi ringan pada kulit atau mata.

6. Karbon Dioksida (CO₂)

Rumus Molekul : CO₂

Berat Molekul : 44,01 gram/gmol

Wujud (25°)	: Gas tidak berwarna
Titik Didih, Td	: -78,5 °C
Titik Beku, Tb	: -56,6 °C
Cp (25 °C)	: 0,25 kal/gr °C
ΔH_f (25 °C)	: -94,05 kkal/mol
ΔG_f (25 °C)	: -56,9 kkal/mol
P Kritis (31 °C)	: 73,8 atm
Densitas (15 °C)	: 1,87 kg/m ³
Viskositas (-78 °C)	: 0,07 cp

(MSDS KARBON DIOKSIDA.Pdf, n.d.)

MSDS (Material Safety Data Sheet) CO₂

IV. Nomor CAS

Nomor CAS: 124-38-9

V. *Diamond Hazard*



Gambar 2.6 *Diamond Hazard* Karbon Dioksida

VI. Identifikasi Bahaya

- Gas di bawah tekanan; dapat meledak jika dipanaskan.
- Dapat menyebabkan rasa kantuk atau pusing.

- Dapat menggantikan oksigen dan menyebabkan sesak napas.
- Es kering (padat) dapat menyebabkan luka bakar beku.

VII. Piktogram

- Simbol gas bertekanan (CO₂ dalam bentuk gas berada di bawah tekanan, yang dapat menyebabkan ledakan jika dipanaskan atau wadah rusak).
- Untuk CO₂ Padat: menunjukkan bahaya luka bakar beku, karena es kering sangat dingin.

7. Pepton Kasein Hidrolisat Enzimatis

Sumber Protein : Kasein (susu)

Sifat Fisik

- Bentuk: Serbuk higroskopis
- Warna: Krem hingga kuning muda
- Kelarutan: Larut dalam air, menghasilkan larutan yang jernih hingga sedikit keruh

Sifat Kimia

Tabel 2.5 Sifat Kimia Pepton Kasein Hidrolisat Enzimatis

No	Sifat Kimia	Komposisi
1	Kandungan Nitrogen Total (N)	Biasanya $\geq 12,0\%$ (bisa bervariasi)
2	Kandungan Abu	$\leq 15,0\%$ (bisa bervariasi)
3	pH (larutan 2%)	6,5–7,5 (biasanya netral)

		hingga sedikit asam)
4	Kadar Air	$\leq 5,0\%$ (bisa bervariasi)

(Merck Millipore, 2024)

8. *Sodium Citrate Buffer*

Komponen Utama:

- Asam Sitrat (Citric Acid): $C_6H_8O_7$
- Natrium Sitrat (Sodium Citrate): $Na_3C_6H_5O_7$

Sifat Fisik

Tabel 2.6 Sifat Fisik *Sodium Citrate Buffer*

No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Bentuk	Padatan kristal putih
2	Bau	Tidak Berbau
3	Rasa	Asin, sedikit asam
4	Titik Lebur	300 °C (terurai)
5	Kelarutan	Sangat larut dalam air, sedikit larut dalam alkohol, tidak larut dalam eter
6	Densitas	1,7 g/cm ³
7	pH	4,5–5,5 (larutan 0,1 M)

Sifat Kimia

Tabel 2.7 Sifat Kimia *Sodium Citrate Buffer*

No	Sifat Kimia	Komposisi
1	Rumus Molekul	Na ₃ C ₆ H ₅ O ₇
2	Massa Molar	258,06 g/mol
3	Keasaman (pKa)	3,13; 4,76; 6,40
4	Kapasitas Penyangga	Efektif dalam rentang pH 3,0 - 6,2
5	Reaktivitas	Dapat bereaksi dengan asam kuat dan basa kuat
6	Stabilitas	Stabil pada suhu kamar, terurai pada suhu tinggi
7	Penyimpanan	Simpan di tempat yang sejuk, kering, dan terlindung dari cahaya

(National Center for Biotechnology Information, 2025)

9. *Enzyme Cellulase from Trichoderma reesei* ATCC 26921

CAS Number : 9012-54-8
EC Number : 3.2.1.4 (BRENDA, IUBMB)
EC Number : 232-734-4

Trichoderma reesei ATCC 26921 adalah strain jamur yang terkenal sebagai penghasil enzim selulase yang sangat efisien. Enzim selulase dari *T. reesei* ATCC 26921 banyak digunakan dalam industri untuk menghidrolisis selulosa menjadi gula sederhana.

Sifat Fisik

Tabel 2.8 Sifat Fisik *Enzyme Cellulase*

No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Asal	<i>Trichoderma reesei</i> ATCC 26921 (strain jamur)
2	Bentuk	Bubuk liofilisasi atau larutan
3	Warna	Putih hingga krem (bubuk)
4	Kelarutan	Larut dalam air

Sifat Kimia

Tabel 2.9 Sifat Kimia *Enzyme Cellulase*

No	Sifat Kimia	Komposisi
1	Komposisi Enzim	<i>Endo-β-1,4-glukanase</i> , <i>Ekso-β-1,4-glukanase</i> (<i>selobiohidrolase</i>), <i>β-glukosidase</i>
2	Aktivitas Enzim	Menghidrolisis selulosa menjadi glukosa
3	Kondisi Optimal	Suhu 45–60 °C, pH 4–5
4	Stabilitas	Dipengaruhi oleh suhu, pH, dan konsentrasi substrat
5	Inhibisi	Produk hidrolisis (glukosa dan selobiosa)

(Sigma-Aldrich, 2025)

10. *Saccharomyces Cerevisiae*

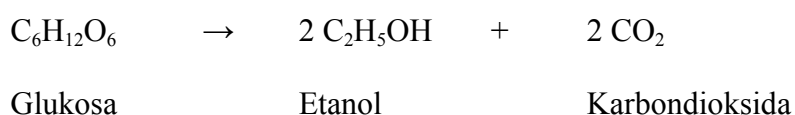
Sifat Fisik

Tabel 2.10 Sifat Fisik *Saccharomyces cerevisiae*

No	Sifat Fisik	Komposisi
1	Warna	Coklat
2	Wujud	Bubuk
3	pH Optimum	3,5–6,0

Sifat Kimia

Saccharomyces cerevisiae berfungsi untuk membantu pembentukan etanol dari senyawa glukosa.



(Lallemand Biofuels & Distilled Spirits, 2013)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau *quality control* pada pabrik bioetanol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku berupa tandan kosong kelapa sawit (TKKS), pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk berupa bioetanol.

1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengujian tandan kosong kelapa sawit (TKKS) pada skala pabrik sangat penting untuk memastikan kualitas bahan baku dan kesesuaiannya dengan proses produksi. Selain itu, penting juga untuk menguji komposisi tandan kosong kelapa sawit (TKKS) sebagai bahan baku bioetanol, beberapa standar pengujian yang relevan dapat digunakan, terutama yang berkaitan dengan analisis

lignoselulosa dan kadar air. Berikut adalah beberapa metode pengujian dan standar yang sesuai:

a. Pengujian Komposisi Kimia

- Analisis Lignoselulosa: Untuk menentukan kandungan selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Pengujian ini dapat dilakukan dengan metode *Chesson-Fraktion* atau *Van Soest* dengan standar pengujian berupa ASTM D1104, ASTM D1106, dan ASTM D1107.
- Analisis Unsur Hara: Bertujuan untuk menentukan kandungan N, P, K, dan unsur mikro. Pengujian unsur hara dapat dilakukan dengan metode Spektrofotometri atau *ICP-OES (Inductively Coupled Plasma Optical Emission Spectrometry)* dengan standar pengujian yaitu ASTM E1775. Selain ASTM E1775 juga terdapat SNI 3775:2019, standar nasional Indonesia untuk pupuk kompos. Walaupun TKKS akan dijadikan bioetanol, mengetahui kandungan unsur hara juga penting.
- Analisis Kadar Air: Untuk menentukan kandungan air dengan cara menghitung berat kering TKKS dan optimasi proses. Uji kadar air ini dapat dilakukan dengan pengeringan oven atau titrasi *Karl Fischer*.

- Analisis Kandungan Abu: Uji ini dilakukan untuk mengetahui kandungan residu anorganik setelah pembakaran dengan perlakuan berupa pembakaran sampel di *Muffle furnace*. Standar uji kandungan abu dapat dilakukan dengan ASTM D1102, standar ini menetapkan metode untuk penentuan kandungan abu dalam kayu dan produk kayu. Metode ini dapat diadaptasi untuk TKKS.
- Analisis Kandungan Minyak: Tujuannya adalah untuk mengukur jumlah minyak yang terkandung di dalam TKKS dengan metode ekstraksi dengan pelarut organik.

b. Pengujian Fisik:

- Ukuran dan Struktur: Untuk menilai ukuran partikel dan struktur TKKS. Pengujian ini dapat dilakukan dengan pengayakan atau analisis gambar.
- Densitas: Uji densitas ini adalah untuk menentukan kepadatan TKKS dan dapat dilakukan dengan metode pengukuran volume dan berat.

Selain uji komposisi kimia dan sifat fisik, pemilihan dan penyimpanan TKKS juga memiliki peran yang penting dalam pengendalian kualitas bahan baku. Untuk standar uji, selain standar ASTM (*American Society for Testing and Materials*) dan SNI

(Standar Nasional Indonesia), standar ISO (*International Organization for Standardization*) juga dapat digunakan sebagai referensi pengujian bahan baku TKKS.

2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian dan pengawasan pada saat proses produksi sangat penting untuk menjaga kelancaran dan kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian kualitas proses SSF (*Simultaneous Saccharification and Fermentation*) meliputi optimasi kondisi, pengendalian mikroorganisme, dan pengendalian enzim. Proses produksi di pabrik memerlukan penggunaan alat kontrol untuk memantau dan mengatur kondisi operasi, termasuk suhu dan tekanan. Alat-alat kontrol yang ada pada proses pembuatan bioetanol ini dapat berupa:

a. Flow Control

Pengendalian aliran (*flow control*) dalam proses bioetanol mengatur aliran bahan seperti TKKS, enzim, dan mikroorganisme, serta cairan dan gas dalam proses fermentasi dan pemisahan. Ini penting untuk memastikan jumlah yang tepat, kondisi optimal, dan keseimbangan dalam proses SSF. Alat kontrol seperti katup, pompa, dan *flow meter* digunakan untuk mengatur, memindahkan, dan mengukur aliran, yang bertujuan untuk menjaga konsistensi produk, meningkatkan efisiensi, dan mencegah gangguan.

b. Pressure Control

Pengendalian tekanan (*pressure control*) dalam pembuatan bioetanol adalah upaya untuk menjaga dan mengatur tekanan dalam berbagai tahapan proses produksi. Hal ini krusial karena tekanan yang tidak tepat dapat mempengaruhi efisiensi reaksi, kualitas produk, dan keselamatan operasional. Tujuannya adalah untuk memastikan tekanan tetap dalam rentang optimal, mencegah terjadinya ledakan atau kebocoran, dan menjaga kondisi yang stabil selama proses fermentasi, destilasi, dan tahap-tahap lainnya.

c. Temperature Control

Pengendalian suhu (*temperature control*) berpengaruh langsung terhadap efisiensi reaksi kimia dan aktivitas mikroorganisme. Dalam proses fermentasi, suhu optimal diperlukan agar mikroorganisme dapat mengubah gula menjadi etanol dengan efektif. Pada tahap pemisahan, pengendalian suhu yang tepat diperlukan untuk memisahkan etanol dari campuran cairan.

d. Weight Control

Pengendalian berat (*weight control*) dalam pembuatan bioetanol merujuk pada pemantauan dan pengaturan massa bahan-bahan yang digunakan dalam

proses produksi. Hal ini penting untuk memastikan komposisi yang tepat dari campuran reaksi, efisiensi penggunaan bahan baku, dan konsistensi kualitas produk akhir. Tujuannya adalah untuk memastikan bahan baku, enzim, dan mikroorganisme ditambahkan dalam jumlah yang sesuai, serta untuk memantau produk hasil untuk memastikan kesesuaiannya dengan standar yang ditetapkan.

Untuk membuat bioetanol yang bagus, proses SSF perlu dikontrol dengan ketat. Seperti mengatur suhu dan keasaman agar enzim dan mikroorganisme bekerja maksimal, mengaduk campuran agar merata, dan menggunakan jumlah enzim dan mikroorganisme yang pas. Selain itu, penting untuk menjaga kebersihan dengan menggunakan mikroorganisme yang murni, mensterilkan media, dan memantau pertumbuhan mikroorganisme. Enzim yang digunakan juga harus berkualitas tinggi, disimpan dengan benar, dan diuji secara berkala.

3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dalam proses pembuatan bioetanol adalah serangkaian tindakan sistematis yang dilakukan untuk memastikan bioetanol yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan. Berikut adalah beberapa aspek penting dari pengendalian kualitas produk dalam pembuatan bioetanol:

a. Pengujian Kandungan Etanol

Seperti mengukur kadar etanol dalam produk akhir menggunakan metode analisis yang akurat, dapat dilakukan dengan menggunakan kromatografi gas (GC) dengan standar uji ASTM D5501 untuk menentukan kadar etanol dalam bahan bakar dengan kromatografi gas juga ASTM D4815 untuk menentukan kadar oksigenat (termasuk etanol) dalam bensin dengan kromatografi gas.

b. Pengujian Sifat Fisik dan Kimia

Mengukur sifat fisik dan kimia produk akhir, seperti densitas, viskositas, dan titik didih. Selain kromatografi gas (GC), pengujian densitas juga diperlukan untuk mengetahui kandungan etanol dengan ASTM D4052 sebagai standar untuk mengukur densitas dan kerapatan relatif cairan dengan densimeter digital atau ASTM D1298 untuk mengukur densitas minyak bumi dan produk cair terkait.

Dan untuk memastikan kadar etanol memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan, dapat dilakukan dengan uji SNI 7390-2012. Standar ini menetapkan persyaratan mutu dan metode uji bioetanol terdenaturasi untuk gasohol.

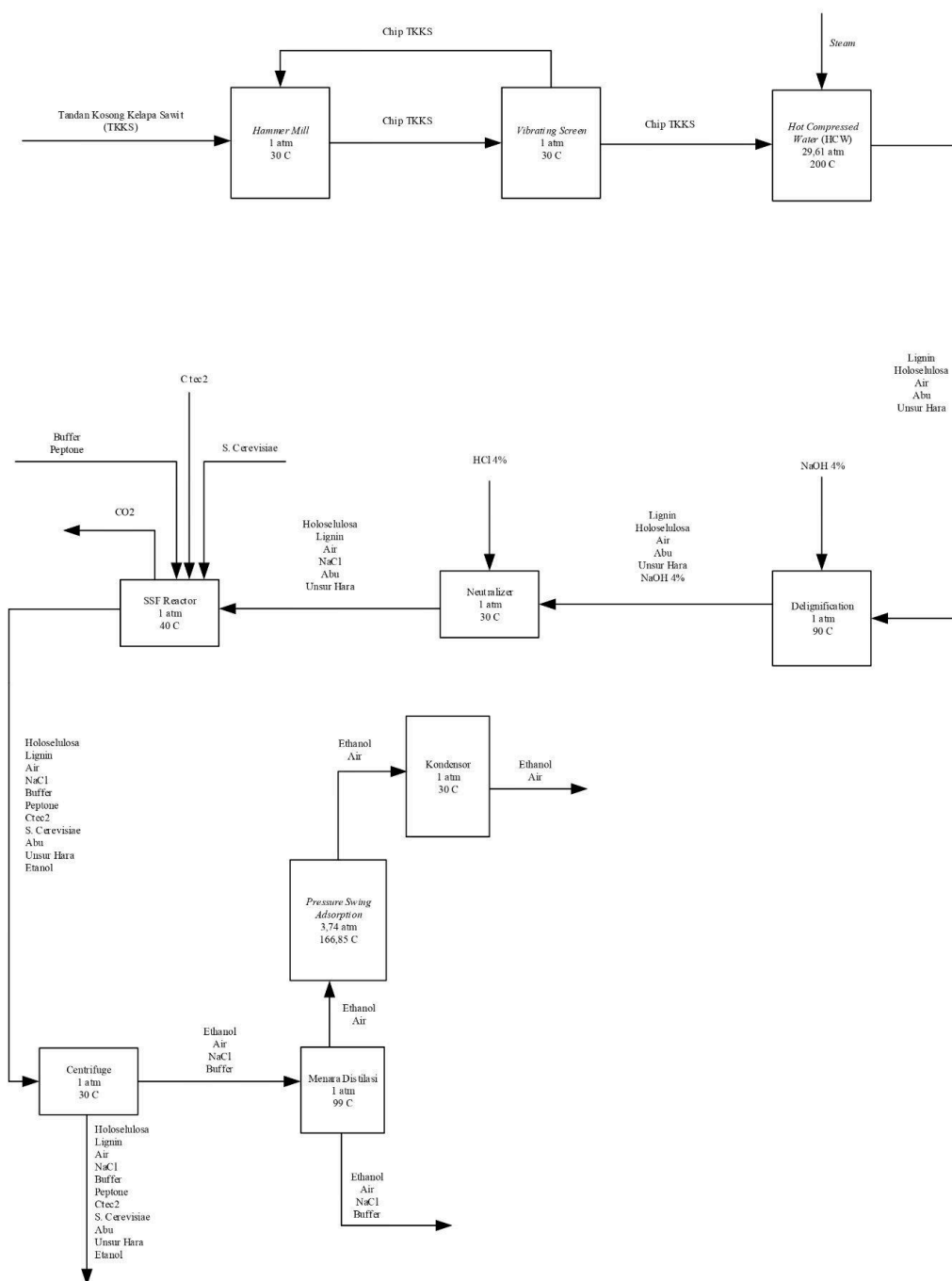
c. Penerapan Sistem Manajemen Mutu

Menerapkan sistem manajemen mutu, seperti ISO 9001, untuk memastikan pengendalian kualitas yang konsisten dan terukur.

BAB III PERANCANGAN PROSES

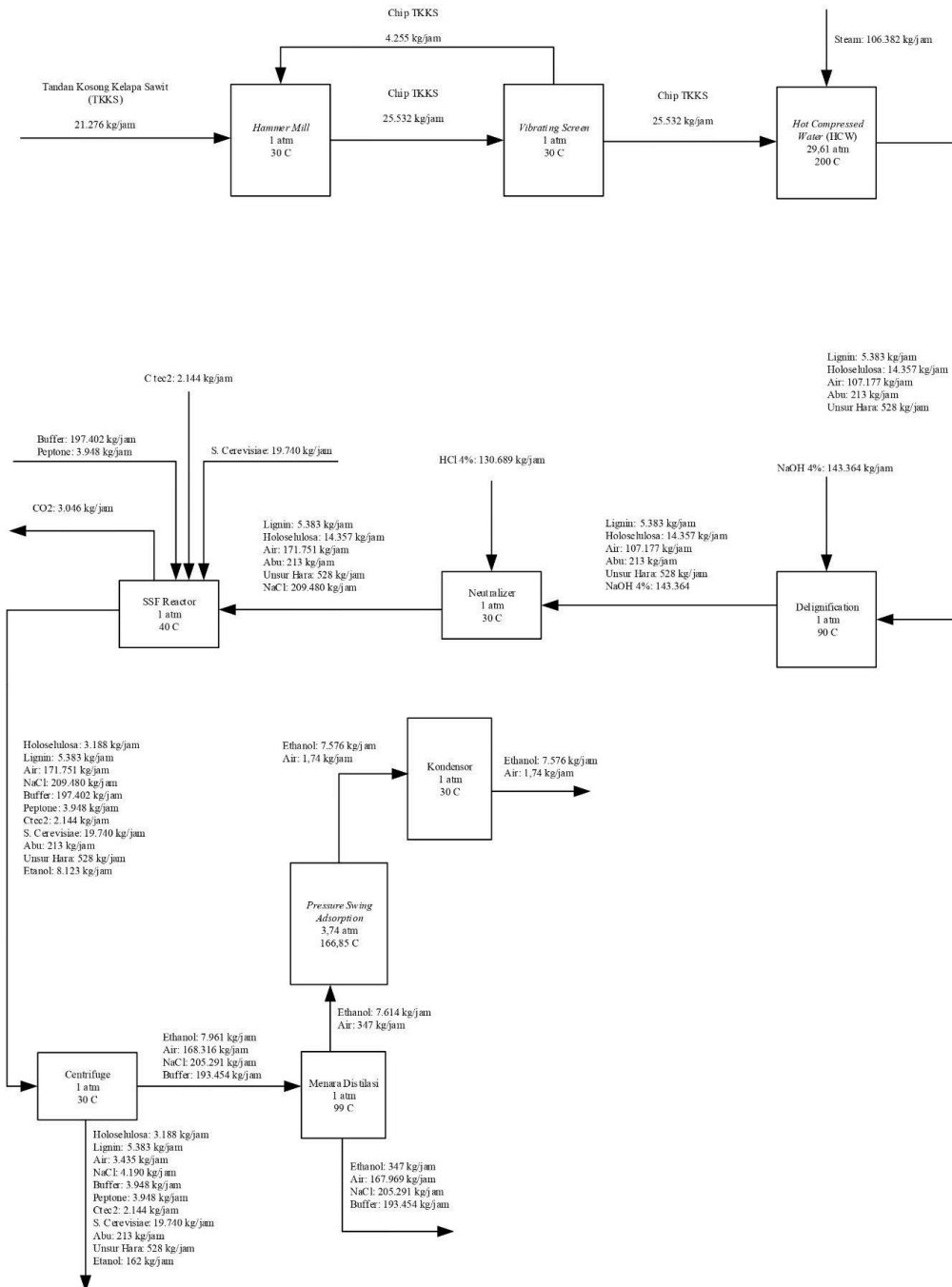
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pembuatan bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) secara umum dapat digolongkan menjadi beberapa tahapan proses, yaitu:

1. Proses *Pretreatment*
2. Proses *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF)
3. Proses Pemurnian

Berikut merupakan uraian dari masing-masing tahapan proses:

1. Tahap *Pretreatment*

Pretreatment Hemiselulosa dan Lignin

Tujuan utama dari *pretreatment* dalam proses bioetanol yang dilanjutkan dengan *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF) adalah secara sinergis untuk memecah hemiselulosa dan menghilangkan/memodifikasi lignin. Pemecahan hemiselulosa menjadi gula yang larut akan membuka struktur biomassa, sementara penghilangan lignin akan menghilangkan penghalang fisik dan kimia yang mengikat serat selulosa. Kedua aksi ini secara kolektif meningkatkan aksesibilitas selulosa secara drastis bagi enzim selulase di tahap SSF, sehingga memaksimalkan konversi selulosa menjadi glukosa, dan pada akhirnya, mengoptimalkan produksi etanol.

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) masuk ke pabrik dengan cara diangkut menggunakan truk, kemudian masuk ke gudang penyimpanan bahan baku (G-01). Dari tempat

penyimpanan diangkut menggunakan *Belt Conveyor* (BC-01) menuju *Hammer Mill* (HM-01). *Hammer Mill* (HM-01) merupakan alat kominusi yang berfungsi untuk mengubah ukuran TKKS menjadi lebih kecil. Setelah melalui (HM-01), TKKS akan masuk ke *Vibrating Screen* (VS-01) agar ukuran TKKS yang dihasilkan sama. Ukuran material TKKS sesudah memasuki (HM-01) dan (VS-01) adalah 1-3 mm (Polprasert et al., 2021).

TKKS dimasukkan ke dalam *Digester* untuk dimasak dengan menggunakan metode *pretreatment* fisika kimia yang menggunakan suhu tinggi yaitu *Hot Compressed Water* (R-01) pada suhu 200°C dan tekanan operasi 30 atm selama 15 menit. *Hot Compressed Water* berfungsi untuk memecah rantai polimer pada serat untuk meningkatkan kadar selulosa dan senyawa lain yang berguna pada biomassa.

Pada tahap selanjutnya dilakukan proses delignifikasi pada tangki delignifikasi (R-02) untuk menghilangkan kandungan lignin yang menutupi selulosa dengan menambahkan NaOH 4% selama 30 menit dengan tekanan operasi 1 atm dan temperatur 90°C. Setelah dilakukan proses delignifikasi, *palm pulp* kemudian dinetralkan di *Neutralizer* (N-01) menambahkan HCl 4%.

2. Tahap *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF)

Setelah proses *pretreatment* dan delignifikasi, *palm pulp* keluaran *Neutralizer* (N-01) masuk ke Reaktor *Simultaneous*

Saccharification and Fermentation (R-03). Proses yang berlangsung terjadi dalam satu Reaktor SSF (R-03) yaitu sakarifikasi dan fermentasi. Proses ini menggunakan enzim selulase dan *saccharomyces cerevisiae* untuk mengkonversi selulosa menjadi etanol dengan menggunakan suhu 40°C dan pada tekanan proses 1 atm selama 66 jam 25 menit.

Dua operasi yang berbeda dilakukan dalam proses ini yaitu *saccharification* untuk mengubah selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan enzim selulase dan *fermentation* untuk mengubah glukosa dan gula lainnya menjadi etanol menggunakan *saccharomyces cerevisiae*. Proses *saccharification* dan *fermentation* dilakukan secara terpisah di dalam satu Reaktor SSF (R-03). Hidrolisat detoxifikasi yang terdiri dari air, *cellulose* dan *xylose* masuk ke tangki *saccharification*, dengan penambahan enzim selulase sehingga terjadi reaksi hidrolisis. Setelah proses sakarifikasi dilanjutkan proses fermentasi di dalam reaktor. Hasil *saccharified palm pulp* dialirkan ke reaktor dan pada saat bersamaan dimasukkan nutrisi dan mikroba. Dalam proses fermentasi digunakan *saccharomyces cerevisiae*.

Reaksi yang terjadi dalam reaktor SSF (R-03):



3. Tahap Pemurnian

Setelah proses sakarifikasi dan fermentasi, hasil keluaran dari reaktor masuk ke dalam *Centrifuge* (CF-01) untuk memisahkan padatan yang masih terdapat dalam *palm pulp* sebelum masuk ke dalam menara distilasi (MD-01).

Distilasi merupakan metode pemisahan bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih komponen-komponen yang ada dalam campuran atau kemudahan menguap (volatilitas) bahan. Setelah *palm pulp* dipisahkan dalam *Centrifuge* (CF-01), larutan yang sudah terpisah dari padatan akan masuk ke Menara Distilasi (MD-01) untuk memisahkan komponen yang masih tercampur. Produk etanol keluaran dari Menara Distilasi (MD-01) akan ditingkatkan kadarnya dengan menggunakan *Pressure Swing Adsorption* (PSA-01). Pada *Pressure Swing Adsorption* (PSA-01) terdapat zeolite sintesis yang berfungsi untuk menyerap kandungan air pada etanol hingga memperoleh kadar 99,5%.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor Hot Compressed Water

Spesifikasi Umum	
Kode	R-01
Fungsi	Melarutkan tandan kosong kelapa sawit dan menghilangkan hemiselulosa

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor Hot Compressed Water (Lanjutan)

Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	52.156.800.000
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	200
Tekanan, atm	29,61
Konstruksi dan Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 Type 316
Volume, m ³	54,44
Jenis Head	Elliptical Dished Head
Kondisi Proses	Non-adiabatis, Isotermal
Dimensi Reaktor	
Shell	
Diameter, m	3,26
Tinggi, m	1,63
Tebal, in	2,50
Volume, m ³	54,43
Head	
Tinggi, m	0,775
Tebal, in	4
Volume, m ³	0,0017
Spesifikasi Pemanas	
Mode Transfer Panas	Steam pada 200°C

b. Reaktor (R-02)

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor Delignification

Spesifikasi Umum	
Kode	R-02
Fungsi	Mengurangi kadar lignin yang terkandung
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	23.468.800.000
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	90
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Volume, m ³	224,05
Jenis Head	Torispherical Flanged & Dished Head
Kondisi Proses	Non-adiabatis, Isothermal
Dimensi Reaktor	
Shell	
Diameter, m	5,22
Tinggi, m	2,61
Tebal, in	0,3152
Volume, m ³	224,04
Head	
Tinggi, m	1,146

Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor Delignification (Lanjutan)

Tebal, in	0,375
Volume, m ³	0,007
Pengaduk	
Jenis Impeller	Turbine with 6 Flat Blades
Diameter Impeller, m	1,742
Ketinggian Impeller dari dasar, m	1,742
Tinggi Pengaduk, m	0,348
Lebar Impeller, m	0,435
Jumlah Baffle, buah	4
Lebar Baffle, m	0,435
Jumlah Impeller, buah	1
Kecepatan Pengaduk, rpm	34,876
Power Pengaduk, Hp	40
Spesifikasi Pendingin	
Mode Transfer Panas	Jaket
Tebal Jacket, in	0,3125
Jenis Coolant	Air
Kebutuhan Coolant, kg//jam	11.302
Ud, W/m ² K	425,58
Luas Area Transfer Panas, m ²	0,13

c. Reaktor R-03

Tabel 3.5 Spesifikasi Reaktor SSF

Spesifikasi Umum	
Kode	R-03
Fungsi	Mengubah selulosa menjadi etanol
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	3
Harga, Rp	609.979.102.500
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	40
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Volume, m ³	12.681
Jenis Head	Torispherical Flanged & Dished Head
Kondisi Proses	Non-Adiabatis, Isotermal
Dimensi Reaktor	
Shell	
Diameter, m	45,3
Tinggi, m	22,65
Tebal, in	1,250
Volume, m ³	12.681
Head	
Tinggi, m	4,367

Tabel 3.6 Spesifikasi Reaktor SSF (Lanjutan)

Tebal, in	1,500
Volume, m ³	0,396
Pengaduk	
Jenis Impeller	Turbine with 6 flat blades
Diameter Impeller, m	6,69
Ketinggian Impeller Dari Dasar, m	6,69
Tinggi Pengaduk, m	1,39
Lebar Impeller, m	1,34
Jumlah Baffle, buah	4
Lebar Baffle, m	1,67
Jumlah Impeller, buah	1
Kecepatan Pengaduk, rpm	8,63
Power Pengaduk, Hp	454
Spesifikasi Pendingin	
Mode Transfer Panas	Jaket
Tebal Jacket, in	1,25
Jenis Coolant	Air
Kebutuhan Coolant, kg//jam	14.000.406
Ud, W/m ² K	425,58
Luas Area Transfer Panas, m ²	740,53

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

a. Centrifuge (CF-01)

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Centrifuge

Spesifikasi Umum	
Kode	CF-01
Fungsi	Memisahkan kandungan padatan dari larutan hasil keluar Reaktor (R-03) sebelum diumpankan ke MD
Jenis	Continuous Filtering Centrifuge
Material Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-53 Grade B
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	515.200.000
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	30
Tekanan, atm	1
Data Desain	
Diameter Bowl, m	1,37
Panjang Bowl, m	2,74
Kecepatan Putar, rpm	1.000
Daya Motor, Hp	250

b. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Menara Distilasi

Spesifikasi Umum	
Kode	MD-01
Fungsi	Memurnikan bioetanol dari keluaran Reaktor SSF (R-03)
Jenis	Tray Distillation Columns
Material	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	2.318.901.750
Kondisi Operasi	
Umpan	
Suhu, °C	99
Tekanan, atm	1
Distilat	
Suhu, °C	78,36
Tekanan, atm	1
Bottom	
Suhu, °C	100,02
Tekanan, atm	1
Spesifikasi Alat	
Shell	
Diameter Dalam, m	1,8371
Tebal, m	0,0046
Tinggi, m	24,06

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Menara Distilasi (Lanjutan)

Head	
Jenis	Elipsoidal
Tebal, m	0,142
Tinggi, m	0,374
Tipe Menara Tray	
Jenis Tray	Sieve
Feed Plate	28
Jumlah Plate Actual, unit	56
Hole Pitch, mm	18
Diameter Hole, m	0,05
Tray Spacing, m	0,3
Jumlah Lubang, buah	49

c. Pressure Swing Adsorption (PSA-01)

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Pressure Swing Adsorption

Spesifikasi Umum	
Kode	PSA-01
Fungsi	Untuk memurnikan kembali etanol menjadi 99,5% dari keluaran atas MD-01
Jenis	Silinder Vertikal Torispherical Head
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah Unit	2
Harga, Rp	6.282.336.256

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Pressure Swing Adsorption (Lanjutan)

Kondisi Operasi	
Suhu, °C	166,85
Tekanan, atm	3,74
Dimensi Tangki	
Tipe	Cylinder Shells
Volume Tangki, m ³	1,428
Diameter Tangki, m	0,994
Tinggi Tangki, m	27,145
Tebal Shell, in	0,5
Dimensi Head dan Bottom	
Tipe	Torispherical Dished Head
Volume, m ³	0,006
Tinggi, m	0,263
Tebal, in	0,75
Packing	
Jenis	Random Packing
Tipe	Intalox Saddles Ceramic
Ukuran, in	1
Diameter Packing, m	0,025
Tinggi Packing, m	23,401

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung

a. Hammer Mill (HM-01)

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Hammer Mill

Spesifikasi Umum	
Kode	HM-01
Fungsi	Menghancurkan TKKS menjadi bagian yang lebih kecil untuk mempermudah proses
Jenis	Mikro-pulverizer mills
Material Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 135 Grade B
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	5.480.590.613
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	30
Tekanan, atm	1
Data Desain	
Kapasitas, kg/jam	25.532
Rotor Diameter, m	0,46
Kecepatan Putar Maksimal, rpm	4.600
Power, Hp	20

b. Vibrating Screen (VS-01)

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Vibrating Screen

Spesifikasi Umum	
Kode	VS-01
Fungsi	Mengayak bahan baku yang keluar dari HM-01
Jenis	Horizontal Vibrating Screen
Material Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 135 Grade B
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	279.592.599
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	25
Tekanan, atm	1
Data Desain	
Jumlah Layer, buah	2
Ukuran Screen, mm	1200 × 3700
Ukuran Partikel, mm	1
Power, Hp	7

c. Neutralizer (N-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Neutralizer

Spesifikasi Umum	
Kode	N-01
Fungsi	Menetralkan larutan dari basa menjadi netral
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	23.356.800.000
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	30
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Volume, m ³	193
Jenis Head	Torispherical Flanged & Dished Head
Kondisi Proses	Non-adiabatis, Isotermal
Dimensi Reaktor	
Shell	
Diameter, m	4,97
Tinggi, m	2,49
Tebal, in	0,3125
Volume, m ³	193
Head	
Tinggi, m	0,1333

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Neutralizer (Lanjutan)

Tebal, in	0,4375
Volume, m ³	0,0077
Pengaduk	
Jenis Impeller	Turbine with 6 Flat Blades
Diameter Impeller, m	0,0026
Ketinggian Impeller dari dasar, m	0,0026
Tinggi Pengaduk, m	0,0005
Lebar Impeller, m	0,0007
Jumlah Baffle, buah	4
Lebar Baffle, m	0,0260
Jumlah Impeller, buah	1
Kecepatan Pengaduk, rpm	146.239
Power Pengaduk, Hp	0,5
Spesifikasi Pendingin	
Mode Transfer Panas	Koil
Diameter Pipa, m	0,22
Panjang Coil, m	157,88
Tinggi Coil, m	585,2
Jumlah Lilitan, buah	904
Jenis Coolant	Air
Kebutuhan Coolant, kg//jam	208,64
Ud, W/m ² K	425,58
Luas Area Transfer Panas, m ²	160,64

d. Accumulator (ACC-01)

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Accumulator

Spesifikasi Umum	
Kode	ACC-01
Fungsi	Penampung aliran keluaran kondensor pada MD-01 agar kontinuitas dan kestabilan aliran keluar tetap terjaga
Jenis	Horizontal Cylinder Tanks
Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	7.063.318.665
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	78,36
Tekanan, atm	1
Data Desain	
Jenis Head	Standard Flanged Dished Head
Volume Tangki, m ³	0,894
Panjang Tangki, m	3,876
Diameter Tangki, m	0,646
Tebal Shell, m	0,005
Tebal Head, m	0,005
Tinggi Head, m	0,172

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan

a. Gudang Penyimpanan TKKS (G-01)

Tabel 3.17 Spesifikasi Gudang Penyimpanan TKKS

Spesifikasi Umum	
Kode	G-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku berupa tandan kosong kelapa sawit yang masih utuh
Jenis	Lahan dengan bentuk persegi panjang
Bahan Konstruksi	Beton mutu K-300 dengan atap kanopi baja ringan
Jumlah Unit	1
Lama Penyimpanan	7 hari
Fasa	Padat
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	30
Tekanan, atm	1
Ukuran Gudang	
Dimensi Area, m ²	2333,33
Panjang, m	96,61
Lebar, m	24,15
Tinggi, m	7
Volume, m ³	8484,85
Harga, Rp	6.122.033.713

b. Tangki Penyimpanan

Tabel 3.18 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan Kebutuhan NaOH 4%	Menyimpan Kebutuhan HCl 4%	Menyimpan Kebutuhan Buffer
Lama Penyimpanan	7 Hari	7 Hari	7 Hari
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 25
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316
	Volume Tangki, m ³ : 6.482	Volume Tangki, m ³ : 15.364	Volume Tangki, m ³ : 20.913
	Diameter, m: 27,43	Diameter, m: 36,58	Diameter, m: 42,67
	Tinggi, m: 10,97	Tinggi, m: 14,63	Tinggi, m: 14,63
	Jumlah Course: 6	Jumlah Course: 8	Jumlah Course: 8
	Tebal Shell, in: 0,3125	Tebal Shell, in: 0,2500	Tebal Shell, in: 0,3750
	Torispherical Head	Torispherical Head	Torispherical Head
Head & Bottom	Tebal Head, in: 0,8750	Tebal Head, in: 1,1250	Tebal Head, in: 1,3750
	Flat Bottom	Flat Bottom	Flat Bottom
	Tebal Bottom, in: 1,1250	Tebal Bottom, in: 1,500	Tebal Bottom, in: 1,8750
Harga, Rp	32.860.800.000	57.585.600.000	70.363.200.000

Tabel 3.19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan (Lanjutan)

Tangki	T-04	T-05
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan Larutan Peptone	Menyimpan Produk Berupa Etanol
Lama Penyimpanan	3 Hari	30 Hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 25	Suhu, °C: 25
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316
	Volume Tangki, m ³ : 167	Volume Tangki, m ³ : 4.268
	Diameter, m: 7,62	Diameter, m: 24,38
	Tinggi, m: 3,66	Tinggi, m: 9,14
	Jumlah Course: 2	Jumlah Course: 5
	Tebal Shell, in: 0,1875	Tebal Shell, in: 0,1875
	Tebal Head, in: 0,2500	Tebal Head, in: 0,7500
Head & Bottom	Torispherical Head	Torispherical Head
	Flat Bottom	Flat Bottom
	Tebal Bottom, in: 0,4375	Tebal Bottom, in: 1,000
Harga, Rp	3.043.200.000	25.044.800.000

c. Silo Penyimpanan

Tabel 3.20 Spesifikasi Silo Penyimpanan Bahan

Silo	S-01	S-02
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan Bahan Berupa Yeast <i>Saccharomyces Cerevisiae</i>	Menyimpan Enzyme Cellulose Ctec2
Lama Penyimpanan	14 Hari	7 Hari
Fasa	Padat	Padat
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 25	Suhu, °C: 25
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel (SA)-167 Grade 11 Type 316
	Volume Silo, m ³ : 7.689	Volume Silo, m ³ : 425
	Diameter, m: 16,85	Diameter, m: 6,42
	Tinggi, m: 42,12	Tinggi, m: 16,05
	Tebal Shell, in: 0,6250	Tebal Shell, in: 0,3125
Head & Bottom	Flat Head	Flat Head
	Conical Bottom	Conical Bottom
Harga, Rp	7.835.200.000	1.193.600.000

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Belt Conveyor

Tabel 3.21 Spesifikasi Belt Conveyor

Belt Conveyor	BC-01	BC-02	BC-03
Wujud Bahan	Padat	Padat	Padat
Fungsi Peruntukan Alat	Mengangkut TKKS dari Gudang (G-01) ke <i>Hammer Mill</i> (HM-01)	Mengangkut TKKS <i>Chips</i> dari <i>Hammer Mill</i> (HM-01) ke <i>Vibrating Screen</i> (VS-01)	Mengangkut TKKS <i>Powder</i> yang tidak lolos <i>Vibrating Screen</i> (VS-01) untuk kembali ke <i>Hammer Mill</i> (HM-01)
Nama Bahan yang diangkut	Tandan Kosong Kelapa Sawit	Tandan Kosong Kelapa Sawit berbentuk <i>Chips</i>	Tandan Kosong Kelapa Sawit berbentuk <i>Powder</i>
Jenis	Horizontal <i>Belt Conveyor</i>	Horizontal <i>Belt Conveyor</i>	Horizontal <i>Belt Conveyor</i>
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 30
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
Bentuk Bahan	Utuh	<i>Coarse</i>	<i>Powder</i>
Spesifikasi	Kapasitas, ton/jam: 32	Kapasitas, ton/jam: 32	Kapasitas, ton/jam: 32
	Kecepatan, m/min: 7,625	Kecepatan, m/min: 7,625	Kecepatan, m/min: 7,625
	Daya Motor, HP: 100	Daya Motor, HP: 100	Daya Motor, HP: 20
	Panjang, m: 6,096	Panjang, m: 6,096	Panjang, m: 6,096
	Lebar, in: 14	Lebar, in: 14	Lebar, in: 14
	Tinggi, m: 0	Tinggi, m: 0	Tinggi, m: 0
	Bahan Konstruksi: Carbon Steel	Bahan Konstruksi: Carbon Steel	Bahan Konstruksi: Carbon Steel
Harga, Rp	131.200.000	131.200.000	131.200.000

b. Screw Conveyor

Tabel 3.22 Spesifikasi Screw Conveyor

Screw Conveyor	SC-01	SC-02	SC-03
Wujud Bahan	Padat	Padat	Padat
Fungsi Peruntukan Alat	Mengangkut TKKS Powder keluaran <i>Vibrating Screen</i> (VS-01) menuju Reaktor-01 (R-01)	Mengangkut <i>Saccharomyces Cerevisiae</i> dari Silo-01 (S-01) menuju Reaktor-03 (R-03)	Mengangkut <i>Ctec2 Cellulose Enzyme</i> dari Silo-02 (S-02) menuju Reaktor-03 (R-03)
Nama Bahan yang diangkut	TKKS Powder	<i>Saccharomyces Cerevisiae</i> Powder	<i>Ctec2 Cellulose Enzyme</i> Powder
Jenis	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 30 Tekanan, atm: 1	Suhu, °C: 30 Tekanan, atm: 1	Suhu, °C: 30 Tekanan, atm: 1
Bentuk Bahan	Powder	Powder	Powder

Tabel 3.23 Spesifikasi Screw Conveyor (Lanjutan)

Screw Conveyor	SC-01	SC-02	SC-03
Spesifikasi	Kapasitas, ton/jam: 30 Diameter Screw, m: 0,356 Diameter Pipa, m: 0,089	Kapasitas, ton/jam: 25 Diameter Screw, m: 0,305 Diameter Pipa, m: 0,064	Kapasitas, ton/jam: 5 Diameter Screw, m: 0,229 Diameter Pipa, m: 0,064

Tabel 3.24 Spesifikasi Screw Conveyor (Lanjutan)

Screw Conveyor	SC-01	SC-02	SC-03
Spesifikasi	Pusat Gantungan, m: 3,658	Pusat Gantungan, m: 3,658	Pusat Gantungan, m: 3,048
	Kecepatan motor, rpm: 55	Kecepatan motor, rpm: 45	Kecepatan motor, rpm: 40
	Diameter Bagian Umpan, m: 0,305	Diameter Bagian Umpan, m: 0,254	Diameter Bagian Umpan, m: 0,152
	Panjang, m: 4,572	Panjang, m: 4,572	Panjang, m: 4,572
	Daya Motor, HP: 2,25	Daya Motor, HP: 2,12	Daya Motor, HP: 0,43
	Bahan Konstruksi: Carbon Steel	Bahan Konstruksi: Carbon Steel	Bahan Konstruksi: Carbon Steel
Harga, Rp	92.800.000	80.000.000	60.800.000

c. Compressor (CP-01)**Tabel 3.25** Spesifikasi Compressor

Compressor	CP-01
Wujud Bahan	Gas
Fungsi Peruntukan Alat	Menaikkan Tekanan menjadi 3.74 atm dari keluaran HE-03
Jenis	Compressor Centrifugal Multistage
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 78,36
	Tekanan, atm: 3,74

Tabel 3.26 Spesifikasi Compressor (Lanjutan)

Compressor	CP-01
Spesifikasi	Kapasitas, kg/jam: 7.961 Jumlah Stage, buah: 1 Daya: 7.844 Hp Bahan Konstruksi: Carbon Steel SA 203 Grade C
Harga, Rp	891.309.150

d. Expander**Tabel 3.27** Spesifikasi Expander

Expander	E-01	E-02
Wujud Bahan	Cair	Cair
Fungsi Peruntukan Alat	Menurunkan tekanan keluaran (R-01) menjadi 1 atm	Menurunkan tekanan keluaran (PSA-01) menjadi 1 atm
Jenis	Expander Single Curve	Expander Single Curve
Jumlah	1	1
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 200 Tekanan, atm: 1	Suhu, °C: 166.85 Tekanan, atm: 1
Spesifikasi	Adiabatic Head, m: 5375 Polytropic Head, m: 5424 Power Produced, HP: 2.287 Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Adiabatic Head, m: 10018 Polytropic Head, m: 10161 Power Produced, HP: 225 Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316
Harga, Rp	961.796.165	753.249.146

e. Pompa

Tabel 3.28 Spesifikasi Pompa

Pompa	P-01	P-02	P-03
Wujud Bahan	Cair	Cair	Cair
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran Reaktor-02 (R-02) untuk masuk ke <i>Neutralizer</i> -01 (N-01)	Mengalirkan keluaran <i>Neutralizer</i> -01 (N-01) untuk masuk ke Reaktor-03 (R-03)	Mengalirkan keluaran Reaktor-03 (R-03) untuk masuk ke <i>Centrifuge</i> -01 (CF-01)
Jenis	Rotary Pump	Rotary Pump	Rotary Pump
Jumlah	1	1	1
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 90	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 40
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
	Viskositas Fluida, cP: 37,317	Viskositas Fluida, cP: 218,416	Viskositas Fluida, cP: 141,067
Spesifikasi	Kapasitas, m ³ /jam: 223,487	Kapasitas, m ³ /jam: 324,593	Kapasitas, m ³ /jam: 570,719
	Kecepatan Aliran, ft/s: 4,007	Kecepatan Aliran, ft/s: 5,819	Kecepatan Aliran, ft/s: 10,231
	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 2,192	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 3,184	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 5,599
	Daya Motor, HP: 10	Daya Motor, HP: 50	Daya Motor, HP: 15
	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316
Diameter Pompa	IPS, in: 10	IPS, in: 12	IPS, in: 16
	Sch. No: 40	Sch. No: 40	Sch. No: 30
	OD, in: 12,75	OD, in: 12,75	OD, in: 16
	ID, in: 10,02	ID, in: 10,02	ID, in: 15,25
	Flow Area, in ² : 78,8	Flow Area, in ² : 78,8	Flow Area, in ² : 183
Harga, Rp	422.400.000	422.400.000	545.600.000

Tabel 3.29 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Pompa	P-04	P-05
Wujud Bahan	Cair	Cair
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran <i>Centrifuge</i> -01 (CF-01) untuk masuk ke <i>Heater</i> -02 (H-02)	Mengalirkan keluaran <i>Accumulator</i> -01 (ACC-01) untuk masuk ke Menara Distilasi-01 (MD-01)
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jumlah	1	1
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 78,36
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
	Viskositas Fluida, cP: 149,311	Viskositas Fluida, cP: 0,420
Spesifikasi	Kapasitas, m ³ /jam: 518,307	Kapasitas, m ³ /jam: 24,762
	Kecepatan Aliran, ft/s: 4,001	Kecepatan Aliran, ft/s: 2,754
	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 5,048	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 0,243
	Daya Motor, HP: 20	Daya Motor, HP: 1/3
	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316
Diameter Pompa	IPS, in: 16	IPS, in: 4
	Sch. No: 30	Sch. No: 80
	OD, in: 16	OD, in: 4,5
	ID, in: 15,25	ID, in: 3,826
	Flow Area, in ² : 183	Flow Area, in ² : 12,7
Harga, Rp	545.600.000	235.200.000

Tabel 3.30 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Pompa	P-06	P-07	P-08
Wujud Bahan	Cair	Cair	Cair
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran Menara Distilasi-01 (MD-01) untuk masuk ke <i>Reboiler</i> -01 (RB-01)	Mengalirkan keluaran Kondensor-02 (CD-02) untuk masuk ke Tangki-05 (T-05)	Mengalirkan NaOH dari Tangki-01 (T-01) untuk masuk ke Reaktor-02 (R-02)
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jumlah	1	1	1
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 99	Suhu, °C: 25	Suhu, °C: 30
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
	Viskositas Fluida, cP: 0,318	Viskositas Fluida, cP: 1,103	Viskositas Fluida, cP: 1,723
Spesifikasi	Kapasitas, m ³ /jam: 475,168	Kapasitas, m ³ /jam: 11,550	Kapasitas, m ³ /jam: 90,017
	Kecepatan Aliran, ft/s: 4,864	Kecepatan Aliran, ft/s: 3,406	Kecepatan Aliran, ft/s: 2,783
	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 4,661	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 0,113	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 0,883
	Daya Motor, HP: 15	Daya Motor, HP: 0,75	Daya Motor, HP: 5
	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316
Diameter Pompa	IPS, in: 14	IPS, in: 2 1/2	IPS, in: 8
	Sch. No: 30	Sch. No: 80	Sch. No: 80
	OD, in: 14	OD, in: 2,88	OD, in: 8,625
	ID, in: 13,25	ID, in: 2,469	ID, in: 7,625
	Flow Area, in ² : 138	Flow Area, in ² : 4,79	Flow Area, in ² : 45,7
Harga, Rp	500.800.000	180.800.000	358.400.000

Tabel 3.31 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Pompa	P-9	P-10	P-11
Wujud Bahan	Cair	Cair	Cair
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan HCl dari Tangki-02 (T-02) untuk masuk ke <i>Neutralizer</i> -01 (N-01)	Mengalirkan <i>Buffer</i> dari Tangki-03 (T-03) untuk masuk ke Reaktor-03 (R-03)	Mengalirkan <i>Peptone</i> dari Tangki-04 (T-04) untuk masuk ke Reaktor-03 (R-03)
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jumlah	1	1	1
Kondisi Operasi	Suhu, °C: 30	Suhu, °C: 25	Suhu, °C: 25
	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1	Tekanan, atm: 1
	Viskositas Fluida, cP: 0,933	Viskositas Fluida, cP: 0,965	Viskositas Fluida, cP: 1,051
Spesifikasi	Kapasitas, m ³ /jam: 204,216	Kapasitas, m ³ /jam: 235,649	Kapasitas, m ³ /jam: 4,608
	Kecepatan Aliran, ft/s: 3,867	Kecepatan Aliran, ft/s: 4,462	Kecepatan Aliran, ft/s: 2,207
	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 2,003	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 2,312	Rate Volumetrik, ft ³ /s: 0,045
	Daya Motor, HP: 3	Daya Motor, HP: 15	Daya Motor, HP: 1/3
	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316	Bahan Konstruksi: Stainless Steel 316
Diameter Pompa	IPS, in: 10	IPS, in: 10	IPS, in: 2
	Sch. No: 60	Sch. No: 60	Sch. No: 80
	OD, in: 10,75	OD, in: 10,75	OD, in: 2,38
	ID, in: 9,75	ID, in: 9,75	ID, in: 1,939
	Flow Area, in ² : 74,6	Flow Area, in ² : 74,6	Flow Area, in ² : 2,95
Harga, Rp	416.000.000	416.000.000	155.200.000

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Cooler 1 (C-01)

Tabel 3.32 Spesifikasi Alat Cooler 1

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Cooler
Kode Alat	C-01
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran Hot Compressed Water (R-01) menuju Reaktor Delignification (R-02)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	22.400.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Media Pendingin	Water
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	25
Suhu Keluar, °C	60
Massa Pendingin, kg/jam	9.047
Fluida Panas	
Suhu Masuk, °C	200
Suhu Keluar, °C	90

Tabel 3.33 Spesifikasi Alat Cooler 1 (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,09
A, m ²	0,486
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,06
ID, m	0,053
Surface Area, ft ² /ft	0,542
Pressure Drop, psi	0,0019
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,042
ID, m	0,035
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	0,00028

b. Cooler 2 (C-02)**Tabel 3.34** Spesifikasi Alat Cooler 2

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Cooler
Kode Alat	C-02
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran Reaktor Delignification (R-02) menuju Neutralizer (N-01)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger

Tabel 3.35 Spesifikasi Alat Cooler 2 (Lanjutan)

Spesifikasi Umum	
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	2
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	24.000.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Media Pendingin	Water
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	25
Suhu Keluar, °C	40
Massa Pendingin, kg/jam	21.571
Fluida Panas	
Suhu Masuk, °C	90
Suhu Keluar, °C	30
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,07
A, m ²	0,62
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,06
ID, m	0,053
Surface Area, ft ² /ft	0,542

Tabel 3.36 Spesifikasi Alat Cooler 2 (Lanjutan)

Pressure Drop, psi	0,00845
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,042
ID, m	0,035
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	0,00135

c. Cooler 3 (C-03)**Tabel 3.37** Spesifikasi Alat Cooler 3

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Cooler
Kode Alat	C-03
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran Reaktor SSF (R-03) menuju Centrifuge (CF-01)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	12.800.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Media Pendingin	Water

Tabel 3.38 Spesifikasi Alat Cooler 3 (Lanjutan)

Kondisi Operasi	
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	25
Suhu Keluar, °C	40
Massa Pendingin, kg/jam	3.251
Fluida Panas	
Suhu Masuk, °C	40
Suhu Keluar, °C	30
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,14
A, m ²	0,1089
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,06
ID, m	0,053
Surface Area, ft ² /ft	0,542
Pressure Drop, psi	0,0003855
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,042
ID, m	0,035
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	0,00528

d. Heater 1 (H-01)

Tabel 3.39 Spesifikasi Alat Heater 1

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Heater
Kode Alat	H-01
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran Neutralizer (N-01) menuju Reaktor SSF (R-03)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	8.000.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	30
Suhu Keluar, °C	40
Fluida Panas	
Tekanan, atm	10,31
Massa Steam, kg/jam	13,46
Suhu Masuk, °C	102
Suhu Keluar, °C	93
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,73
A, m ²	0,0351

Tabel 3.40 Spesifikasi Alat Heater 1 (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,06
ID, m	0,053
Surface Area, ft ² /ft	0,542
Pressure Drop, psi	6,520
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,042
ID, m	0,035
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	$1,12 \times 10^{-8}$
e. Heater 2 (H-02)	

Tabel 3.41 Spesifikasi Alat Heater 2

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Heater
Kode Alat	H-02
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran Centrifuge (CF-01) menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	17.600.000

Tabel 3.42 Spesifikasi Alat Heater 2 (Lanjutan)

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Heater
Kode Alat	H-02
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran Centrifuge (CF-01) menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	17.600.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	30
Suhu Keluar, °C	99
Fluida Panas	
Tekanan, atm	10,84
Massa Steam, kg/jam	35,65
Suhu Masuk, °C	184
Suhu Keluar, °C	174
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,12
A, m ²	0,2704

Tabel 3.43 Spesifikasi Alat Heater 2 (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,06
ID, m	0,053
Surface Area, ft ² /ft	0,542
Pressure Drop, psi	1,9478
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,042
ID, m	0,035
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	$8,05 \times 10^{-8}$

f. Heater 3 (H-03)**Tabel 3.44** Spesifikasi Alat Heater 3

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Heater
Kode Alat	H-03
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran atas Menara Distilasi (MD-01) menuju Pressure Swing Adsorption (PSA-01)
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1

Tabel 3.45 Spesifikasi Alat Heater 3 (Lanjutan)

Spesifikasi Umum	
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	6.320.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Tekanan, atm	3,74
Suhu Masuk, °C	78,36
Suhu Keluar, °C	166,85
Fluida Panas	
Tekanan, atm	10,84
Massa Steam, kg/jam	1,144
Suhu Masuk, °C	184
Suhu Keluar, °C	174
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,071
A, m ²	0,0041
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,037
ID, m	0,032
Surface Area, ft ² /ft	0,542
Pressure Drop, psi	0,003547

Tabel 3.46 Spesifikasi Alat Heater 3 (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,026
ID, m	0,022
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	$2,11 \times 10^{-9}$

g. Reboiler (RB-01)**Tabel 3.46** Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Reboiler
Kode Alat	RB-01
Fungsi	Menguapkan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) menuju MD-01 kembali
Jenis HE	Double Pipe Heat Exchanger
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah Hairpin, buah	1
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	7.251.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	99
Suhu Keluar, °C	100,65

Tabel 3.47 Spesifikasi Reboiler (Lanjutan)

Kondisi Operasi	
Fluida Panas	
Tekanan, atm	10,84
Massa Steam, kg/jam	1,17
Suhu Masuk, °C	184
Suhu Keluar, °C	174
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	4,57
Rd	0,01
A, m ²	0,0039
Annulus (Cold Fluid)	
IPS, m	0,051
OD, m	0,06
ID, m	0,053
Surface Area, ft ² /ft	0,542
Pressure Drop, psi	0,764
Inner Pipe (Hot Fluid)	
IPS, m	0,032
OD, m	0,042
ID, m	0,035
Surface Area, ft ² /ft	0,435
Pressure Drop, psi	$2,15 \times 10^{-11}$

h. Condenser 1 (CD-01)

Tabel 3.48 Spesifikasi Alat Condenser 1

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Condenser
Kode Alat	CD-01
Fungsi	Mengembunkan hasil atas sebagian dari Menara Distilasi (MD-01)
Jenis HE	Shell and Tube
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	424.000.000
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Media Pendingin	Water
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	25
Suhu Keluar, °C	45
Massa Pendingin, kg/jam	19.752
Fluida Panas	
Suhu Masuk, °C	78,36
Suhu Keluar, °C	78,14
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	6,096
Jumlah Pass	4
Rd	0,055
A, m ²	205,4

Tabel 3.49 Spesifikasi Alat Condenser 1 (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
Shell	
Baffle, ft	2,325
ID, in	31
Pressure Drop, psi	9,7
Tube	
OD, in	1,5
ID, in	1,4
Nt, buah	28
Pressure Drop, psi	7,2

i. Condenser 2 (CD-02)**Tabel 3.50** Spesifikasi Alat Condenser 2

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Condenser
Kode Alat	CD-02
Fungsi	Mengembunkan hasil atas dari Pressure Swing Adsorption (PSA-01)
Jenis HE	Shell and Tube
Jenis Bahan	Stainless SA 167 Grade 11 Type 316
Jumlah alat, unit	1
Harga, Rp	422.400.000

Tabel 3.50 Spesifikasi Alat Condenser 2 (Lanjutan)

Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Media Pendingin	Water
Tekanan, atm	1
Suhu Masuk, °C	25
Suhu Keluar, °C	45
Massa Pendingin, kg/jam	14.569
Fluida Panas	
Suhu Masuk, °C	166.85
Suhu Keluar, °C	25
Spesifikasi Alat	
Panjang, m	6,096
Jumlah Pass	6
Rd	0,06
A, m ²	205,2
Shell	
Baffle, ft	2,325
ID, in	31
Pressure Drop, psi	6,97
Tube	
OD, in	1,5
ID, in	1,4
Nt, buah	28

Tabel 3.51 Spesifikasi Alat Condenser 2 (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
Pressure Drop, psi	5,06

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Hammer Mill (HM-01)

Tabel 3.52 Neraca Massa Hammer Mill

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 1	Arus 4	Arus 2
1	Tandan Kosong Kelapa Sawit (Lignoselulosa)	52.651	-	-
2	Air	2.122	424	2.547
3	Abu	567	114	681
4	Unsur Hara	1.407	281	1.689
Total Setiap Arus		56.748	11.350	68.098
Total		68.098		68.098

3.4.2 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01)

Tabel 3.53 Neraca Massa Vibrating Screen

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
1	Tandan Kosong Kelapa Sawit (Lignoselulosa)	68.098	-	10.530
2	Air	2.547	2.122	424

Tabel 3.54 Neraca Massa Vibrating Screen (Lanjutan)

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
3	Abu	681	567	114
4	Unsur Hara	1.689	1.407	281
Total Setiap Arus		68.098	56.748	11.350
Total		68.098	68.098	

3.4.3 Neraca Massa Hot Compressed Water (R-01)**Tabel 3.55** Neraca Massa Hot Compressed Water

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 3	Arus 5	Arus 6
1	Selulosa	22.631	-	22.631
2	Lignin	14.357	-	14.357
3	Hemiselulosa	15.662	-	15.662
4	Air	2.122	-	285.863
5	Abu	567	-	567
6	Unsur Hara	1.407	-	1.407
7	Air	-	283.740	-
Total Setiap Arus		56.748	283.740	340.489
Total		340.489		340.489

3.4.4 Neraca Massa Delignification (R-02)

Tabel 3.56 Neraca Massa Delignification

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 6	Arus 7	Arus 8
1	Selulosa	22.631	-	22.631
2	Lignin	14.357	-	14.357
3	Hemiselulosa	15.662	-	15.662
4	Air	285.863	-	285.863
5	Abu	567	-	567
6	Unsur Hara	1.407	-	1.407
7	NaOH 4%	-	382.380	382.380
Total Setiap Arus		340.489	382.380	722.868
Total		722.868		722.868

3.4.5 Neraca Massa Neutralizer (N-01)

Tabel 3.57 Neraca Massa Neutralizer

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 8	Arus 9	Arus 10
1	Selulosa	14.357	-	14.357
2	Lignin	22.631	-	22.631
3	Hemiselulosa	15.662	-	15.662
4	Air	285.863	-	458.093

Tabel 3.58 Neraca Massa Neutralizer (Lanjutan)

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 8	Arus 9	Arus 10
5	NaOH 4%	382.380	-	-
6	HCl 4%	-	348.573	-
7	NaCl	-	-	558.724
8	Abu	567	-	567
9	Unsur Hara	1.407	-	1.407
Total Setiap Arus		722.868	348.573	1.071.443
Total		1.071.443		1.071.443

3.4.6 Neraca Massa Reaktor SSF (R-03)

Tabel 3.59 Neraca Massa Reaktor SSF

No	Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
1	Selulosa	14.357	-	-	-	-	1.494	-
2	Lignin	22.631	-	-	-	-	22.631	-
3	Hemiselulosa	15.662	-	-	-	-	15.662	-
4	Air	458.093	-	-	-	-	458.093	-
5	NaCl	558.724	-	-	-	-	558.724	-
6	Cellobiose	-	-	-	-	-	4.307	-
7	Glukosa	-	-	-	-	-	433	-
8	Buffer Sitrat	-	546.257	-	-	-	546.257	-
9	Peptone	-	-	10.925	-	-	10.925	-
10	Ctec2 Cellulose Enzyme	-	-	-	2.144	-	2.144	-

Tabel 3.60 Neraca Massa Reaktor SSF (Lanjutan)

No	Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
11	Saccharomyces Cerevisiae	-	-	-	-	54.626	54.626	-
12	Abu	567	-	-	-	-	567	-
13	Unsur Hara	1.407	-	-	-	-	1.407	-
14	CO ₂	-	-				-	7.760
15	Etanol	-	-	-	-	-	8.123	-
Total Setiap Arus		1.071.443	546.257	10.925	2.144	54.626	1.685.395	7.760
Total		1.693.155					1.693.155	

3.4.7 Neraca Massa Centrifuge (CF-01)**Tabel 3.61** Neraca Massa Centrifuge

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 15	Arus 17	Arus 18
1	Selulosa	1.494	-	1.494
2	Lignin	22.631	-	22.631
3	Hemiselulosa	15.662	-	15.662
4	Air	458.093	448.931	9.162
5	NaCl	558.724	547.550	11.174
6	Cellobiose	4.307	-	4.307
7	Glukosa	433	424	9
8	Buffer Sitrat	546.257	535.332	10.925
9	Peptone	10.925	-	10.925

Tabel 3.62 Neraca Massa Centrifuge (Lanjutan)

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 15	Arus 17	Arus 18
10	Ctec2 Cellulose Enzyme	2.144	-	2.144
11	Saccharomyces Cereviciae	54.626	-	54.626
12	Abu	567	-	567
13	Unsur Hara	1.407	-	1.407
14	Etanol	8.123	7.961	162
Total Setiap Arus		1.685.395	1.540.198	145.197
Total		1.685.395	1.685.395	

3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)**Tabel 3.63** Neraca Massa Menara Distilasi

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 17	Arus 19	Arus 20
1	Air	448.931	347	448.584
2	NaCl	547.550	-	547.550
3	Buffer Sitrat	535.332	-	535.332
4	Glukosa	424	-	424
5	Etanol	7.961	7.614	347
Total Setiap Arus		1.540.198	7.961	1.532.237
Total		1.540.198	1.540.198	

3.4.9 Neraca Massa Pressure Swing Adsorption (PSA-01)

Tabel 3.64 Neraca Massa Pressure Swing Adsorption

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 19	Arus 21	Arus 22
1	Air	347	345	1,74
2	Etanol	7.614	38	7.576
Total Setiap Arus		7.961	383	7.577
Total		7.961	7.961	

3.4.10 Neraca Massa Kondensor (CD-01)

Tabel 3.65 Neraca Massa Kondensor

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 22	Arus 23
1	Air	1,74	1,74
2	Etanol	7.576	7.576
Total Setiap Arus		7.577	7.577
Total		7.577	7.577

3.5 Neraca Panas

a. Neraca Panas Hot Compressed Water (R-01)

Tabel 3.66 Neraca Panas Hot Compressed Water (R-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	39.525.003	
Q Out		82.987.803

Tabel 3.67 Neraca Panas Hot Compressed Water (R-01) (Lanjutan)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q Reaksi		890.893
Q Pemanas	49.281.881	
Q Loss		4.928.188
Total	88.806.884	88.806.884

b. Neraca Panas Delignification (R-02)**Tabel 3.68** Neraca Panas Delignification (R-02)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	42.169.213	
Q Out		42.169.213
Q Reaksi	11.302	
Q Pendingin		11.302
Total	42.180.515	42.180.515

c. Neraca Panas Neutralizer (N-01)**Tabel 3.69** Neraca Panas Neutralizer (N-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	6.276.507	
Q Out		4.343.273
Q Reaksi	12.086	
Q Pendingin		1.945.319
Total	6.288.593	6.288.593

d. Neraca Panas Reactor SSF (R-03)

Tabel 3.70 Neraca Panas Reactor SSF (R-03)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	26.919.460	
Q Out		26.988.269
Q Reaksi	14.060.344	
Q Pendingin		13.991.534
Total	40.979.803	40.979.803

e. Neraca Panas Centrifuge (CF-01)

Tabel 3.71 Neraca Panas Centrifuge (CF-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	8.990.893	
Q Out Atas		8.418.238
Q Out Bawah		572.656
Total	8.990.893	8.990.893

f. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.72 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	122.098.119	
Q Out Atas		1.582.556
Q Out Bawah		120.515.563
Total	122.098.119	122.098.119

g. Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Tabel 3.73 Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	893.046	
Q Out		898.390
Q Pemanas	2.344	
Total	895.390	895.390

h. Neraca Panas Condenser 1 (CD-01)

Tabel 3.74 Neraca Panas Condenser 1 (CD-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	3.076.852	
Q Out		1.764.037
Q Pendingin		1.312.815
Total	3.076.852	3.076.852

i. Neraca Panas Condenser 2 (CD-02)

Tabel 3.75 Neraca Panas Condenser 2 (CD-02)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	1.302.482	
Q Out		12.976
Q Pendingin		1.289.506
Total	1.302.482	1.302.482

j. Neraca Panas Pressure Swing Adsorption (PSA-01)

Tabel 3.76 Neraca Panas Pressure Swing Adsorption (PSA-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	1.618.117	
Q Out Atas		1.519.176
Q Out Bawah		98.941
Total	1.618.117	1.618.117

k. Neraca Panas Cooler 1 (C-01)

Tabel 3.77 Neraca Panas Cooler 1 (C-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	672.737	
Q Out		517.633
Q Pendingin		155.104
Total	672.737	672.737

l. Neraca Panas Cooler 2 (C-02)

Tabel 3.78 Neraca Panas Cooler 2 (C-02)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	856.159	
Q Out		696.858
Q Pendingin		159.301
Total	856.159	856.159

m. Neraca Panas Cooler 3 (C-03)

Tabel 3.79 Neraca Panas Cooler 3 (C-03)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	969.311	
Q Out		943.732
Q Pendingin		25.578
Total	969.311	969.311

n. Neraca Panas Heater 1 (H-01)

Tabel 3.80 Neraca Panas Heater 1 (H-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	873.749	
Q Out		881.796
Q Pemanas	8.047	
Total	881.796	881.796

o. Neraca Panas Heater 2 (H-02)

Tabel 3.81 Neraca Panas Heater 2 (H-02)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	943.618	
Q Out		1.014.913
Q Pemanas	71.295	
Total	1.014.913	1.014.913

p. Neraca Panas Heater 3 (H-03)

Tabel 3.82 Neraca Panas Heater 3 (H-03)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q in	12.864	
Q Out		15.153
Q Pemanas	2.289	
Total	15.153	15.153

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan aspek yang sangat penting dalam tahap pendirian pabrik. Pemilihan lokasi yang strategis diperkirakan akan memberikan dampak positif signifikan, khususnya terhadap nilai ekonomi pabrik.

Fasilitas produksi bioetanol dengan target kapasitas 60.000 ton/tahun direncanakan akan berlokasi di Kecamatan Mentawa Baru Ketapang, Kabupaten Kotawaringin Timur, Kalimantan Tengah dengan titik koordinat tepatnya di -2.579243, 112.988798.



Gambar 4.1 Denah Lokasi Pabrik

Berikut merupakan beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan:

4.1.1 Faktor Penentu Lokasi pabrik

1. Ketersediaan Bahan Baku (Tandan Kosong Kelapa Sawit)

Penentuan lokasi pabrik bioetanol sangat dipengaruhi oleh ketersediaan bahan baku utama yaitu tandan kosong kelapa sawit (TKKS), kualitas bahan baku yang optimal akan mempengaruhi efisiensi proses konversi, sementara kedekatan lokasi pabrik dengan sumber bahan baku secara signifikan dapat mengurangi biaya transportasi, serta membuka potensi pemanfaatan limbah sebagai sumber daya tambahan, sehingga memastikan ketersediaan bahan baku yang terjamin yang menjadi landasan untuk keberhasilan pabrik. Berdasarkan data dari [Badan Pusat Statistik \(2022\)](#), Kalimantan Tengah merupakan provinsi dengan produktivitas kelapa sawit tertinggi kedua di Indonesia dengan luas area perkebunan sebesar 2,21 juta ha yang juga disertai dengan beberapa pabrik kelapa sawit.

2. Infrastruktur dan Utilitas

Pendirian pabrik bioetanol di Kotawaringin Timur, Kalimantan Tengah, yang memanfaatkan tandan kosong kelapa sawit (TKKS) sebagai bahan baku, memerlukan infrastruktur yang memadai meliputi akses jalan yang layak untuk pengangkutan TKKS dari perkebunan dan distribusi bioetanol, ketersediaan listrik yang stabil dan mencukupi untuk operasional pabrik, pasokan air bersih yang berkelanjutan untuk proses produksi, serta jaringan

komunikasi dan internet yang baik untuk pengendalian proses dan manajemen rantai pasok.

3. Logistik dan Transportasi

Efisiensi logistik dan transportasi menjadi pertimbangan penting dalam pemilihan lokasi pabrik bioetanol, di mana akses ke jaringan jalan yang memadai untuk pengiriman bahan baku dan distribusi produk, akses jalan menuju Kotawaringin Timur dapat diakses melalui jalur utama Sampit–Pangkalan Bun. Selain itu, potensi pemanfaatan pelabuhan dapat melalui Sungai Mentaya.

4. Tenaga Kerja

Faktor tenaga kerja memiliki peran yang sangat penting dalam keberhasilan operasional pabrik bioetanol, di mana ketersediaan tenaga ahli di masing-masing bidang, serta tenaga kerja operasional yang dapat dilatih menjadi pertimbangan utama. Biaya tenaga kerja yang kompetitif dan potensi pengembangan sumber daya manusia melalui pelatihan juga akan mempengaruhi efisiensi biaya dan kualitas operasional pabrik dalam jangka panjang.

5. Faktor Lingkungan dan Sosial

Aspek lingkungan dan sosial menjadi penentu strategis dalam pemilihan lokasi pabrik bioetanol, yang meliputi analisis dampak lingkungan (AMDAL) untuk meminimalkan potensi dampak negatif dan memastikan kepatuhan terhadap peraturan

lingkungan. Kesesuaian lokasi dengan rencana tata ruang wilayah dan kemudahan dalam perolehan izin-izin yang diperlukan (lingkungan, bangunan, operasi) menjadi faktor krusial untuk mempercepat realisasi proyek dan menghindari potensi hambatan regulasi di kemudian hari.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan suatu mekanisme yang melibatkan pengetahuan tentang kebutuhan dan juga pemanfaatan ruang untuk fasilitas dan proses produksi yang disusun secara efisien demi tercapainya siklus produksi yang baik dan efisien. Pengaturan tata letak pabrik yang baik sangat penting dalam perencanaan pembangunan pabrik karena akan memberikan berbagai manfaat dalam keberlangsungan pabrik, hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah:

1. Keamanan Tata Letak Pabrik.

Faktor keamanan menjadi prioritas utama dalam penentuan tata letak pabrik. Tata letak harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat meminimalkan risiko kecelakaan kerja, kebakaran, serta paparan bahan kimia berbahaya. Hal ini meliputi penyediaan jalur evakuasi yang jelas dan mudah diakses, pengaturan jarak aman antar unit proses, serta instalasi sistem proteksi seperti alat pemadam kebakaran dan sensor deteksi gas. Dengan memastikan aspek keamanan yang baik, keberlangsungan operasi pabrik dapat

terjaga, serta dapat memenuhi standar keselamatan dan regulasi yang berlaku.

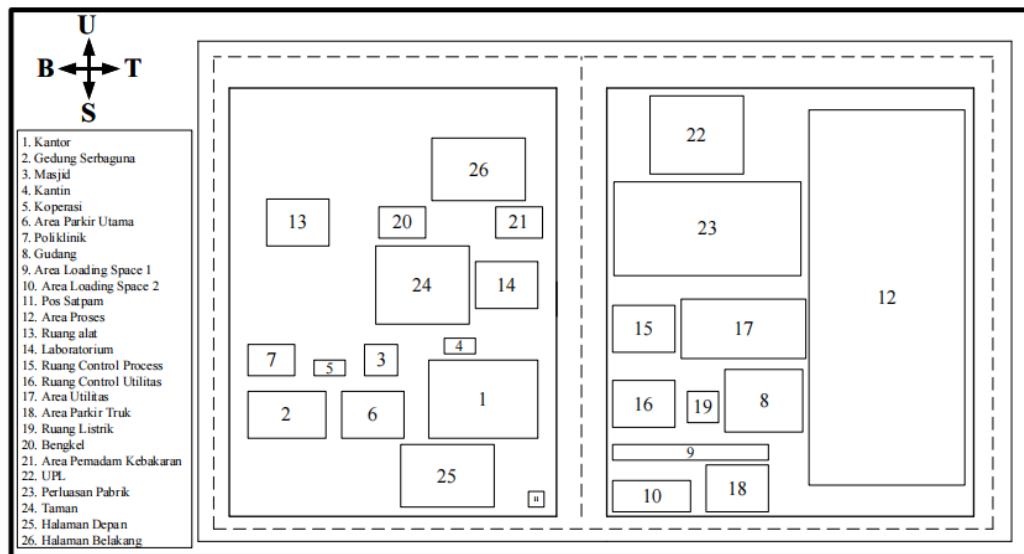
2. Efisiensi Tata Letak Pabrik

Efisiensi dalam tata letak pabrik bertujuan untuk memaksimalkan penggunaan ruang dan sumber daya, serta meminimalkan waktu dan biaya produksi. Unit-unit proses harus diatur sedemikian rupa agar aliran bahan baku, produk antara, dan produk jadi dapat bergerak secara linear dan logis, tanpa perlu adanya perjalanan yang berputar atau tidak perlu. Tata letak yang efisien juga mempertimbangkan kedekatan antara area penyimpanan bahan baku, proses produksi, dan penyimpanan produk akhir, sehingga mengurangi waktu transportasi dan *handling material*.

3. Lalu Lintas Transportasi Baik dan Efisien

Perancangan jalur transportasi di dalam pabrik harus mendukung kelancaran mobilitas bahan, produk, serta peralatan tanpa hambatan. Jalur-jalur transportasi harus diatur dengan mempertimbangkan volume lalu lintas, frekuensi penggunaan, serta jenis alat transportasi yang digunakan, seperti *conveyor*, *forklift*, atau kendaraan angkut lainnya. Dengan sistem lalu lintas yang tertata baik, dapat menghindari kemacetan, mengurangi risiko kerusakan produk, dan meningkatkan keselamatan pekerja.

Dengan demikian, perencanaan tata letak pabrik yang mempertimbangkan aspek keamanan, efisiensi, dan kelancaran lalu lintas transportasi menjadi faktor krusial dalam mendukung operasional pabrik yang optimal. Tata letak yang dirancang secara tepat tidak hanya meningkatkan produktivitas, tetapi juga berkontribusi terhadap keselamatan kerja, efisiensi biaya, dan kelangsungan usaha dalam jangka panjang. Oleh karena itu, perencanaan tata letak harus dilakukan dengan analisis yang matang dan disesuaikan dengan kebutuhan spesifik dari proses produksi yang akan dijalankan.



Skala 1:1000

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Berikut merupakan rincian luas tanah dan bangunan pabrik

bioetanol:

Tabel 4.1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas Bangunan (m ²)	Luas Tanah (m ²)
1	Kantor	35	25	875	963
2	Gedung Serbaguna	25	15	375	413
3	Masjid	10	10	100	110
4	Kantin	10	5	50	55
5	Koperasi	10	5	50	55
6	Area Parkir Utama	20	15	300	330
7	Poliklinik	15	10	150	165
8	Gudang	25	20	500	550
9	Area <i>Loading Space</i> 1	50	5	250	275
10	Area <i>Loading Space</i> 2	25	10	250	275
11	Pos Satpam	5	5	25	28
12	Area Proses	50	120	6.000	6.600
13	Ruang Alat	20	15	300	330
14	Laboratorium	20	15	300	330
15	Ruang <i>Control Process</i>	20	15	300	330
16	Ruang <i>Control Utilitas</i>	20	15	300	330
17	Area Utilitas	40	20	800	880
18	Area Parkir Truk	20	15	300	330

Tabel 4.2 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan)

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas Bangunan (m ²)	Luas Tanah (m ²)
19	Ruang Listrik	10	10	100	110
20	Bengkel	15	10	150	165
21	Area Pemadam Kebakaran	15	10	150	165
22	UPL	30	25	750	825
23	Perluasan Pabrik	60	30	-	1800
24	Taman	30	25	750	825
25	Halaman Depan	35	20	700	770
26	Halaman Belakang	35	20	700	770
Total Luas				14.525	17.778

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Process Plant & Equipment*)

Tata letak alat proses dalam sebuah pabrik industri merupakan salah satu elemen penting yang berpengaruh langsung terhadap kelancaran operasi, efisiensi produksi, serta keselamatan kerja. Tata letak ini mencakup pengaturan posisi peralatan utama hingga fasilitas pendukung lainnya, yang dirancang sedemikian rupa agar proses produksi dapat berjalan secara efektif dan minim hambatan. Tujuan utama dari perencanaan tata letak alat proses adalah untuk mengoptimalkan aliran produksi, mengurangi potensi risiko operasional, mempermudah perawatan, serta meningkatkan produktivitas secara keseluruhan.

Dalam merancang tata letak alat proses, terdapat beberapa hal penting yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Siklus Aliran Bahan Baku Hingga Produk

Tata letak harus mendukung aliran bahan baku dari tahap awal hingga menjadi produk akhir secara berurutan dan tanpa hambatan yang tidak perlu. Setiap unit operasi harus ditempatkan sesuai urutan proses, sehingga mengurangi waktu perpindahan bahan, menghindari kontaminasi silang, dan meningkatkan efisiensi produksi.

2. Aliran Udara

Pengaturan sirkulasi udara di sekitar alat proses menjadi penting untuk menjaga kestabilan suhu, membuang panas berlebih, serta mencegah akumulasi gas berbahaya. Aliran udara yang baik juga berkontribusi terhadap kenyamanan dan keselamatan kerja, terutama pada area yang menghasilkan uap, debu, atau gas beracun.

3. Penerangan

Sistem pencahayaan yang memadai harus direncanakan, baik pencahayaan alami maupun buatan, untuk memastikan area proses memiliki visibilitas yang baik. Penerangan yang tepat akan meningkatkan keselamatan operator, mempercepat kegiatan inspeksi, serta mendukung akurasi dalam operasi dan perawatan alat.

4. Lalu Lintas dan Transportasi

Setiap peralatan harus diberi jarak yang cukup satu sama lain untuk memberikan ruang gerak bagi operator, mengakomodasi ekspansi termal, serta mempermudah instalasi, inspeksi, dan perawatan. Jarak ini juga penting untuk mencegah penyebaran api atau ledakan apabila terjadi insiden.

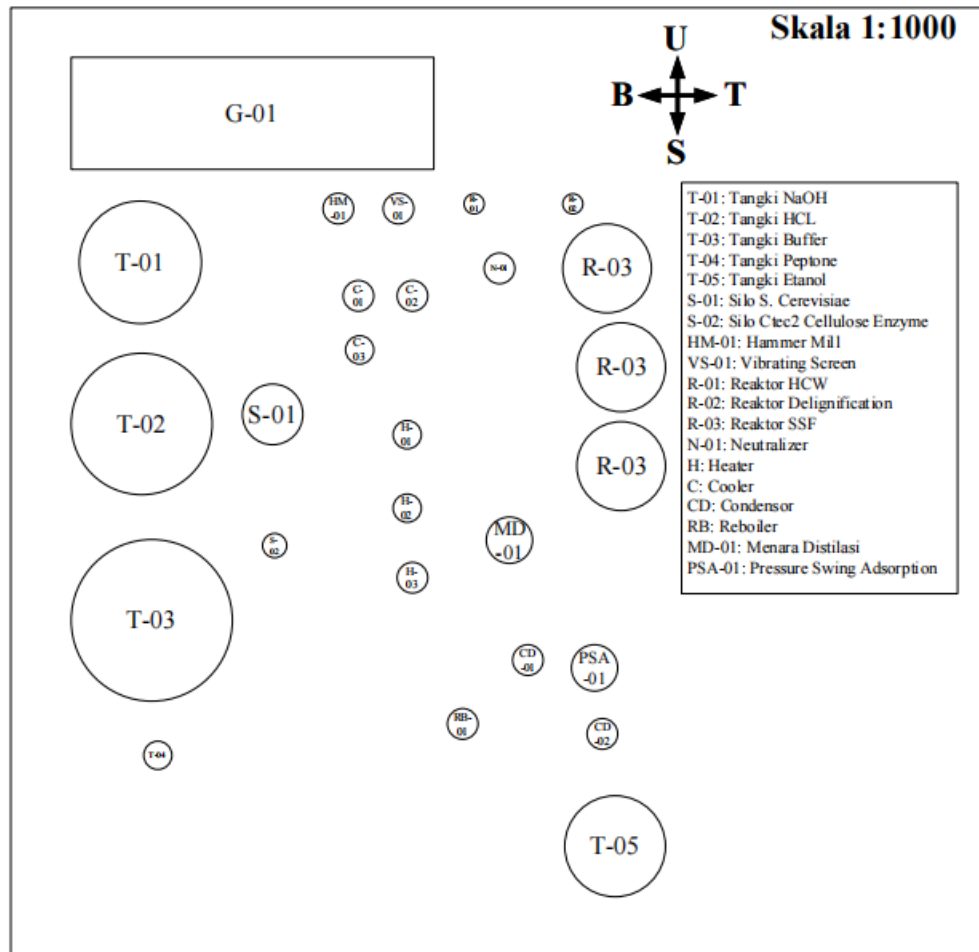
5. Jarak Pada Alat Proses

Setiap peralatan harus diberi jarak yang cukup satu sama lain untuk memberikan ruang gerak bagi operator, mengakomodasi ekspansi termal, serta mempermudah instalasi, inspeksi, dan perawatan. Jarak ini juga penting untuk mencegah penyebaran api atau ledakan apabila terjadi insiden.

6. Perawatan (*Maintenance*)

Aksesibilitas alat terhadap kegiatan perawatan rutin dan perbaikan harus menjadi pertimbangan utama dalam tata letak. Posisi alat harus memungkinkan teknisi untuk melakukan inspeksi, penggantian komponen, atau pembersihan tanpa kesulitan berarti, sehingga *downtime* pabrik dapat diminimalkan.

Dengan memperhatikan berbagai aspek tersebut secara cermat, tata letak alat proses dapat dirancang untuk mendukung operasi pabrik yang lebih aman, efisien, dan berkelanjutan. Perencanaan tata letak alat proses (*process plant & equipment*) bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit dengan kapasitas 60.000 ton/tahun dapat dilihat dalam gambar berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan bioetanol yang direncanakan akan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah suatu badan usaha berbadan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian antara dua pihak atau lebih, dengan modal dasar yang terbagi dalam saham, serta memiliki kedudukan hukum yang terpisah dari para pemiliknya. Dalam struktur PT, perusahaan memiliki hak dan kewajiban hukum tersendiri, sehingga dapat melakukan

perjanjian, memiliki aset, serta bertanggung jawab secara hukum atas segala aktivitas operasionalnya tanpa membebani kekayaan pribadi pemegang saham.

Pemilihan bentuk PT dalam pendirian perusahaan ini didasarkan pada beberapa pertimbangan strategis. Pertama, PT memberikan perlindungan hukum kepada para pemilik atau pemegang saham, di mana tanggung jawab mereka terbatas hanya sebesar modal yang disetorkan ke dalam perusahaan. Dengan demikian, apabila perusahaan mengalami kerugian atau kebangkrutan, kerugian tersebut tidak berdampak langsung pada harta pribadi pemegang saham. Kedua, PT menawarkan fleksibilitas yang lebih besar dalam hal pengumpulan modal. Melalui penerbitan saham, perusahaan dapat memperoleh tambahan dana dari investor baru untuk mendukung pengembangan usaha, riset dan pengembangan produk, atau ekspansi kapasitas produksi.

Selain itu, struktur manajerial dalam PT lebih profesional dan terorganisasi, karena adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas, mulai dari Direksi, Komisaris, hingga manajer operasional di masing-masing divisi. Hal ini memungkinkan perusahaan untuk beroperasi lebih efektif, meningkatkan akuntabilitas, serta memudahkan pengawasan dan pengambilan keputusan strategis. Bentuk PT juga memberikan keunggulan kompetitif dalam membangun kepercayaan mitra bisnis, calon pelanggan, serta mendapatkan akses terhadap pembiayaan dari lembaga perbankan atau investor institusi.

Dengan berbagai keunggulan tersebut, bentuk Perseroan Terbatas dipilih untuk mendukung visi perusahaan dalam mencapai operasional yang lebih aman, efisien, profesional, serta berorientasi pada pertumbuhan jangka panjang yang berkelanjutan.

4.4.2 Struktur Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan merupakan susunan yang mengatur hubungan kerja antara bagian-bagian dalam perusahaan secara sistematis dan terkoordinasi. Keberadaan struktur organisasi menjadi elemen penting dalam sebuah perusahaan karena memberikan dasar yang kuat untuk membagi tugas, wewenang, dan tanggung jawab secara jelas di antara seluruh elemen yang terlibat. Tanpa adanya struktur organisasi yang terencana dengan baik, operasional perusahaan akan mengalami berbagai kendala seperti ketidakjelasan peran, tumpang tindih tugas, kesalahan dalam alur komunikasi, serta lambatnya proses pengambilan keputusan. Oleh karena itu, pembentukan struktur organisasi menjadi bagian integral dalam mendukung kelancaran dan keberhasilan pencapaian tujuan perusahaan.

Tujuan utama dari penyusunan struktur organisasi adalah untuk memastikan bahwa setiap individu memahami posisi, fungsi, dan tanggung jawabnya dalam perusahaan. Struktur ini juga memudahkan koordinasi antara divisi-divisi yang ada, mempercepat aliran informasi dan pengambilan keputusan, serta meningkatkan efisiensi dan produktivitas kerja. Dengan adanya jalur pelaporan yang jelas, manajemen dapat

melakukan pengawasan dan evaluasi kinerja karyawan secara lebih efektif, sekaligus mempermudah dalam melakukan perbaikan operasional bila diperlukan. Selain itu, struktur organisasi juga membantu dalam mengoptimalkan penggunaan sumber daya manusia, di mana setiap posisi diisi oleh tenaga kerja yang memiliki kompetensi sesuai bidangnya.

Manfaat dari penerapan struktur organisasi yang baik tidak hanya terbatas pada peningkatan efisiensi internal, tetapi juga berdampak pada stabilitas dan perkembangan perusahaan dalam jangka panjang. Struktur organisasi yang tertata rapi mampu menciptakan ketertiban dalam operasional sehari-hari, meminimalkan potensi konflik antar karyawan, serta memperjelas jalur karir dan peluang pengembangan bagi seluruh anggota perusahaan. Dengan demikian, struktur organisasi tidak hanya menjadi kerangka kerja administratif, tetapi juga berfungsi sebagai alat strategis yang mendorong pertumbuhan, inovasi, dan daya saing perusahaan di tengah persaingan industri yang semakin ketat.

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris berperan sebagai badan pengawas yang bertugas mengawasi jalannya perusahaan secara umum. Mereka memberikan nasihat strategis kepada direksi serta memastikan bahwa perusahaan berjalan sesuai prinsip *good corporate governance* dan peraturan yang berlaku.

2 Direktur Utama

Direktur Utama bertanggung jawab atas keseluruhan manajemen dan operasional perusahaan. Posisi ini memimpin pelaksanaan strategi perusahaan, mengambil keputusan penting, serta menjamin pencapaian visi dan misi perusahaan.

3 Direktur Operasi dan Produksi

Direktorat ini merupakan jantung operasional pabrik. Direktur Operasi dan Produksi bertanggung jawab langsung terhadap jalannya seluruh kegiatan produksi mulai dari pengolahan bahan baku, pemeliharaan alat produksi, hingga pemanfaatan teknologi dan hubungan dengan mitra bisnis. Ia memastikan bahwa setiap proses berjalan sesuai dengan rencana produksi, efisien, dan mematuhi standar keselamatan dan kualitas.

3.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Fungsi ini bertugas untuk memastikan bahwa proses utama dalam pembuatan bioetanol seperti *pretreatment*, hidrolisis, fermentasi, dan distilasi berjalan sesuai parameter teknis yang ditentukan. Bagian utilitas mendukung dengan menyediakan energi, air, uap, dan kebutuhan operasional lainnya.

3.2 Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan

Dalam industri kimia, peralatan harus dijaga dalam kondisi prima. Fungsi ini memastikan seluruh peralatan mendapat pemeliharaan rutin dan penanganan cepat jika terjadi kerusakan, guna mencegah terjadinya *downtime* yang dapat merugikan secara ekonomi.

3.3 Kepala Bagian Mitra Bisnis

Bagian ini mengatur interaksi antara perusahaan dengan pihak eksternal seperti pemasok bahan baku, distributor, dan pelanggan. Dalam konteks bioetanol, kerja sama dengan pihak industri lain (misalnya produsen bahan bakar campuran atau sektor otomotif) sangat penting.

3.4 Kepala Bagian Teknologi

Mengemban peran penting dalam riset, pengembangan proses, dan penerapan teknologi baru untuk meningkatkan efisiensi dan kualitas produk. Termasuk di dalamnya pengelolaan energi, jaminan mutu produk bioetanol, serta pengawasan terhadap keselamatan kerja dan lingkungan.

4 Direktur Administrasi dan Umum

Direktorat ini menangani aspek non-teknis yang mendukung keberlangsungan kegiatan operasional, mulai dari keuangan, pengelolaan SDM, pengadaan barang, pengamanan aset, hingga pengelolaan sistem informasi.

4.1 Kepala Bagian Administrasi Keuangan

Mengatur arus kas perusahaan, penganggaran biaya produksi, serta penyusunan laporan keuangan yang akurat untuk pengambilan keputusan strategis.

4.2 Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia

Sumber daya manusia merupakan aset penting dalam industri kimia. Bagian ini menangani perekrutan, pelatihan, pengembangan

kompetensi, serta penilaian kinerja karyawan untuk menjamin keberlangsungan SDM yang profesional.

4.3 Kepala Bagian Umum

Mengelola kebutuhan operasional sehari-hari yang tidak berkaitan langsung dengan produksi, seperti kebersihan, keamanan, transportasi internal, serta pengelolaan fasilitas umum.

4.4 Kepala Bagian IT

Dengan berkembangnya teknologi industri 4.0, pengelolaan informasi dan data produksi menjadi krusial. Bagian IT bertanggung jawab atas sistem informasi perusahaan, baik untuk pemantauan produksi, keamanan data, maupun konektivitas antar bagian.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Sistem kepegawaian pada pabrik bioetanol ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jam kerja karyawan *non-shift*

1) Senin – Kamis

Jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

2) Jumat

Jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

3) Sabtu dan Minggu

Libur

b. Jam kerja karyawan *shift*

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi;

- *Shift* Pagi : 08.00 – 16.00
- *Shift* Sore : 16.00 – 24.00
- *Shift* Malam : 24.00 – 08.00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan satu regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 3 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 4.3 Jadwal Kerja

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Tabel 4.4 Jadwal Kerja (Lanjutan)

Hari/ Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan:

P = *Shift Pagi*

S = *Shift Siang*

M = *Shift Malam*

L = *Libur*

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut Tabel 4.3. merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel 4.5 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp65.000.000	Rp65.000.000
2	Direktur Operasi dan Produksi	1	Rp55.000.000	Rp55.000.000
3	Direktur Administrasi dan Umum	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
4	Kepala Bagian	8	Rp15.911.115	Rp127.288.920
5	Operator Produksi	20	Rp8.000.000	Rp160.000.000
6	Teknisi Utilitas	6	Rp7.000.000	Rp42.000.000

Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
7	Laboran QC	3	Rp7.500.000	Rp22.500.000
8	Teknisi Mekanik	6	Rp.7.000.000	Rp42.000.000
9	Teknisi Instrumentasi	3	Rp10.000.000	Rp30.000.000
10	Planner <i>Maintenance</i>	2	Rp8.370.660	Rp16.741.320
11	Staf <i>Procurement</i>	2	Rp8.300.000	Rp16.600.000
12	Staf Logistik	3	Rp6.880.000	Rp20.640.000
13	Staf Pemasaran	2	Rp8.000.000	Rp16.000.000
14	<i>Process Engineer</i>	3	Rp13.150.000	Rp39.450.000
15	Staf R&D	2	Rp7.000.000	Rp14.000.000
16	Staf Akuntansi	3	Rp6.700.000	Rp20.100.000
17	Sekretaris	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
18	Staf Training	2	Rp6.300.000	Rp12.600.000
19	Staf <i>Recruitment</i>	2	Rp6.630.000	Rp13.260.000
20	<i>Security</i>	4	Rp6.000.000	Rp24.000.000
21	Petugas kebersihan	3	Rp5.400.000	Rp16.200.000
22	Staf K3L	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
23	Staf IT	2	Rp6.500.000	Rp13.000.000
24	Perawat	2	Rp7.000.000	Rp14.000.000
25	Dokter	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
Total				Rp865.380.240

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 25 setiap bulannya kepada 85 karyawan. Apabila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan pabrik selain menerima gaji setiap bulan. Karyawan juga diberikan jaminan sosial berupa fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Tunjangan tersebut berupa:

- Tunjangan hari raya keagamaan
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan istri dan anak
- Tunjangan rumah sakit dan kematian
- Jaminan sosial tenaga kerja (Jamsostek)
- Uang makan

a. Hak Cuti

1) Cuti tahunan

Diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.

2) Cuti massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

3) Cuti hamil

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

b. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Jamsostek merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan. Bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya.

c. Koperasi

Koperasi karyawan diberikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

d. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum satu kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang ditunjuk oleh perusahaan.

e. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Selain itu, disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

f. Tunjangan Hari raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

g. Tempat Ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktivitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersama dengan penerimaan gaji tiap bulan.

BAB V UTILITAS

Dalam suatu pabrik kimia, termasuk pabrik bioetanol, utilitas merujuk pada serangkaian unit pendukung yang berfungsi menyediakan semua kebutuhan operasional non-produk yang esensial untuk menunjang kelancaran proses produksi. Unit-unit utilitas ini tidak secara langsung menghasilkan produk utama, tetapi memiliki peran yang sangat krusial dalam memastikan seluruh sistem produksi dapat berjalan dengan stabil, aman, dan efisien. Tanpa kehadiran sistem utilitas yang dirancang dan dioperasikan secara optimal, maka proses produksi akan sangat mudah terganggu atau bahkan tidak dapat dijalankan.

Salah satu aspek fundamental dalam mendesain dan mengoperasikan pabrik bioetanol adalah penyediaan sistem utilitas yang andal dan berkelanjutan. Utilitas menyediakan berbagai sarana penunjang yang melengkapi keberadaan bahan baku dan bahan pembantu agar reaksi dan proses fisik di dalam pabrik berlangsung sesuai dengan kondisi yang diharapkan. Selain itu, unit-unit ini juga memastikan bahwa setiap peralatan produksi mendapatkan energi, media transfer panas, udara kontrol, dan sumber daya lainnya yang dibutuhkan dalam jumlah, tekanan, suhu, dan spesifikasi yang tepat.

Pada perancangan pabrik bioetanol berbasis tandan kosong kelapa sawit ini, sistem utilitas yang dirancang mencakup beberapa unit utama, antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

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

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Sumber pasokan air bagi sebuah pabrik, biasanya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, atau air laut. Dalam perancangan pabrik bioetanol ini, sumber air yang dipilih adalah air sungai tepatnya berlokasi di Sungai Mentaya, Kotawaringin Timur, Kalimantan Tengah. Pemilihan air sungai sebagai sumber air didasarkan pada beberapa pertimbangan berikut:

- a. Ketersediaan air sungai cenderung lebih stabil dibandingkan air sumur, sehingga risiko kekurangan air dapat diminimalisir.
- b. Letak sungai berada di dekat pabrik.
- c. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif lebih ekonomis jika dibandingkan dengan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar.

Air yang diperlukan untuk kebutuhan pabrik akan digunakan untuk:

1. Air Pendingin

Air merupakan media pendingin yang ideal karena memiliki karakteristik sebagai berikut:

- a) Ketersediaan melimpah dan mudah diperoleh dalam volume besar.
- b) Proses pengolahan dan pengontrolannya relatif sederhana.
- c) Kapasitas kalor tinggi, mampu menyerap panas dalam jumlah besar per unit volumenya.
- d) Stabil secara volumetrik, tidak mengalami penyusutan signifikan pada rentang suhu operasional.
- e) Stabil secara kimiawi, tidak mengalami dekomposisi.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik bioetanol ini disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah, kg/jam
<i>Cooler 1</i>	C-01	9.047
<i>Cooler 2</i>	C-02	21.571
<i>Cooler 3</i>	C-03	3.251
<i>Delignification</i>	R-02	11.302
<i>Neutralizer</i>	N-01	208.638
Reaktor SSF	R-03	42.001.219
Condenser 1	CD-01	19.752
Condenser 2	CD-02	14.569
Total		42.289.348

Perancangan kebutuhan air pemanas tersebut dibuat *over design* sebanyak 20% menjadi 50.747.217 kg/jam.

2. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

Proses pengolahan air umpan boiler memerlukan perhatian khusus pada beberapa parameter utama, yaitu:

a) Zat yang menyebabkan korosi

Korosi pada sistem boiler dapat terjadi akibat kandungan dalam air berupa larutan asam serta gas terlarut seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2).

b) Zat yang menyebabkan kerak (*Scale*)

Kerak (*scale*) terbentuk akibat adanya mineral kesadahan dan suhu operasi tinggi, utamanya berasal dari senyawa karbonat dan silika yang terlarut dalam air.

c) Zat yang menyebabkan busa (*Foam*)

Air kondensat yang didaur ulang dapat menimbulkan *foaming* akibat kandungan senyawa organik tak larut dalam konsentrasi tinggi, dengan kondisi alkalinitas tinggi yang memperparah efek pembusaannya.

Kebutuhan air umpan *boiler* untuk alat-alat pada pabrik bioetanol terlampir pada tabel berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Umpan Boiler

Nama Alat	Kode	Jumlah, kg/jam
<i>Heater 1</i>	H-01	13
<i>Heater 2</i>	H-02	36
<i>Heater 3</i>	H-03	1,144

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Umpan Boiler (Lanjutan)

Nama Alat	Kode	Jumlah, kg/jam
<i>Hot Compressed Water</i>	R-01	26.440.721
<i>Reboiler</i>	RB-01	1,172
Total		26.440.772

Perancangan kebutuhan air pemanas tersebut dibuat *over design* sebanyak 20% menjadi 31.728.927 kg/jam.

3. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan higienis dan kebersihan, mencakup penggunaan di perumahan, perkantoran, laboratorium, dan tempat ibadah. Persyaratan kualitas air sanitasi meliputi:

a) Persyaratan Fisik

1. Suhu: lebih rendah dari suhu lingkungan
2. Warna: jernih/tidak berwarna
3. Rasa: netral/tidak berasa
4. Bau: tidak berbau

b) Persyaratan Kimiawi

1. Bebas dari kandungan zat organik dan anorganik terlarut.
2. Tidak mengandung bakteri patogen yang dapat mengubah sifat fisik air.
3. Bebas dari bahan beracun berbahaya.

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per harinya. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso,2001). Sehingga total kebutuhan air sanitasi pada pabrik ini diperkirakan sebesar 16.700 kg/hari dengan jumlah total karyawan pada pabrik ini sebanyak 83 orang.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai harus melalui proses pengolahan sebelum dapat digunakan dengan tepat. Proses ini diperlukan untuk menghilangkan kontaminan atau zat-zat lain yang dapat mengganggu kualitas air. Berikut merupakan tahapan dalam pengolahan air yaitu:

1. *Screening*

Proses pengolahan diawali dengan pemompaan air sungai ke unit penyaringan awal yang secara mekanis menyisihkan material makro seperti sampah organik. Proses ini bersifat fisik tanpa melibatkan bahan kimia. Partikel halus yang lolos akan diolah pada tahap selanjutnya. Pemasangan saringan (*screen*) pada inlet pompa berfungsi sebagai proteksi awal untuk menjaga kinerja dan durabilitas sistem filtrasi berikutnya.

2. *Reverse Osmosis/Desalinasi*

Setelah melewati pengendapan awal air laut akan didesalinasi atau proses untuk menghilangkan kadar garam yang terkandung dalam air. Teknologi Membrane *reverse osmosis*

merupakan teknologi yang digunakan pada proses desalinasi. Pada *reverse osmosis*, air yang memiliki konsentrasi garam yang tinggi akan dipompakan dengan tekanan yang tinggi ke dalam *membrane*, sehingga proses perpindahan massa akan memiliki alur proses yang terbalik.

3. Penggumpalan

Koagulasi merupakan proses penggabungan partikel koloid menggunakan bahan koagulan seperti tawas (Aluminium Sulfat/ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) untuk menetralkan muatan partikel dan membentuk endapan yang dapat mengendap secara gravitasi. Tawas, sebagai garam dari asam kuat dan basa lemah, akan terhidrolisis dalam air dengan pH basa. Agar flokulasi berlangsung optimal, diperlukan penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ untuk mengurangi kesadahan karbonat dan menciptakan kondisi alkalis yang mendukung pembentukan gumpalan.

Flokulasi bertujuan mengumpulkan partikel kecil menjadi flok berukuran lebih besar, memudahkan pemisahan melalui sedimentasi dan filtrasi. Kombinasi koagulasi-flokulasi menjadi tahap krusial dalam pengolahan air untuk menghasilkan air bersih yang memenuhi standar keamanan, baik untuk kebutuhan domestik maupun industri.

4. Pengendapan

Proses pengendapan berlangsung dalam *clarifier*, tempat flok hasil koagulasi-flokulasi mengendap dan terpisah dari air. Endapan yang terbentuk kemudian dibuang melalui *blowdown* untuk mempertahankan kualitas air dan efisiensi sistem pengolahan. Tahap ini krusial guna memastikan air hasil olahan memenuhi standar baku serta menjaga kinerja optimal instalasi pengolahan air.

5. Sand Filter

Air yang masih mengandung padatan tersuspensi dari bak pengendapan dialirkan ke *sand filter* untuk menjalani proses filtrasi. Tujuan utama filtrasi ini adalah menyaring mineral-mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan senyawa sejenis lainnya dari dalam air dengan memanfaatkan resin sebagai media penyaring. *Sand filter* memerlukan pencucian rutin (*backwash*, *rinse*) ketika tingkat kekotorannya sudah tinggi. Proses *backwash* dilakukan dengan mengalirkan air secara terbalik untuk membersihkan media filter dari kotoran dan endapan yang menempel, sedangkan *rinse* berfungsi menstabilkan media filter sebelum digunakan kembali untuk operasi normal. Tahap filtrasi ini memegang peranan krusial dalam pengolahan air guna menjamin air hasil olahan terbebas dari kontaminan mineral yang dapat menurunkan kualitas air serta memenuhi standar kesehatan dan kebersihan yang berlaku.

6. Bak Penampungan Air Bersih

Setelah melalui tahap filtrasi, air tersebut sudah memenuhi kriteria sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampungan sementara sebelum proses distribusi. Bak penampungan ini berperan sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum air dialirkan ke konsumen akhir atau sistem penyaluran yang sesuai. Berikut daftar distribusi air bersih:

- a. Air Domestik dan Service
- b. Air Pendingin
- c. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)
- d. Air Sanitasi

7. Klorinasi

Proses klorinasi air adalah tahap dimana senyawa klorin (Cl_2) atau hipoklorit dicampurkan ke dalam air. Tujuan utamanya adalah membunuh bakteri dan mikroorganisme dalam air agar air tersebut memenuhi standar keamanan untuk kebutuhan sehari-hari. Tahap ini memegang peranan vital dalam sistem pengolahan air guna menjamin air yang dikonsumsi masyarakat terbebas dari mikroba patogen penyebab penyakit. Klorinasi dilaksanakan di unit pengolahan air sebagai langkah penting dalam menjaga kualitas air yang sehat dan aman bagi pengguna.

8. Demineralisasi

Proses demineralisasi ditujukan untuk menghilangkan ion-ion dalam air hasil filtrasi yang akan digunakan sebagai umpan

boiler. Prosedur ini meliputi dua tahapan utama, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Pada tahap pelunakan air, mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan sejenisnya dipisahkan melalui *kation exchanger*. Di dalam *kation exchanger*, mineral-mineral tersebut diikat oleh resin *hydrogen-zeolite* yang memiliki kapasitas tertentu dalam menyerap ion-ion tersebut. Saat resin mencapai titik jenuh, dilakukan regenerasi menggunakan asam kuat H_2SO_4 . Air hasil *kation exchanger* merupakan air bebas mineral yang telah mengurangi potensi pembentukan kerak (*scaling*).

Air dari *kation exchanger* kemudian diproses lebih lanjut di *anion exchanger* untuk tahap dealkalinasi. Tujuan tahap ini adalah menyerap ion-ion negatif seperti HCO_3^- , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- , dan lainnya yang dapat menimbulkan masalah ketika air basa dipanaskan, termasuk pembentukan gas CO_2 yang dapat mengganggu operasi boiler dan peralatan proses terkait. *Anion exchanger* memanfaatkan resin *weakly basic* untuk mengikat ion-ion tersebut. Ketika kapasitas resin terpenuhi, dilakukan regenerasi dengan penambahan basa kuat NaOH . Air hasil *anion exchanger* telah terbebas dari ion-ion pengganggu. Namun untuk memenuhi syarat sebagai umpan *boiler*, diperlukan proses pengolahan lanjutan guna memastikan kualitas air sesuai standar yang mendukung performa dan keandalan boiler serta sistem proses pendukungnya.

9. Deaerasi

Air hasil demineralisasi yang akan menjadi umpan *boiler* harus melalui proses deaerasi guna menghilangkan gas terlarut, khususnya O_2 yang berpotensi menimbulkan korosi pada boiler. Korosi ini tidak hanya mengurangi masa pakai *boiler*, namun juga berisiko menyebabkan kerusakan struktural berat akibat penipisan material *boiler* yang dapat mengakibatkan tekanan operasional menyimpang dari desain awal.

Untuk menangani masalah gas terlarut seperti O_2 dan senyawa sejenis, digunakan hidrazin (N_2H_4) sebagai bahan pengikat gas sebelum air masuk ke sistem *boiler*. Air hasil deaerasi dari deaerator sudah memenuhi syarat sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*) dan siap dialirkan ke *boiler*. Di dalam *boiler*, air ini akan dipanaskan hingga berubah menjadi uap (*steam*).

Guna mempertahankan kualitas air *boiler*, dilakukan *blowdown* berkala untuk membuang padatan tersuspensi yang terkumpul. Kehilangan air akibat *blowdown* dikompensasi dengan penambahan *make up water* agar kapasitas proses tetap optimal.

5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini berfungsi untuk menyediakan *steam* guna mendukung kebutuhan proses produksi melalui sistem *boiler*. Sebelum air hasil olahan dari *Water Treatment Plant* (WTP) dialirkan sebagai umpan *boiler*, dilakukan proses *conditioning* terlebih dahulu di *Boiler Feed Water Tank*

untuk mengoptimalkan kualitas air. Tahap *conditioning* ini meliputi pengendalian kadar silika (SiO_2) untuk mencegah *scaling*, reduksi oksigen terlarut (O_2) guna meminimalkan korosi, serta pengaturan kandungan padatan terlarut lainnya. Proses ini dilakukan melalui injeksi bahan kimia khusus seperti *oksigen scavenger* dan *silica dispersant* yang ditambahkan secara terkontrol ke dalam tangki umpan boiler. Tujuan utama *treatment* pendahuluan ini adalah untuk memastikan kualitas air umpan memenuhi spesifikasi teknis yang ketat, sehingga dapat mendukung operasi *boiler* yang aman, efisien, dan berkelanjutan serta mencegah potensi gangguan operasional seperti deposisi mineral dan korosi pada sistem *boiler*.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan energi listrik pada pabrik bioetanol dipasok oleh PLN. Namun, untuk mengantisipasi potensi gangguan pasokan dari PLN, pabrik dilengkapi dengan *generator internal* berbahan bakar solar. *Generator* tersebut berfungsi menghasilkan energi listrik melalui putaran poros engkol yang digerakkan oleh energi panas hasil pembakaran solar. Sistem ini dirancang guna menjamin keberlangsungan suplai listrik yang stabil serta berkesinambungan meskipun terjadi gangguan distribusi dari PLN. Berikut merupakan rincian kebutuhan listrik pabrik bioetanol:

1. Kebutuhan listrik unit proses

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Unit Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	<i>Hammer Mill</i>	HM-01	20	14,91

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Unit Proses (Lanjutan)

No	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
2	<i>Vibrating Screen</i>	VS-01	7,48	5,58
3	<i>Delignification</i>	R-02	40	29,83
4	<i>Neutralizer</i>	N-01	0,5	0,37
5	<i>Reaktor SSF</i>	R-03	1.362	1.015
6	<i>Centrifuge</i>	CF-01	250	186,43
7	<i>Belt Conveyor 1</i>	BC-01	100	74,57
8	<i>Belt Conveyor 2</i>	BC-02	100	74,57
9	<i>Belt Conveyor 3</i>	BC-03	20	14,91
10	<i>Screw Conveyor 1</i>	SC-01	2,25	1,68
11	<i>Screw Conveyor 2</i>	SC-02	2,12	1,58
12	<i>Screw Conveyor 3</i>	SC-03	0,43	0,32
13	Pompa 1	P-01	10	7,46
14	Pompa 2	P-02	50	37,29
15	Pompa 3	P-03	15	11,19
16	Pompa 4	P-04	20	14,91
17	Pompa 5	P-05	0,33	0,25
18	Pompa 6	P-06	15	11,19
19	Pompa 7	P-07	15	11,19
20	Pompa 8	P-08	0,75	0,56
21	Pompa 9	P-09	5	3,73
22	Pompa 10	P-10	3	3,24
23	Pompa 11	P-11	15	11,19
25	<i>Compressor</i>	CP-01	7,84	5,85
Total			2.062	1.537

2. Kebutuhan listrik unit utilitas

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Pompa 1	PU-01	437	325,87
2	Pompa 2	PU-02	1.240	924,67
3	Pompa 3	PU-03	1.295	965,68
4	Pompa 4	PU-04	15	11,19
5	Pompa 5	PU-05	25	18,64
6	Pompa 6	PU-06	10.110	7.539
7	Pompa 7	PU-07	2.194	1.636
8	Pompa 8	PU-08	4.037	3.010
9	Pompa 9	PU-09	3.834	2.859
10	Pompa 10	PU-10	150	112
11	Pompa 11	PU-11	1.237	922
12	Pompa 12	PU-12	150	112
13	Pompa 13	PU-13	3.317	2.473
14	Pompa 14	PU-14	1.130	843
15	Flokulator	FL-01	0,25	0,19
16	<i>Cooling Tower</i>	CT-01	799	595.81
17	<i>Compressor</i>	KU-01	3	2,24
Total			29.973	22.531

Sehingga kebutuhan total listrik unit proses dan unit utilitas sebesar 23.888 kW dan untuk alasan keamanan kemudian dilakukan *over design* sebanyak 10%, sehingga kebutuhan total listrik sebesar 26.277 kW.

3. Kebutuhan listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga *power* yang dibutuhkan sebesar 6.569 kW

4. Kebutuhan penerangan

Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga *power* yang dibutuhkan sebesar 3.942 kW

5. Kebutuhan listrik peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll.) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga *power* yang dibutuhkan sebesar 3.942 kW

6. Kebutuhan listrik bengkel, lab, dll.

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll.) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga *power* yang dibutuhkan sebesar 3.942 kW

7. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik sebesar 1.200 watt. Rumah yang akan disaluri listrik dari pabrik berjumlah 29 rumah, sehingga jumlah kebutuhan listrik untuk perumahan sebesar 35 kW

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Total

No	Keperluan	kW
1	Unit Proses	1.691
2	Unit Utilitas	24.586
3	Alat Kontrol	6.602
4	Penerangan	3.961
5	Kantor	3.961
6	Laboratorium, Bengkel, dll.	3.961
7	Perumahan	35
Total		44.706

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

Di pabrik ini, udara tekan berperan penting dalam mengoperasikan instrumen kontrol serta peralatan yang bekerja dengan sistem pneumatik. Tekanan operasi yang digunakan ditetapkan sebesar 4 bar. Terdapat 20 instrumen kontrol yang memerlukan pasokan udara tekan sebesar 1,4 m³/jam setiap instrumen kontrol agar dapat berfungsi secara optimal. Proses penyediaan udara tekan diawali dengan pengambilan udara dari lingkungan sekitar, yang kemudian dikompresi menggunakan kompresor berfilter udara hingga mencapai tekanan 4 bar. Selanjutnya, udara tekan tersebut disalurkan menuju instrumen kontrol maupun proses lain yang membutuhkan. Kebutuhan total udara instrumen tercatat sebesar 28 m³/jam, namun untuk menjamin aspek keamanan, dilakukan *over design* sebesar 20%, sehingga total *over design* udara instrumen ditetapkan

sebesar 33,6 m³/jam, asumsi pemakaian udara tekan 10 jam/bulan, sehingga total kebutuhan udara tekan sebesar 336 m³/jam. Udara yang digunakan harus dalam kondisi kering, sehingga setelah keluar dari *blower*, udara dialirkan ke dalam tangki udara (bejana pengering) berisi *silica gel* yang berfungsi mengurangi kandungan kelembaban.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berperan dalam penyediaan bahan bakar yang digunakan pada boiler. Jenis bahan bakar yang diaplikasikan adalah solar HSD (*High Speed Diesel*) dengan jenis B40 dengan laju konsumsi sebesar 4.467.123 L/jam. Solar berfungsi sebagai sumber energi utama untuk memanaskan air di dalam boiler hingga berubah menjadi uap (*steam*). Efisiensi serta ketepatan penggunaan solar menjadi faktor krusial dalam menjaga kinerja boiler tetap optimal dan menjamin kelancaran proses produksi pada pabrik bioetanol. Oleh karena itu, unit penyedia bahan bakar dirancang sedemikian rupa guna menjamin kontinuitas pasokan solar yang stabil serta sesuai dengan kebutuhan operasional *boiler*.

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Pengelolaan limbah yang optimal merupakan aspek krusial dalam meminimalkan dampak lingkungan dari kegiatan operasional pabrik bioetanol serta dalam memenuhi ketentuan regulasi yang berlaku. Strategi pengurangan, daur ulang, dan pengelolaan limbah secara tepat berkontribusi pada keberlanjutan operasional pabrik sekaligus mendukung implementasi praktik industri yang berwawasan lingkungan. Secara

umum, limbah yang dihasilkan dapat dikategorikan menjadi dua jenis, yaitu:

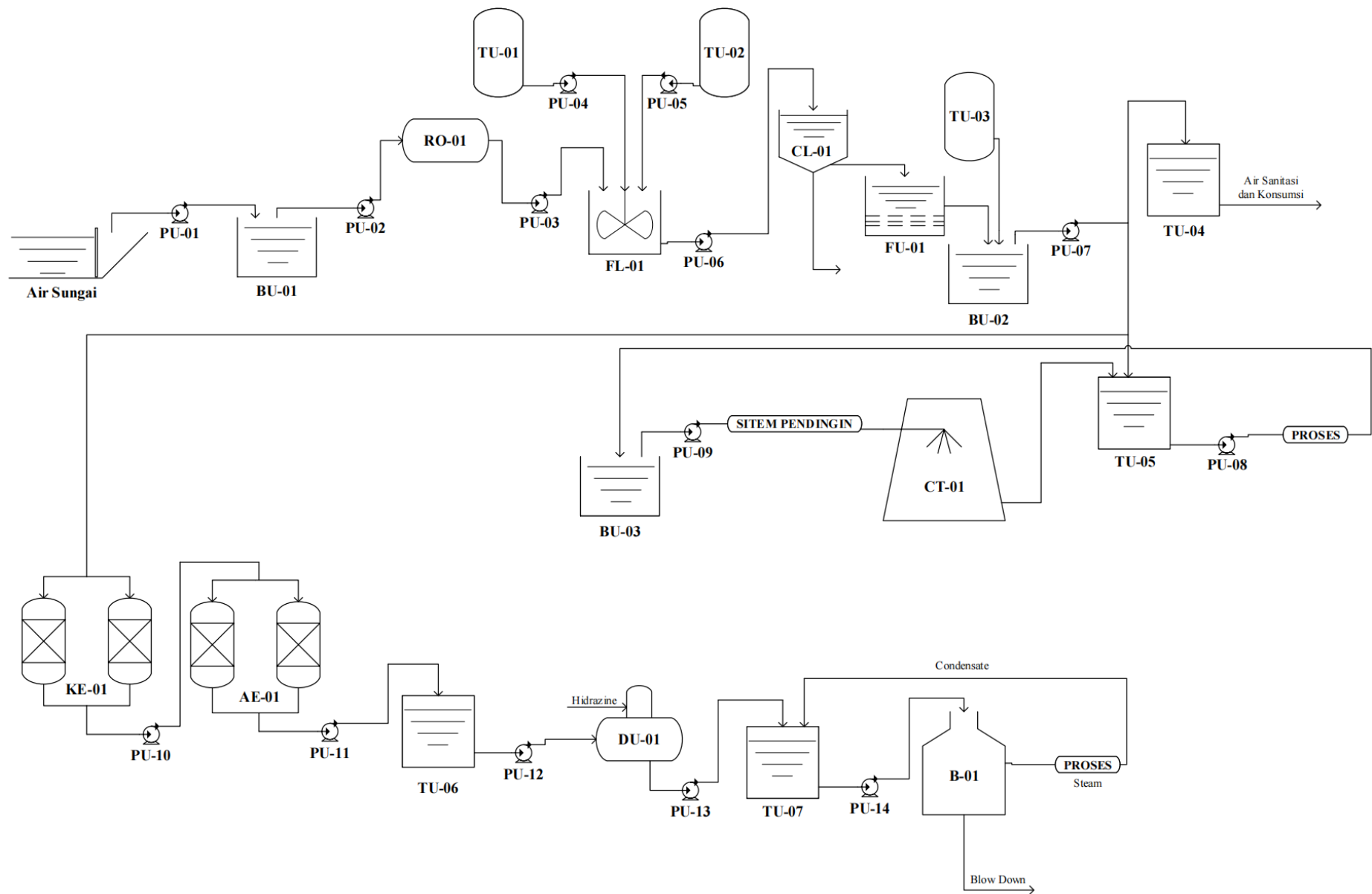
1. Limbah Cair

Jenis limbah ini mencakup *blowdown cooling water*, air *backwash filter*, serta air berminyak yang berasal dari pompa. Selain itu, terdapat air limbah domestik dari fasilitas toilet di area pabrik maupun perkantoran, yang kemudian dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi melalui proses lumpur aktif, aerasi, serta injeksi gas klorin. Sementara itu, air limbah yang berasal dari laboratorium memerlukan pengolahan khusus sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung senyawa kimia. Proses pengolahan limbah cair secara umum meliputi pengolahan fisik (seperti pengendapan dan penyaringan), pengolahan kimia (melalui penambahan bahan kimia dan pengaturan pH), serta pengolahan biologis.

2. Limbah Udara dan Padat

Bahan buangan yang dihasilkan dari unit proses memerlukan penanganan khusus untuk mencegah pencemaran lingkungan. Oleh karena itu, disediakan unit pengolahan limbah yang dirancang guna memastikan pengelolaan limbah padat dilakukan secara aman. Tujuan utama dari sistem ini adalah menekan dampak negatif terhadap lingkungan sekitar dengan menjamin seluruh limbah padat ditangani sesuai standar

keselamatan dan peraturan lingkungan. Upaya yang dilakukan mencakup penggunaan sistem penyaringan udara untuk mengurangi partikel berbahaya, pemanfaatan *scrubber* guna menekan emisi gas berbahaya, serta pemantauan berkala untuk memastikan kualitas udara di sekitar pabrik tetap berada dalam batas yang diperkenankan.



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

Keterangan:

- | | |
|---|---|
| 1. PU: Pompa Utilitas | 11. CL-01: <i>Clarifier</i> |
| 2. BU-01: Bak Penampungan Air Awal | 12. KE-01: <i>Kation Exchanger</i> |
| 3. RO-01: <i>Reverse Osmosis</i> | 13. AE-01: <i>Anion Exchanger</i> |
| 4. TU-01: Tangki Tawas | 14. TU-05: Tangki Air Demineralisasi |
| 5. FL-01: Flokulator | 15. DU-01: Deaerator |
| 6. TU-02: Tangki Kapur | 16. TU-06: Tangki Air Umpan <i>Boiler</i> |
| 7. BU-03: Bak Penampung Air Pendingin | 17. TU-07: Tangki Air Pendingin |
| 8. FU-01: <i>Sand Filter</i> | 18. B-01: <i>Boiler</i> |
| 9. TU-03 Tangki Klorin | 19. CT-01: <i>Cooling Tower</i> |
| 10. TU-04: Tangki Air Konsumsi dan Sanitasi | 20. BU-02: Bak Klorinasi |

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Pompa Utilitas

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Memompa air dari sungai menuju BU-01	Memompa air dari BU-01 menuju RO-01	Memompa air keluaran RO-01 menuju FL-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas, gal/m	149.041	149.107	149.107
Spesifikasi			
IPS, in	86	86	86
Flow Area, in ²	2.595	2.595	2.595
OD, in	86	86	86
ID, in	85,25	85,25	85,25
Efisiensi Pompa, %	82	82	82
Power Pompa, Hp	402	1.140	1.191
Power Motor, Hp	437	1.240	1.295

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Memompa air dari TU-01 menuju FL-01	Memompa air dari TU-02 menuju FL-01	Memompa air dari FL-01 menuju CL-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas, gal/m	995	2.043	149.107
Spesifikasi			
IPS, in	10	14	86
Flow Area, in ²	78,8	138	2.595
OD, in	10,75	14	86
ID, in	10,02	13,25	85,25
Efisiensi Pompa, %	82	82	82
Power Pompa, Hp	10	20	9.301
Power Motor, Hp	15	25	10.110

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari BU-02 menuju TU-04, TU-05 dan KE-01	Memompa dari TU-05 menuju BU-03	Memompa air dari BU-03 menuju CT-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>

Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari BU-02 menuju TU-04, TU-05 dan KE-01	Memompa dari TU-05 menuju BU-03	Memompa air dari BU-03 menuju CT-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas, gal/m	129.601	258.534	208.500
Spesifikasi			
IPS, in	86	110	100
Flow Area, in ²	2.595	3.435	3.085
OD, in	86	110	100
ID, in	85,25	109,25	99,25
Efisiensi Pompa, %	82	82	82
Power Pompa, Hp	2.018	3.633	3.450
Power Motor, Hp	2.194	4.037	3.834

Tabel 5.12 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi	Memompa dari KE-01 menuju AE-01	Memompa air dari AE-01 menuju TU-06	Mengalirkan air dari U-07 menuju DU-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>

Tabel 5.13 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-10	PU-11	PU-12
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas, gal/m	31.287	31.287	31.287
Spesifikasi			
IPS, in	43	43	43
Flow Area, in ²	1.090	1.090	1.090
OD, in	43	43	43
ID, in	42,25	42,25	42,25
Efisiensi Pompa, %	82	82	82
Power Pompa, Hp	125	1.113	125
Power Motor, Hp	150	1.237	150

Tabel 5.14 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari DU-01 menuju TU-07	Mengalirkan air dari TU-07 menuju B-01
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas, gal/m	31.287	130.361
Spesifikasi		
IPS, in	43	81
Flow Area, in ²	1.090	2.420
OD, in	43	81

Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-13	PU-14
Spesifikasi		
ID, in	42,25	80,25
Efisiensi Pompa, %	82	82
Power Pompa, Hp	2.985	1.017
Power Motor, Hp	3.317	1.1130

b. Tangki Utilitas**Tabel 5.16** Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Melarutkan dan membuat larutan tawas dengan konsentrasi 5% yang akan diumpan ke flokulator	Menampung air bersih yang berasal dari <i>sand filter</i> dan tempat penambahan klorin	Menampung larutan klorin dengan konsentrasi 2% yang digunakan sebagai desinfektan
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah, unit	1	1	1
Spesifikasi			
Tinggi, m	43,59	55,41	29,25
Diameter, m	21,79	27,73	14,63
Volume, m ³	16.260	33.399	4.915

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-04	TU-05
Fungsi	Menampung air bersih untuk konsumsi dan sanitas	Menampung air dari AE-01 untuk kebutuhan air pendingin dan umpan <i>boiler</i>
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah, unit	1	1
Spesifikasi		
Tinggi, m	4,5	66,86
Diameter, m	2,25	33,43
Volume, m ³	17,87	58.6933

Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-06	TU-07
Fungsi	Menampung air umpan B-01 sebagai pembuat <i>steam</i>	Menampung air pendingin sebelum menuju proses
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah, unit	1	1
Spesifikasi		
Tinggi, m	33,07	90,76
Diameter, m	16,54	45,38
Volume, m ³	7.103	146.789

c. Bak Utilitas

Tabel 5.19 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi	Mengendapkan partikel berukuran besar yang terlarut dalam air	Menampung air bersih yang berasal dari FU-01 dan tempat penambahan korin	Menampung air pendingin yang berasal dari proses
Jenis	Bak terbuka persegi panjang	Bak terbuka persegi panjang	Bak terbuka persegi panjang
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah, unit	1	1	1
Spesifikasi			
Panjang, m	232,72	12,29	137,6
Tinggi, m	5	5	5
Lebar, m	116,36	6,14	68,8
Volume, m ³	135.400	377,57	47.333

d. Flokulator

Tabel 5.20 Spesifikasi Flokulator (FL-01)

Tangki	Flokulator (FL-01)
Fungsi	Mengendapkan kotoran
Jenis	Tangki silinder berpengaduk
Jumlah	1
Spesifikasi	
Diameter, m	4,71
Tinggi, m	4,71

Tabel 5.21 Spesifikasi Flokulator (FL-01) (Lanjutan)

Tangki	Flokulator (FL-01)
Spesifikasi	
Volume, m ³	163,65
Jenis Impeller	<i>Marine propeller 3 blades</i>
Jumlah Impeller	1
Diameter Impeller, m	4,706
Power, Hp	0,25

e. Clarifier**Tabel 5.22** Spesifikasi *Clarifier* (CL-01)

Kode Alat	Clarifier (CL-01)
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan koloid yang terbawa oleh air dan pengendapan awal
Jenis	Tangki dengan <i>conical bottom</i>
Jumlah	1
Spesifikasi	
Diameter, m	61,52
Tinggi, m	38,45
Volume, m ³	152.307

f. Cooling Tower

Tabel 5.23 Spesifikasi *Cooling Tower* (CT-01)

Tower	<i>Cooling tower</i> (CT-01)
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Sistem	Kontak langsung dengan udara di dalam <i>cooling tower</i> (<i>fan</i>)
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>
Jumlah	1
Spesifikasi	
Panjang, m	44,48
Lebar, m	44,48
Tinggi, m	8,56

g. Sand Filter

Tabel 5.24 Spesifikasi *Sand Filter* (FU-01)

Filter	<i>Sand Filter</i> (FU-01)
Fungsi	Mengendapkan partikel-partikel halus yang belum mengendap di <i>clarifier</i>
Jenis	<i>Gravity Sand Filter</i> berbentuk persegi panjang
Jumlah	1
Spesifikasi	
Lebar, m	44,8
Panjang, m	89,59
Mesh	35
Kecepatan linear, ft/s	0,00668

h. Boiler

Tabel 5.25 Spesifikasi *Boiler* (B-01)

Boiler	<i>Boiler</i> (B-01)
Fungsi	Memenuhi kebutuhan <i>steam</i>
Jenis	<i>Fire Tube Boiler</i>
Jumlah	1
Spesifikasi	
Kapasitas, kg/jam	31.728.927
Tekanan steam, atm	83,75
Suhu steam, °C	300
Efisiensi, %	80
Bahan Bakar	Solar HSD B40
Kebutuhan Bahan bakar, kg/jam	3.833.308

i. Kation Exchanger

Tabel 5.26 Spesifikasi *Kation Exchanger* (KE-01)

Kode Alat	KE-01
Fungsi	Mengikat ion positif yang terlarut dalam air
Jenis	Tangki silinder tegak beri tumpahan resin C-300 (RH ₂)
Kapasitas resin, kg/ft ²	8
Siklus regenerasi, hari	15
Jumlah, buah	2

Tabel 5.27 Spesifikasi *Kation Exchanger* (KE-01) (Lanjutan)

Kode Alat	KE-01
Spesifikasi	
Kecepatan perluasan bed, gpm/ft ²	5
Luas penampang, ft ²	5.439
Diameter, m	17,93
Tinggi bed, m	79,72

j. Anion Exchanger

Tabel 5.28 Spesifikasi *Anion Exchanger* (AE-01)

Kode Alat	AE-01
Fungsi	Mengikat ion negatif yang terlarut dalam air
Jenis	Tangki silinder tegak beri tumpahan resin C-500 (R(OH) ₂)
Kapasitas resin, kg/ft ²	8
Siklus regenerasi, hari	15
Jumlah, buah	2
Spesifikasi	
Kecepatan perluasan bed, gpm/ft ²	5
Luas penampang, ft ²	4.532
Diameter, m	16,37
Tinggi bed, m	2,02

k. Deaerator

Tabel 5.29 Spesifikasi Deaerator (DU-01)

Kode Alat	DU-01
Fungsi	Menghilangkan udara (O ₂ dan CO ₂) dari air umpan boiler
Jenis	Tangki silinder horizontal dengan <i>Flanges and Standard Dished Head</i>
Volume, m ³	21.308
Waktu Tinggal, jam	3
Jumlah, buah	1
Spesifikasi	
Diameter, m	23,85
Panjang, m	47,7
Tinggi Cairan, m	41,48
Tebal Shell, in	0,1875
Tebal head, in	1,25
Tinggi head, m	1,38
Panjang total, m	50,47

l. Reserve Osmosis

Tabel 5.30 Spesifikasi *Reserve Osmosis* (RO-01)

Kode Alat	RO-01
Fungsi	Menghilangkan kadar garam yang terkandung dalam air
Jenis	<i>Sea Reverse Osmosis</i>
Volume, m ³	21.308

Tabel 5.31 Spesifikasi *Reverse Osmosis* (RO-01) (Lanjutan)

Kode Alat	RO-01
Bahan housing	<i>Stainless Steel SA 167 grade 3 Type 304</i>
Jumlah, buah	1
Spesifikasi	
Tekanan, atm	59,22
Laju alir, kg/jam	30.242.879
Jumlah membrane, buah	2.208
Kapasitas train, m ³ /jam	300

BAB VI EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dilakukan dalam perancangan pabrik dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan dan menguntungkan atau justru akan rugi. Hal ini dilakukan untuk meninjau beberapa aspek penting dalam perancangan pabrik yaitu kebutuhan modal investasi, besar keuntungan yang diperoleh, lama modal investasi yang dapat dikembalikan, dan total produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Faktor-faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya sebagai berikut:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Event Point* (BEP)
4. *Shut Down Point* (SDP)
5. *Discount Cash Flow Rate Of Return* (DCFR)

Sebelum dilakukan analisis terhadap faktor tersebut, dalam perancangan pabrik bioetanol ini dilakukan perhitungan dan perkiraan terhadap beberapa hal berikut:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Investasi modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 - b. Investasi modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

- c. Biaya tetap produksi (*Fixed Manufacturing Cost*)
- 3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 4. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. *Percent Return On Investment* (ROI)
 - b. *Pay Out Time* (POT)
 - c. *Break Event Point* (BEP)
 - d. *Shut Down Point* (SDP)
 - e. *Discounted Cash Flow* (DCF)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga alat proses dipengaruhi oleh situasi ekonomi yang tengah berlangsung sehingga dapat berubah dimana harga bergantung pada kondisi ekonomi saat itu. Dengan demikian, harga alat proses untuk pabrik bioetanol yang akan didirikan pada tahun 2029 perlu diperkirakan. Estimasi ini akan menggunakan indeks harga alat, dengan indeks harga pada tahun perencanaan, yaitu 2025, yang ditentukan melalui regresi linear dari data indeks harga tahun-tahun sebelumnya. Data indeks harga ini bersumber dari *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), seperti yang disajikan pada **Tabel 6.1**.

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1

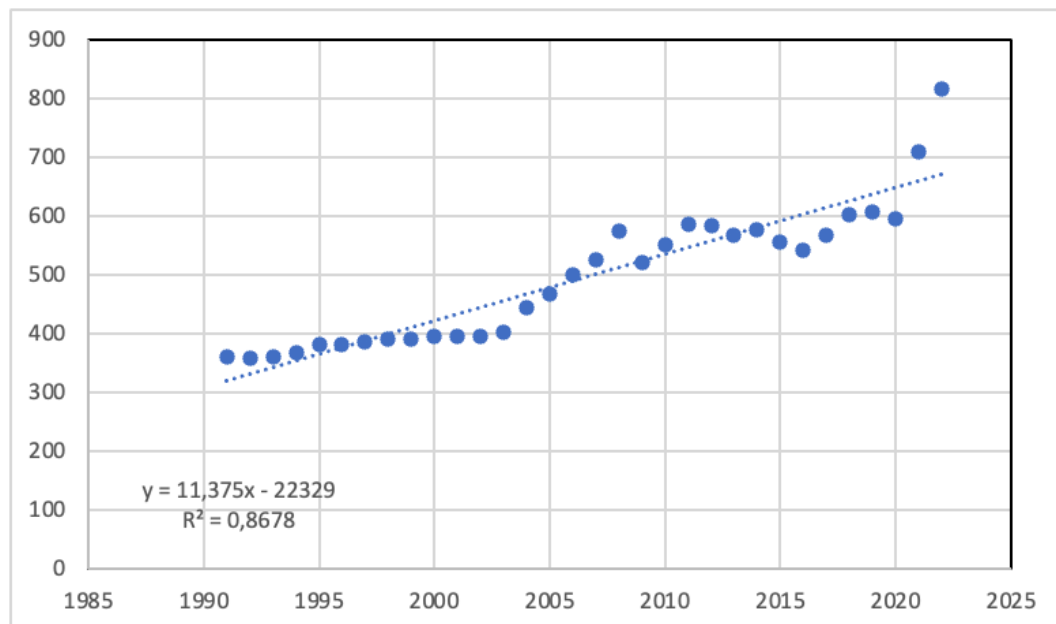
Tabel 6.2 Indeks Harga Alat (Lanjutan)

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	580,25
25	2015	591,625
26	2016	603
27	2017	614,375
28	2018	625,75
29	2019	637,125
30	2020	648,5
31	2021	659,875
33	2022	671,25
34	2023	682,625
35	2024	694
36	2025	705,375

Tabel 6.3 Indeks Harga Alat (Lanjutan)

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
37	2026	716,75
38	2027	728,125
39	2028	739,50
40	2029	750,875

Berdasarkan **Tabel 6.1** diatas, maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga vs Tahun

Persamaan yang diperoleh dari yang grafik tertera adalah $y = 11,375x - 22.329$ dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari nilai CEP index pada tahun referensi dan perancangan, sehingga nilai CEP index pada tahun referensi 2014 adalah 580,25. Sementara nilai CEP index pada tahun perancangan 2029 sebesar 750,875.

Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi yaitu tahun 2029. Persamaan yang digunakan untuk menghitung harga alat pada tahun evaluasi yaitu:

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \quad (6.1)$$

Keterangan:

- Ex = Harga pembelian pada tahun x
 Ey = Harga pembelian pada tahun referensi y
 Nx = Indeks harga pada tahun x
 Ny = Indeks harga pada tahun referensi y

Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan harga alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6.4 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Ey (Rp) 2014	Ex (Rp) 2029
Hot Compressed Water	R-01	52.156.800.000	67.493.730.633
Delignification	R-02	23.468.800.000	30.369.901.249
Reaktor SSF	R-03	609.979.102.500	789.346.072.537
Hammer Mill	HM-01	5.480.590.613	7.092.181.778
Vibrating Screen	VS-01	279.592.599	361.808.001
Neutralizer	N-01	23.356.800.000	30.224.967.169
Centrifuge	CF-01	515.200.000	666.696.769
Menara Distilasi	MD-01	2.318.901.750	3.000.784.751
Pressure Swing Adsorption	PSA-01	6.282.336.256	8.129.684.164
<i>Tangki Penyimpanan NaOH</i>	T-01	32.860.800.000	42.523.659.112

Tabel 6.5 Harga Alat Proses (Lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Ey (Rp) 2014	Ex (Rp) 2029
Tangki Penyimpanan HCl	T-02	57.585.600.000	74.518.892.546
Tangki Penyimpanan Buffer	T-03	70.363.200.000	91.053.800.603
Tangki Penyimpanan Peptone	T-04	3.043.200.000	3.938.066.006
Tangki Penyimpanan Etanol	T-05	25.044.800.000	32.409.330.806
Silo S. Cerevisiae	S-01	7.835.200.000	10.139.174.149
Silo Ctec2 Enzyme Cellulose	S-02	1.193.600.000	1.544.583.197
Belt Conveyor 1	BC-01	131.200.000	169.779.922
Belt Conveyor 2	BC-02	131.200.000	169.779.922
Belt Conveyor 3	BC-03	131.200.000	169.779.922
Screw Conveyor 1	SC-01	92.800.000	120.088.238
Screw Conveyor 2	SC-02	80.000.000	103.524.343
Screw Conveyor 3	SC-03	60.800.000	78.678.501
Expander 1	E-01	961.769.165	1.244.581.511
Expander 2	E-02	753.249.146	974.745.287
Pompa	P-01	422.400.000	546.608.531
Pompa	P-02	422.400.000	546.608.531
Pompa	P-03	545.600.000	706.036.019
Pompa	P-04	545.600.000	706.036.019
Pompa	P-05	235.200.000	304.361.568
Pompa	P-06	500.800.000	648.062.387
Pompa	P-07	500.800.000	648.062.387
Pompa	P-08	180.800.000	233.965.015
Pompa	P-09	258.400.000	334.383.628
Pompa	P-10	416.000.000	538.326.583

Tabel 6.6 Harga Alat Proses (Lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Ey (Rp) 2014	Ex (Rp) 2029
Pompa	P-11	416.000.000	538.326.583
Compressor	CP-01	891.309.150	1.153.402.427
Cooler 1	C-01	22.400.000	28.986.816
Cooler 2	C-02	24.000.000	31.057.303
Cooler 3	C-03	12.800.000	16.563.895
Heater 1	H-01	8.000.000	10.352.434
Heater 2	H-02	17.600.000	22.775.355
Heater 3	H-03	6.320.000	8.178.423
Condensor 1	CD-01	424.000.000	548.679.018
Condensor 2	CD-02	422.400.000	546.608.531
Reboiler	RB-01	7.251.000	9.383.188
Accumulator	ACC-01	7.063.318.665	9.140.317.799
Gudang Penyimpanan	GD-01	6.122.033.713	7.922.243.971
Total		943.727.374.557	1.221.234.454.753

Tabel 6.7 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Ey (Rp) 2014	Ex (Rp) 2029
Pompa	PU-01	2.879.360.000	3.726.048.152
Pompa	PU-02	2.879.360.000	3.726.048.152
Pompa	PU-03	2.879.360.000	3.726.048.152
Pompa	PU-04	811.456.000	1.050.068.115
Pompa	PU-05	952.152.000	1.232.136.377
Pompa	PU-06	2.879.360.000	3.726.048.152

Pompa	PU-07	2.879.360.000	3.726.048.152
-------	-------	---------------	---------------

Tabel 6.8 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Ey (Rp) 2014	Ex (Rp) 2029
Pompa	PU-08	3.343.984.000	4.327.296.831
Pompa	PU-09	3.157.480.000	4.085.950.530
Pompa	PU-10	1.887.944.000	2.443.102.027
Pompa	PU-11	1.887.944.000	2.443.102.027
Pompa	PU-12	1.887.944.000	2.443.102.027
Pompa	PU-13	1.887.944.000	2.443.102.027
Pompa	PU-14	111.248.000	143.960.951
Bak Pengendapan Awal	BU-01	465.123.951	601.895.643
Tangki Tawas	TU-01	98.621.456	127.621.518
Tangki Kapur	TU-02	67.182.146	86.937.344
Tangki Flokulator	FL-01	349.616.511	452.422.745
Clarifier	CL-01	145.292.486	188.016.364
Saringan Pasir	FU-01	459.186.214	594.211.889
Tangki Klorin	BU-02	598.123.498	774.004.277
Tangki Air Sanitasi	TU-04	856.154.985	1.107.911.029
<i>Kation Exchanger</i>	KE	98.321.468	127.233.317
<i>Anion exchanger</i>	AE	98.321.468	127.233.317
Tangki demineralisasi	TU-05	354.124.918	458.256.868
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	948.621.798	1.227.568.104
Deaerator	DU-01	341.294.284	441.653.331
Reserve Osmosis	RO-01	231.486.214	299.555.728
Tangki Umpan Boiler	TU-06	631.498.621	817.193.498
Bak air pendingin	BU-03	1.462.156.548	1.892.109.949

Boiler	B-01	8.321.612.394	10.768.618.193
--------	------	---------------	----------------

Tabel 6.9 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Ey (Rp) 2014	Ex (Rp) 2029
Tangki Bahan Bakar	TB-01	693.164.654	896.992.692
Tangki Silika	TS-01	314.112.000	406.477.980
Total		46.858.911.614	60.637.975.456

6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas Pabrik : 60.000 ton/tahun
- b. Satu Tahun Operasi : 330 hari
- c. Umur Alat : 10 tahun
- d. Harga Bahan Baku : Rp. 501.176,28
- e. Harga Jual Produk : Rp. 584.254,32
- f. Kurs Mata Uang : 16.360,00 (28 Agustus 2025)
- g. Tahun Didirikan : 2029

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah dana yang diinvestasikan untuk pembelian aset tetap seperti tanah, bangunan, mesin, dan peralatan, serta biaya pra-operasional seperti studi kelayakan dan izin, dengan tujuan menghasilkan keuntungan dalam jangka panjang melalui produksi dan penjualan barang. *Capital investment* terdiri dari:

1. Investasi Modal Tetap (*Fixed Capital Cost*)

Fixed capital cost merupakan pengeluaran awal untuk memperoleh aset fisik permanen yang diperlukan dalam pendirian suatu fasilitas produksi, dimana nilai investasi ini bersifat tetap dan tidak dipengaruhi oleh tingkat kapasitas produksi.

Tabel 6.10 *Physical Plant Cost (PPC)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Purchasing Equipment Cost (PEC)</i>	1.281.872.430.208,79
<i>Purchasing Equipment Installation (PEI)</i>	551.205.144.989,78
<i>Instrument and Control</i>	192.280.864.531,32
<i>Piping</i>	1.102.410.289.979,56
<i>Electrical Equipment and Material</i>	192.280.864.531,32
<i>Insulation</i>	102.549.794.416,70
<i>Building Cost</i>	62.221.250.000,00
<i>Land and Yard</i>	5.229.000.000,00
Total	3.490.049.638.657,46

Tabel 6.11 *Direct Plant Cost (DPC)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Engineering and Constructions</i>	698.009.927.731,49
<i>Direct Plan Cost (DPC)</i>	4.188.059.566.388,96
Total	4.886.069.494.120,45

Tabel 6.12 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	4.188.059.566.388,96
<i>Contractor Fee</i>	418.805.956.638,90

Contingency Cost

418.805.956.638,90

Total

5.025.671.479.666,75

2. Investasi Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Investasi modal kerja (*working capital investment*) merujuk pada dana yang dialokasikan untuk menjamin kelangsungan operasional pabrik dalam periode tertentu. Dana ini berfungsi sebagai pendukung aktivitas produksi dan operasi sehari-hari. Pembiayaan pembangunan pabrik dapat diperoleh melalui berbagai sumber, termasuk dana pinjaman perbankan, modal internal, maupun suntikan dana dari investor eksternal. Tujuan fundamental dari investasi ini adalah untuk menghasilkan imbal hasil (*return*) atas dana yang dikeluarkan. Ciri-ciri investasi yang ideal meliputi:

- a. Profitabilitas tinggi - mampu memberikan keuntungan optimal
- b. *Payback period* singkat - periode pengembalian modal yang cepat
- c. Kepatuhan hukum - memenuhi semua regulasi yang berlaku
- d. Dukungan teknologi - didukung oleh peralatan dan sistem yang memadai
- e. Tingkat keamanan - memiliki risiko yang terkendali dan aman

Tabel 6.13 *Working Capital Investment (WCI)*

Type of Working Capital	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	1.160.132.630.536,10
<i>In Process Inventory</i>	702.288.175.868,36
<i>Product Inventory</i>	327.734.482.071,90
<i>Extended Credit</i>	2.066.018.767.989,37
<i>Available Cash</i>	1.404.576.351.736,72
Total	5.660.750.408.202,45

6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Biaya manufaktur (*manufacturing cost*) adalah total biaya yang diperlukan dalam proses produksi suatu produk. Manufacturing cost terdiri dari gabungan biaya langsung (*direct cost*), biaya tidak langsung (*indirect cost*), dan biaya tetap (*fixed cost*) yang semuanya berkaitan dengan proses produksi. Komponen biaya manufaktur antara lain meliputi:

a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)

Biaya produksi langsung merupakan jenis pengeluaran yang secara langsung berhubungan dengan proses pembuatan produk.

Tabel 6.14 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	12.761.458.935.897,10
<i>Labor (Tenaga Kerja) Cost</i>	865.380.240,00
<i>Direct Supervisory and Clerical Labor</i>	216.345.060,00
<i>Maintenance</i>	502.567.147.966,68
<i>Operating Supplies</i>	75.385.072.195,00

Tabel 6.15 *Direct Manufacturing Cost (DMC)* (Lanjutan)

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Royalty and Patents</i>	454.524.128.957,66
<i>Utilities</i>	60.637.975.455,69
Total	13.855.654.985.772,10

- b. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

Indirect Manufacturing Cost merupakan pengeluaran-pengeluaran sebab akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

Tabel 6.16 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	173.076.048,00
<i>Laboratory</i>	173.076.048,00
<i>Plant Overhead</i>	692.304.192,00
<i>Packaging and Shipping</i>	1.136.310.322.394,15
Total	1.137.348.778.682,15

- c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak, dengan kata lain pengeluarannya bersifat konstan yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6.17 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	402.053.718.373,34
<i>Property Tax</i>	50.256.714.796,67
<i>Insurance</i>	5.025.671.479,67
Total	457.336.104.649,67

Tabel 6.18 *Total Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Direct Cost</i>	13.855.654.985.772,10
<i>Indirect Cost</i>	1.137.348.778.682,15
<i>Fixed Cost</i>	457.336.104.649,67
Total	15.450.339.869.103,90

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Pengeluaran umum atau *General Expense* adalah pengeluaran yang diperlukan untuk menjalankan operasional perusahaan sehari-hari, tetapi tidak berkaitan langsung dengan proses produksi. Biaya ini meliputi segala pengeluaran yang menunjang aktivitas dan fungsi perusahaan secara keseluruhan, di luar proses manufaktur langsung.

Tabel 6.19 *General Expense (GE)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	27.440.166.278,98
<i>Sales</i>	3.399.074.771.202,86

<i>Research</i>	1.236.027.189.528,31
<i>Finance</i>	427.456.875.514,77
Total	5.089.999.002.524,93

Tabel 6.20 *Total Production Cost*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Manufacturing Cost</i>	15.450.339.869.103,90
<i>General Expense</i>	5.089.999.002.524,93
Total	20.540.338.871.628,90

6.3.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan = Rp. 22.726.206.447.883,10

Total *Production Cost* = Rp. 20.540.338.871.628,90

Keuntungan = Total Penjualan - Total *Production Cost* (6.2)

= Rp. 22.726.206.447.883,10 - Rp. 20.540.338.871.628,90

= Rp. 2.185.867.576.254,21

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan = Rp. 437.173.515.250,84

Keuntungan = Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak (6.3)

= Rp. 2.185.867.576.254,21 - Rp. 437.173.515.250,84

= Rp. 1.748.694.061.003,37

6.3.5 Analisa Kelayakan

Analisis kelayakan bertujuan untuk menilai besarnya keuntungan yang dapat diperoleh, sehingga dapat dipastikan apakah investasi tersebut menghasilkan profit maksimal. Selain itu, analisis ini juga membantu menentukan seberapa besar tingkat keuntungan yang diperoleh, guna mengklasifikasikan apakah suatu pabrik layak secara ekonomi atau tidak. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan ekonomi suatu pabrik diantaranya:

a. *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI) merupakan ukuran yang menunjukkan seberapa besar keuntungan tahunan yang diperoleh berdasarkan jumlah investasi yang telah dikeluarkan, serta seberapa cepat modal tetap dapat dikembalikan melalui operasional pabrik. ROI menjadi salah satu indikator penting dalam menilai kelayakan ekonomi suatu proyek industri. Untuk industri kimia dengan tingkat risiko tinggi, nilai minimum ROI sebelum pajak adalah 44%, sedangkan pada industri dengan risiko rendah, nilai minimumnya sebesar 11% (Aries and Newton, 1955). Hasil keuntungan atau kerugian dari investasi ini seringkali disebut sebagai laba, rugi, atau bunga, tergantung pada kondisi keuangan dan performa usaha yang dijalankan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\% \quad (6.4)$$

$$ROI\ b = \frac{Keuntungan\ Sebelum\ Pajak}{Fixed\ Capital\ Cost} \times 100\% \quad (6.5)$$

$$ROI\ a = \frac{Keuntungan\ Setelah\ Pajak}{Fixed\ Capital\ Cost} \times 100\% \quad (6.6)$$

$$ROI\ b = \quad ROI\ sebelum\ pajak$$

$$= \quad 43,49\%$$

$$ROI\ a = \quad ROI\ setelah\ pajak$$

$$= \quad 34,80\%$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) adalah periode waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan investasi awal berdasarkan laba yang dihasilkan. Perhitungan ini digunakan untuk mengetahui berapa lama waktu yang diperlukan hingga modal yang telah ditanamkan dapat kembali sepenuhnya melalui keuntungan operasional. Dengan kata lain, POT menunjukkan durasi pengembalian modal berdasarkan pencapaian profit usaha.

$$POT\ b = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Sebelum\ Pajak + Depresiasi} \quad (6.7)$$

$$POT\ a = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Setelah\ Pajak + Depresiasi} \quad (6.8)$$

$$POT\ b = \quad POT\ sebelum\ pajak$$

$$= \quad 1,94\ \text{Tahun}$$

$$POT\ a = \quad POT\ setelah\ pajak$$

$$= \quad 2,34\ \text{Tahun}$$

c. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana total pendapatan sama dengan total biaya, sehingga pada kondisi ini perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Melalui analisis BEP, dapat ditentukan harga jual minimum dan jumlah unit produk yang harus dijual agar perusahaan mulai memperoleh keuntungan. Untuk industri kimia, nilai BEP umumnya berada dalam kisaran 40% hingga 60% dari kapasitas produksi.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.9)$$

Dimana:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Tabel 6.21 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	402.053.718.373,34
<i>Property Taxes</i>	50.256.714.796,67
<i>Insurance</i>	5.025.671.479,67
Total	457.336.104.649,67

Tabel 6.22 *Annual Fixed Regulated Expenses (Ra)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Labor Cost</i>	865.380.240
<i>Payroll Overhead</i>	173.076.048
<i>Supervision</i>	216.345.060
<i>Plant Overhead</i>	692.304.192
<i>Laboratory</i>	173.076.048
<i>General Expenses</i>	5.089.999.002.525

Tabel 6.23 *Annual Fixed Regulated Expenses (Ra) (Lanjutan)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Maintenance</i>	502.567.147.967
<i>Plant Supplies</i>	75.385.072.195
Total	5.670.071.404.274,60

Tabel 6.24 *Annual Variable Value (Va)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	12.761.458.935.897,10
<i>Packaging and Shipping</i>	1.136.310.322.394,15
<i>Utilities</i>	60.637.975.455,69
<i>Royalties And Patents</i>	454.524.128.957,66
Total	14.412.931.362.704,60

Tabel 6.25 *Annual Sales Value (Sa)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Annual Sales Value</i>	22.726.206.447.883,10

Total

22.726.206.447.883,10

Nilai BEP pada pabrik kimia umumnya berada pada range 40% – 60%. Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, didapatkan nilai BEP sebesar 49,68%

d. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point merupakan kondisi di mana kegiatan produksi harus dihentikan. Penghentian ini dapat disebabkan oleh biaya variabel yang terlalu besar atau keputusan manajemen karena aktivitas produksi dianggap tidak lagi menguntungkan. Dengan kata lain, biaya operasional yang dibutuhkan untuk tetap menjalankan pabrik lebih tinggi dibandingkan dengan biaya yang harus dikeluarkan jika pabrik dihentikan dan hanya membayar biaya tetap.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.10)$$

Maka, SDP yang diperoleh adalah 39,16%

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) adalah tingkat suku bunga yang diperoleh ketika seluruh modal yang tersedia digunakan sepenuhnya dalam kegiatan produksi. Suatu pabrik dianggap menguntungkan jika nilai DCFR-nya melebihi satu setengah kali suku bunga pinjaman bank. Perhitungan DCFR

dilakukan menggunakan metode Analisis Nilai Sekarang (*Present Value Analysis*).

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (6.11)$$

Dimana:

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

SV = *Salvage Value*/Depresiasi

n = Umur Pabrik (10 tahun)

i = Nilai DCFR

Dengan data perhitungan sebagai berikut:

FC = Rp 5.025.571.479.667

WC = Rp 5.660.750.408.202

SV = Rp 402.053.718.373

n = 10 tahun

$$i = \frac{\text{Interest}}{\text{DCFR}} \quad (6.12)$$

$$= 0,22405129$$

Sehingga diperoleh *trial and error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah:

$$\text{DCFR} = 24,46\%$$

$$\text{Suku bunga pada tahun 2029} = 1,5 \times 5,75\%$$

$$= 8,63\%$$

f. Analisa Risiko Pabrik

Salah satu aspek penting untuk mendirikan pabrik adalah dengan mempertimbangkan tingkat risikonya, apakah pabrik tersebut berisiko rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Penilaian risiko untuk Pabrik bioetanol yang akan dibangun ini dapat ditentukan berdasarkan parameter-parameter yang tercantum dalam **Tabel 6.18**.

Tabel 6.26 Analisa Risiko Pabrik

Parameter	Deskripsi	Risk	
		<i>Low</i>	<i>High</i>
Kondisi Operasi	Suhu tertinggi dalam proses 200°C		√
	Tekanan tertinggi proses 30 atm		√
Proses Produksi	Proses menghasilkan produk yang <i>renewable</i> dan <i>biodegradable</i>	√	
Karakteristik Bahan Baku dan Produk	TKKS (Limbah padat, berpotensi menimbulkan debu dan jamur).	√	
	NaOH 4% (Korosif, dapat menyebabkan iritasi kulit dan mata).		√

HCl 4% (Korosif, menguap menghasilkan uap asam yang berbahaya bagi pernapasan). √

Buffer Sitrat dan Peptone Kasein (Secara umum tidak berbahaya (*non-toxic*)). √

S. Cerevisiae (Ragi non-patogen, aman, dan banyak digunakan dalam industri). √

Tabel 6.27 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan)

Parameter	Deskripsi	Risk	
		Low	High
Kondisi Operasi	Suhu tertinggi dalam proses 200°C		√
	Tekanan tertinggi proses 30 atm		√
Proses Produksi	Proses menghasilkan produk yang <i>renewable</i> dan <i>biodegradable</i>		√
Karakteristik Bahan Baku dan Produk	TKKS (Limbah padat, berpotensi menimbulkan debu dan jamur).		√
	NaOH 4% (Korosif, dapat menyebabkan iritasi kulit dan mata).		√
	HCl 4% (Korosif, menguap menghasilkan uap asam yang berbahaya bagi pernapasan).		√

Buffer Sitrat dan Peptone Kasein ✓
(Secara umum tidak berbahaya
(*non-toxic*)).

S. Cerevisiae (Ragi non-patogen, ✓
aman, dan banyak digunakan
dalam industri).

Ctec2 Enzyme (Preparat enzim, ✓
dapat menyebabkan iritasi
pernapasan atau alergi pada
individu sensitif).

Tabel 6.28 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan)

Parameter	Deskripsi	Risk	
		Low	High
Karakteristik Bahan Baku dan Produk	Etanol (Mudah terbakar (<i>flammable</i>), uapnya dapat membentuk campuran eksplosif dengan udara).		✓
Regulasi Pemerintah	Peraturan Menteri Ketenagakerjaan No. 5 Tahun 2018 tentang Nilai Ambang Batas (NAB) Faktor Kimia di Udara Lingkungan Kerja untuk H ₂ SO ₄ , NaOH, HCl, dan uap etanol.		✓
	Peraturan Menteri Perindustrian No. 40 Tahun 2018 tentang Standar Industri Hijau untuk industri kimia dasar organik.	✓	
	Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan No. P.10/MENLHK/SETJEN/KUM.1/4/2018 tentang Tata Cara dan Persyaratan Teknis Pengelolaan Limbah B3.	✓	

Keberadaan Pabrik	Pabrik direncanakan di Kawasan Industri Cilegon, Banten yang sudah dilengkapi infrastruktur, referensi teknis, dan sistem keamanan operasional yang memadai	✓
-------------------	---	---

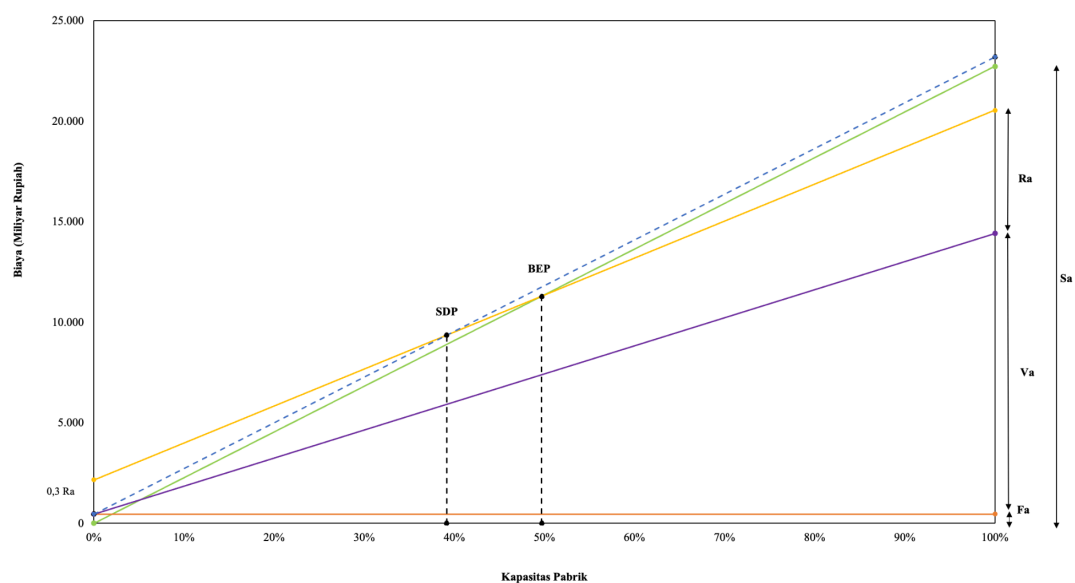
Berdasarkan Parameter diatas dapat disimpulkan perancangan pabrik bioetanol ini memiliki risiko yang rendah atau disebut *low risk*.

Tabel 6.29 Hasil Analisa Kelayakan

Kriteria	Nilai	Persyaratan	Layak/Tidak
ROI (<i>before tax</i>)	43,49%	ROI <i>before taxes</i> minimal 11%	Layak
ROI (<i>after tax</i>)	34,80%		Layak
POT (<i>before tax</i>)	1,94 Tahun	POT <i>before taxes</i> maksimal 5 tahun	Layak
POT (<i>after tax</i>)	2,34 Tahun		Layak
BEP	49,68%	40% – 60%	Layak
SDP	39,16%	20% – 40%	Layak
DCFR	24,46%	>1,5 bunga bank minimum= 8,63%	Layak

Berdasarkan analisis kelayakan ekonomi, pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) terbukti layak dan

menguntungkan untuk direalisasikan. *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak mencapai 43,49%, yang berarti sudah melampaui ambang batas minimum untuk industri kimia yaitu 11%, sementara *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak yaitu 1,94 tahun yang berarti masih berada di bawah batas maksimal (5 tahun) menunjukkan kecepatan pengembalian modal yang sangat baik. *Break Even Point* (BEP) sebesar 49,68% berada dalam kisaran ideal 40–60%, mencerminkan efisiensi operasional, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 39,16% mencerminkan efisiensi dalam pengelolaan biaya operasional. Selain itu, *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 24,46% jauh melebihi batas minimal, memperkuat daya tarik investasi jangka panjang. Secara keseluruhan, seluruh indikator ekonomi tersebut mengkonfirmasi kelayakan dan profitabilitas pabrik ini.



Gambar 6.2 Grafik Analisa Kelayakan

BAB VII PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik bioetanol melalui proses SSF dengan kapasitas 60.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik bioetanol dengan kapasitas 60.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bioetanol dalam negeri serta membuka lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik bioetanol berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah Kecamatan Mentawa Baru Ketapang, Kabupaten Kotawaringin Timur, Kalimantan Tengah dengan pertimbangan dekat dengan sumber bahan baku, tenaga kerja, tersedia air yang memadai.
3. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pendirian pabrik bioetanol ini layak untuk didirikan. Hal ini didasarkan pada beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:
 - a. *Return on Investment* (ROI)
 1. ROI sebelum pajak = 43,49%
 2. ROI setelah pajak = 34,80%
 - b. *Pay Out Time* (POT)
 1. POT sebelum pajak = 1,94 Tahun
 2. POT setelah pajak = 2,34 Tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak dengan resiko rendah adalah 5 tahun.

c. *Break Even Point* (BEP) = 49,68%

d. *Shut Down Point* (SDP) = 39,16%

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) diperoleh sebesar 24,46%

Secara keseluruhan, semua indikator ekonomi menunjukkan bahwa proyek ini layak untuk direalisasikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan diantaranya sebagai berikut:

1. Perlu dilakukan optimasi proses, alat-alat, serta bahan baku yang digunakan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang didapat.
2. Dalam perancangan pabrik kimia, diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan pabrik bioetanol ini dapat menjadi evaluasi di masa yang akan datang untuk dalam negeri maupun mancanegara.

DAFTAR PUSTAKA

- Aiman, S. (2014). PERKEMBANGAN TEKNOLOGI DAN TANTANGAN DALAM RISET BIOETANOL DI INDONESIA. *Jurnal Kimia Terapan Indonesia*, 16(2), 108–117. <https://doi.org/10.14203/jkti.v16i2.16>
- Amelia, S. R., Yerizam, M., & Dewi, E. (2021). Analisis Karakteristik Pulp Campuran Tandan Kosong Kelapa Sawit dan Pelepah Pisang dengan Pelarut NaOH. *Jurnal Pendidikan Dan Teknologi Indonesia*, 1(10), 389–393. <https://doi.org/10.52436/1.jpti.91>
- Arlianti, L. (2018). Bioetanol Sebagai Sumber Green Energy Alternatif yang Potensial di Indonesia. *Jurnal Keilmuan Dan Aplikasi Teknik*, 5(1), 16–22. <https://core.ac.uk/download/pdf/249340184.pdf>
- Atsonios, K., Christodoulou, Ch., Koytsoumpa, E.-I., Panopoulos, K. D., & Kakaras, Em. (2013). Plant design aspects of catalytic biosyngas conversion to higher alcohols. *Biomass and Bioenergy*, 53, 54–64. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.01.035>
- Azizah, S. N., Muzakhar, K., Arimurti, S., & Jurusan Biologi, Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam, Universitas Jember (UNEJ). (2014). Skrining Bakteri Selulolitik Asal Vermicomposting Tandan Kosong Kelapa Sawit. *Berkala Sainstek*, 2(1). <https://jurnal.unej.ac.id/index.php/BST/article/view/1618>
- Badan Pusat Statistik Indonesia. (2023, November 30). *Statistik Kelapa Sawit Indonesia* 2022.

<https://www.bps.go.id/id/publication/2023/11/30/160f211bfc4f91e1b77974e1/statistik-kelapa-sawit-indonesia-2022.html>

Badger, P. C. (2002). Ethanol From Cellulose: A General Review. In J. Janick & A. Whipkey (Eds.), *Trends in New Crops and New Uses*. ASHS Press.

<http://large.stanford.edu/publications/coal/references/docs/badger.pdf>

Bradley, C. (2009). *Process for Integrating Cellulose and Starch Feedstocks in Ethanol Production* (Vol. 1, Issue 19).

Ciudad-Mulero, M., Fernández-Ruiz, V., Matallana-González, M. C., & Morales, P. (2019). Chapter Two - Dietary fiber sources and human benefits: The case study of cereal and pseudocereals. *Advances in Food and Nutrition Research*, 90, 83–134. <https://doi.org/10.1016/bs.afnr.2019.02.002>

Confortin, T. C., Spannemberg, S. S., Todero, I., Luft, L., Brun, T., Alves, E. A., Kuhn, R. C., & Mazutti, M. A. (2019). New and Future Developments in Microbial Biotechnology and Bioengineering. In *Chapter 21 - Microbial Enzymes as Control Agents of Diseases and Pests in Organic Agriculture* (pp. 321–332). <https://doi.org/10.1016/b978-0-444-63504-4.00021-9>

Dias, M., Cavalett, O., Filho, R. M., & Bonomi, A. (2014). Integrated First and Second Generation Ethanol Production from Sugarcane. *Chemical Engineering Transactions*, 37, ISSN 2283-9216. <https://doi.org/10.3303/cet1437075>

Elhassan, M., Abdullah, R., Kooh, M. R. R., & Chau, Y.-F. C. (2023). Hydrothermal liquefaction: A technological review on reactor design and

- operating parameters. *Bioresource Technology Reports*, 21, 101314.
<https://doi.org/10.1016/j.biteb.2022.101314>
- Ez-Zahraoui, S., Hassani, F.-Z. S. A., Achaby, M. E., Qaiss, A. E. K., & Bouhfid, R. (2023). Multiscale Textile Preforms and Structures for Natural Fiber Composites. In *1 - Natural fiber reinforcements: classification, extraction, treatment, and properties* (pp. 3–29).
<https://doi.org/10.1016/b978-0-323-95329-0.00004-1>
- F, P. N., Sitompul, H., & Putra, D. R. (2016). PENGARUH WAKTU DAN KONSENTRASI ENZIM SELULASE PADA PROSES HIDROLISIS TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT MENJADI GLUKOSA. In *Analit: Analytical and Environmental Chemistry* (Vol. 1, Issue 01, pp. 8–10).
<https://analit.fmipa.unila.ac.id/index.php/analit/article/view/147>
- Fuadi, A. M., & Pranoto, H. (2016). Pemanfaatan Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit Sebagai Bahan Baku Pembuatan Glukosa. *Chemica: Jurnal Teknik Kimia*, 3(1), ISSN 2355-8776.
<https://journal.uad.ac.id/index.php/CHEMICA/article/view/4274>
- García-García, J. C., Marmolejo-Correa, D., Cárdenas-Guerra, J. C., & Morales-Rodriguez, R. (2018). Computer Aided Chemical Engineering. In *Exergy Analysis of an Extractive Distillation Column for Reducing Energy Consumption in a Bioethanol Production Process* (Vol. 43, pp. 513–518).
<https://doi.org/10.1016/b978-0-444-64235-6.50091-7>
- Global Green Chemical. (n.d.). *Ethanol*. GGCPLC. Retrieved November 19, 2024, from

https://www-ggcplc-com.translate.goog/en/businesses/ethanol?_x_tr_sl=en&_x_tr_tl=id&_x_tr_hl=id&_x_tr_pto=sge#:~:text=Etanol%20banyak%20digunakan%20sebagai%20energi,%2C%20hidrokarbon%2C%20dan%20nitrogen%20oksida

Gupta, M., Smith, M. L., & Spivey, J. J. (2011). Heterogeneous Catalytic Conversion of Dry Syngas to Ethanol and Higher Alcohols on Cu-Based Catalysts. *ACS Catalysis*, *1*(6), 641–656.

<https://doi.org/10.1021/cs2001048>

He, J., & Zhang, W. (2011). Techno-economic evaluation of thermo-chemical biomass-to-ethanol. *Applied Energy*, *88*(4), 1224–1232.

<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2010.10.022>

Heijden, H. V. D., & Ptasiński, K. J. (2012). Exergy analysis of thermochemical ethanol production via biomass gasification and catalytic synthesis. *Energy*, *46*(1), 200–210. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.08.036>

Lallemand Biofuels & Distilled Spirits. (2013). *Material Safety Data Sheet*. Retrieved March 1, 2025, from

<https://www.lbds.com/wp-content/uploads/2012/12/MSDS-Thermosacc-Dry-LBDS-3-1-13.pdf>

Liew, W. H., Hassim, M. H., & Ng, D. K. S. (2014). Review of evolution, technology and sustainability assessments of biofuel production. *Journal of Cleaner Production*, *71*, 11–29.

<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2014.01.006>

- Liu, D., Xu, L., Xiong, W., Zhang, H.-T., Lin, C.-C., Jiang, L., & Xu, B. (2014). Fermentation Process Modeling with Levenberg-Marquardt Algorithm and Runge-Kutta Method on Ethanol Production by *Saccharomyces cerevisiae*. *Mathematical Problems in Engineering*, 2014(1), 289492. <https://doi.org/10.1155/2014/289492>
- March, J. C., & Bentley, W. E. (2006). Engineering eukaryotic signal transduction with RNAi: Enhancing *Drosophila* S2 cell growth and recombinant protein synthesis via silencing of TSC1. *Biotechnology and Bioengineering*, 95(4), 645–652. <https://doi.org/10.1002/bit.20951>
- Merck Millipore. (2024, February 1). *Safety Data Sheet for Pepton from Casein (Trypton) 107213*. Retrieved April 17, 2025, from https://www.merckmillipore.com/ID/id/product/msds/MDA_CHEM-107213
- Miranda, J. C. C., Ponce, G. H. S. F., Arellano-García, H., Filho, R. M., & Wolf, M. R. M. (2015). Syngas to Higher Alcohols Using Cu-Based Catalyst – A Simulation Approach. *Chemical Engineering Transactions*, 43, ISSN 2283-9216. <https://doi.org/10.3303/cet1543254>
- Miranda, J. C. D. C., Ponce, G. H. S. F., Arellano-Garcia, H., Filho, R. M., & Maciel, M. R. W. (2020). Process design and evaluation of syngas-to-ethanol conversion plants. *Journal of Cleaner Production*, 269, ISSN 0959-6526. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122078>
- Molindo. (n.d.). *Tentang Kami: Sekilas Tentang Molindo*. molindo.co.id. https://molindo.co.id/company/molindo_at_a_glance

- Munasinghe, P. C., & Khanal, S. K. (2010). Biomass-derived syngas fermentation into biofuels: Opportunities and challenges. *Bioresource Technology*, 101(13), ISSN 1873-2976. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.098>
- Muryanto, Sudiyani, Y., & Abimanyu, H. (2016). Optimization of NaOH Alkali Pretreatment of Oil Palm Empty Fruit Bunch for Bioethanol. *Jurnal Kimia Terapan Indonesia*, 18(1), 27–35. <https://www.academia.edu/download/98987388/444.pdf>
- National Center for Biotechnology Information. (2025). *PubChem Compound LCSS for CID 6224, Sodium Citrate*. PubChem. Retrieved April 17, 2025, from <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Sodium-Citrate#datasheet=LCSS>
- Nazir, M. S., Wahjoedi, B. A., Yussof, A. W., & Abdullah, M. A. (2013). Eco-Friendly Extraction and Characterization of Cellulose from Oil Palm Empty Fruit Bunches. *BioResources*, 8(2), 2161–2172. <https://doi.org/10.15376/biores.8.2.2161-2172>
- Novia, Wijaya, D., & Yanti, P. (2017). PENGARUH WAKTU DELIGNIFIKASI TERHADAP LIGNIN DAN WAKTU SSF TERHADAP ETANOL PEMBUATAN BIOETANOL DARI SEKAM PADI. *Jurnal Teknik Kimia*, 23(1), 19–27. http://repository.unsri.ac.id/73143/1/4.%20Novia_Desta_Putri.pdf
- Olisa, Y. P., & Kotingo, K. W. (2014). UTILIZATION OF PALM EMPTY FRUIT BUNCH (PEFB) AS SOLID FUEL FOR STEAM BOILER. *European*

Journal of Engineering and Technology, 2–2, 1–7.

<https://www.idpublications.org/wp-content/uploads/2014/08/UTILIZATION-OF-PALM-EMPTY-FRUIT-BUNCH-PEFB-AS-SOLID-FUEL-FOR-STEAM-BOILER-Full-paper.pdf>

PERTAMINA. (2024, July 17). *Bioetanol: Energi Harapan Masa Depan - Pertamina One Solution*. Retrieved November 19, 2024, from <https://onesolution.pertamina.com/Insight/Page/bioetanol-energi-harapan-masa-depan>

Polprasert, S., Choopakar, O., & Elefsiniotis, P. (2021). Bioethanol production from pretreated palm empty fruit bunch (PEFB) using sequential enzymatic hydrolysis and yeast fermentation. *Biomass and Bioenergy*, 149, 106088. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2021.106088>

PT BARATA INDONESIA (Persero). (n.d.). *PABRIK BIOETHANOL - PT Barata Indonesia*. barata.id. <https://www.barata.id/id/portofolio/pabrik-bioethanol/>

PTPN X. (n.d.). *Anak Usaha PTPN X, Enero Siapkan 1.900 Kl Bioetanol Fuel Grade Untuk Pertamina Green*. ptpn10.co.id. <https://ptpn10.co.id/blog/anak-usaha-ptpnx-enero-siapkan-1900-kl-bioethanol-fuel-grade-untuk-pertamax-green>

Purnomo, J., & Irianto. (2020). Rekayasa Pembuatan Bioetanol Berbahan Baku Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit Pada Perlakuan Lama Fermentasi dan Dosis Ragi Dengan Metode Hot Compressed Water Temperatur 220 C. *Jurnal Pertanian*, 11(1), e-ISSN 2550-0244. <https://ojs.unida.ac.id/jp/article/download/2257/pdf/9020>

- Rahmanda, S. K., Agne, Y., & Rahayu, R. (2024, July 11). Mengenal Bioetanol, Bahan Bakar Nabati Pengganti Bensin yang Sedang Disiapkan Pemerintah. *Tempo*. Retrieved February 21, 2025, from <https://www.tempo.co/ekonomi/mengenal-bioetanol-bahan-bakar-nabati-pengganti-bensin-yang-sedang-disiapkan-pemerintah-41203>
- Rahmanulloh, A. (2023). Indonesia: Biofuels Annual. In *USDA Foreign Agricultural Service* (No. ID2023-0018). USDA. <https://fas.usda.gov/data/indonesia-biofuels-annual-7>
- Ribeiro, A. M., Santos, A. I., Veiga, F., & Figueiras, A. (2023). 3 - Lignin nanoparticle–based nanocomposite hydrogels for biomedical applications. *Functional Nanocomposite Hydrogels*, 69–90. <https://doi.org/10.1016/b978-0-323-99638-9.00003-4>
- Roddy, D. J. (2013). A syngas network for reducing industrial carbon footprint and energy use. *Applied Thermal Engineering*, 53(2), 299–304. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.02.032>
- Ruane, J., Sonnino, A., & Agostini, A. (2010). Bioenergy and the potential contribution of agricultural biotechnologies in developing countries. *Biomass and Bioenergy*, 34(10), ISSN 0961-9534. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.04.011>
- Safarian, S., Unnthorsson, R., & Richter, C. (2020). Simulation and Performance Analysis of Integrated Gasification–Syngas Fermentation Plant for Lignocellulosic Ethanol Production. *Fermentation*, 6(3), 68. <https://doi.org/10.3390/fermentation6030068>

- Sambodo, M. T. (2008). Energy Sector in Indonesia and Environment Impacts: From Fossil Fuel to Biofuel. *Jurnal Ekonomi Dan Pembangunan LIPI*, 16(1).
- Setyono, A. E., & Kiono, B. F. T. (2021). Dari Energi Fosil Menuju Energi Terbarukan: Potret Kondisi Minyak dan Gas Bumi Indonesia Tahun 2020 – 2050. *Jurnal Energi Baru Dan Terbarukan*, 2(3), 154–162.
<https://doi.org/10.14710/jebt.2021.11157>
- Shadbahr, J., Khan, F., & Zhang, Y. (2016). Kinetic modeling and dynamic analysis of simultaneous saccharification and fermentation of cellulose to bioethanol. *Energy Conversion and Management*, 141, 236–243.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.08.025>
- Shaily, Shahzaib, A., Zafar, F., & Nishat, N. (2023). Advanced Applications of Biobased Materials. In *Chapter 28 - Biobased advanced coating materials* (pp. 673–697). <https://doi.org/10.1016/b978-0-323-91677-6.00032-5>
- Sigma-Aldrich. (2024). *MSDS Umum Uni Eropa*.
- Sigma-Aldrich. (2025). *MSDS Umum Uni Eropa*. Retrieved March 1, 2025, from <https://www.sigmaaldrich.com/ID/id/sds/sigma/c8546?userType=anonymous>
- Spivey, J. J., & Egbebi, A. (2007). Heterogeneous catalytic synthesis of ethanol from biomass-derived syngas. *Chemical Society Reviews*, 36(9), 1514–1528. <https://doi.org/10.1039/b414039g>
- Subramani, V., & Gangwal, S. K. (2008). A Review of Recent Literature to Search for an Efficient Catalytic Process for the Conversion of Syngas to

- Ethanol. *Energy & Fuels*, 22(2), 814–839.
<https://doi.org/10.1021/ef700411x>
- Surisetty, V. R., Dalai, A. K., & Kozinski, J. (2011). Alcohols as alternative fuels: An overview. *Applied Catalysis A: General*, 404, 1–11.
<https://doi.org/10.1016/j.apcata.2011.07.021>
- Syafwina, Honda, Y., Watanabe, T., & Kuwahara, M. (2002). Pre-treatment of Oil Palm Empty Fruit Bunch by White-rot Fungi for Enzymatic Saccharification. *Wood Research : Bulletin of the Wood Research Institute Kyoto University*, 89, 19–20. <http://hdl.handle.net/2433/53108>
- Takagi, M., Abe, S., Emert, G. H., & Yata, N. (1977). A method for production of alcohol direct from cellulose using cellulase and yeast. In *Proceedings of the Bioconversion Symposium, IIT, Delhi* (pp. 551–571).
- Tang, Z., Lin, X., Yu, M., Mondal, A. K., & Wu, H. (2024). Recent advances in TEMPO-oxidized cellulose nanofibers: Oxidation mechanism, characterization, properties and applications. *International Journal of Biological Macromolecules*, 259(1), 129081.
<https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2023.129081>
- Tekin, K., Karagöz, S., & Bektaş, S. (2014). A review of hydrothermal biomass processing. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 40, 673–687.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.216>
- Valle, C. R., Perales, A. L. V., Vidal-Barrero, F., & Ollero, P. (2015). Integrated economic and life cycle assessment of thermochemical production of bioethanol to reduce production cost by exploiting excess of greenhouse

gas savings. *Applied Energy*, 148, 466–475.

<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.03.113>

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR REAKTOR-03

Kode	: R-03
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara selulosa (dari biomassa) dengan enzim selulase dan ragi untuk menghasilkan etanol dan CO ₂ .
Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin.
Sifat Reaksi	: Eksotermis
Waktu Reaksi	: 66,42 jam
Bahan	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Kondisi Operasi	: T = 40°C P = 1 atm

A. Neraca Massa

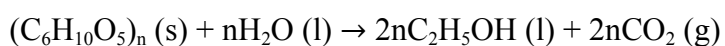
Tabel A.1 Neraca Massa SSF

No	Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
1	Selulosa	14.357	-	-	-	-	1.494	-
2	Lignin	22.631	-	-	-	-	22.631	-
3	Hemiselulosa	15.662	-	-	-	-	15.662	-
4	Air	458.093	-	-	-	-	458.093	-
5	NaCl	558.724	-	-	-	-	558.724	-
6	Cellobiose	-	-	-	-	-	4.307	-
7	Glukosa	-	-	-	-	-	433	-

Tabel A.2 Neraca Massa SSF

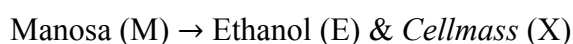
No	Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
8	Buffer Sitrat	-	546.257	-	-	-	546.257	-
9	Peptone	-	-	10.925	-	-	10.925	-
10	Ctec2 Cellulose Enzyme	-	-	-	2.144	-	2.144	-
11	Saccharomyce s Cereviciae	-	-	-	-	54.626	54.626	-
12	Abu	567	-	-	-	-	567	-
13	Unsur Hara	1.407	-	-	-	-	1.407	-
14	CO ₂	-	-				-	7.760
15	Etanol	-	-	-	-	-	8.123	-
Total Setiap Arus		1.071.4 43	546.257	10.925	2.144	54.626	1.685.3 95	7.760
Total		1.693.155					1.693.155	

Reaksi yang terjadi dalam reaktor SSF:

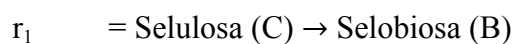


B. Kinetika Reaksi

Menurut [Shadbahr et al. \(2016\)](#), reaksi yang digunakan pada pemodelan selulosa menjadi bioetanol seperti berikut:



dimana:



r_2 = Selobiosa (B) → Glukosa (G)

r_x, r_G = Glukosa (G) → Ethanol & *Cellmass* (X)

r_x, r_M = Manosa (M) → Ethanol (E) & *Cellmass* (X)

Berdasarkan reaksi tersebut, penulis menggunakan pemodelan matematika untuk merubah selulosa menjadi etanol sebagai berikut:

$$r_1 = \frac{k_1' [C] e^{-\lambda t}}{1 + [B]/K_{1B} + [G]/K_{1G}} \left(\frac{K_{1E}}{K_{1E} + [E]} \right) \quad (1.7)$$

$$\text{Dimana } k_1' = \frac{k_1 [\text{enzc}]}{K_{eq} + [\text{enzc}]} \quad (1.8)$$

$$r_2 = \frac{k_2 [\text{enzg}] [B]}{K_M (1 + [G]/K_{2G}) + [B]} (1 - K_L [L]) \quad (1.9)$$

$$r_X = \mu_m [X] \left(\frac{[G] + [M]}{K_G + [G] + [M]} \right) \left(\frac{K_E}{K_E + [E]} \right) \quad (1.10)$$

$$r_G = \frac{[G]}{[G] + [M]} \left(\frac{r_X}{Y_{XG}} + m_s [X] \right) \quad (1.11)$$

$$r_M = \frac{[M]}{[G] + [M]} \left(\frac{r_X}{Y_{XG}} + m_s [X] \right) \quad (1.12)$$

$$\frac{d[C]}{dt} = -r_1 \quad (1.13)$$

$$\frac{d[B]}{dt} = 1.056 r_1 - r_2 \quad (1.14)$$

$$\frac{d[G]}{dt} = 1.056 r_2 - r_G \quad (1.15)$$

$$\frac{d[M]}{dt} = -r_M \quad (1.16)$$

$$\frac{d[X]}{dt} = r_X \quad (1.17)$$

$$\frac{d[E]}{dt} = 0.511 (r_G + r_M) \quad (1.18)$$

Dimana:

- [B] = Konsentrasi *cellobiose* (g/L)
- [C] = Konsentrasi selulosa (g/L)
- [E] = Konsentrasi etanol (g/L)
- [enzc] = Konsentrasi aktivitas selulase (FPU/g selulosa)
- [enzg] = Konsentrasi aktivitas β -glukosidase (U/g selulosa)
- [G] = Konsentrasi glukosa (g/L)
- k_1 = Laju spesifik maksimum hidrolisis selulosa menjadi *cellobiose* (h^{-1})
- k_1' = Laju spesifik lumped hidrolisis selulosa menjadi *cellobiose* (h^{-1})
- k_2 = Laju spesifik hidrolisis *cellobiose* menjadi glukosa (g/U h)
- K_{eq} = Konstanta kejenuhan adsorpsi selulase (FPU/g selulosa)
- K_E = Konstanta inhibisi etanol untuk mikroorganisme (g/L)
- K_G = Konstanta kejenuhan glukosa untuk mikroorganisme (g/L)
- K_L = Konstanta untuk adsorpsi β -glukosidase pada lignin (L/g)
- K_m = Konstanta kejenuhan *cellobiose* untuk β -glukosidase (g/L)
- K_{1B} = Konstanta inhibisi *cellobiose* terhadap β -glukosidase (g/L)
- K_{1E} = Konstanta inhibisi selulase oleh etanol (g/L)
- K_{1G} = Konstanta inhibisi selulase oleh glukosa (g/L)
- K_{2G} = Konstanta inhibisi β -glukosidase oleh glukosa (g/L)
- [L] = Konsentrasi lignin (g/L)
- [M] = Konsentrasi manosa (g/L)

- m_s = Laju spesifik konsumsi substrat untuk kebutuhan pemeliharaan (h^{-1})
 r_G = Laju volumetrik konsumsi glukosa ($g/L\ h$)
 r_M = Laju volumetrik konsumsi manosa ($g/L\ h$)
 r_X = Laju volumetrik produksi massa sel ($g/L\ h$)
 r_1 = Laju volumetrik hidrolisis selulosa menjadi *cellobiose* ($g/L\ h$)
 r_2 = Laju volumetrik hidrolisis *cellobiose* menjadi glukosa ($g/L\ h$)
 t = Waktu (h)
 $[X]$ = Konsentrasi massa sel (g/L)
 Y_{XG} = Koefisien hasil massa sel dari glukosa (g/g)
 λ = Laju penurunan luas permukaan spesifik selulosa (h^{-1})
 μ_m = Laju spesifik maksimum pertumbuhan mikroorganisme (h^{-1})

Data-data variabel yang digunakan pada persamaan pemodelan matematika tersebut sebagai berikut:

Tabel A.3 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan

Variable	Nilai
$[B]$ (g/L)	0
$[C]$ (g/L)	220
$[E]$ (g/L)	0,1
$[enzc]$ (FPU/g selulosa)	15
$[enzg]$ (U/g selulosa)	30
$[G]$ (g/L)	0
k_1 (h^{-1})	0,256
k_2 (g/U h)	0,33
K_{eq} (FPU/g selulosa)	117,9

Tabel A.4 Nilai-nilai variabel yang digunakan pada persamaan (Lanjutan)

Variable	Nilai
K_G (g/L)	0,0053
K_L (L/g)	0,0053
K_M (g/L)	10,56
K_{IB} (g/L)	5,85
K_{IE} (g/L)	50,35
K_{IG} (g/L)	53,16
K_{2G} (g/L)	0,62
$[L]$ (g/L)	10
$[M]$ (g/L)	9
m_s (h ⁻¹)	0,01
$[X]$ (g/L)	5
Y_{xG} (g/g)	0,113
λ (h ⁻¹)	0,064
μ_m (h ⁻¹)	0,21

C. Densitas

Menghitung massa jenis komponen pada suhu 40 °C / 313,15 K

Komponen	Masuk (kg/m ³)	Densitas Aspen (kg/m ³)	Fraksi Massa	ρ_L Campuran (kg/m ³)
Lignin	5.383	1027,655	0,0086	8,8516

Holoselulosa	14.357	1053,538	0,0230	24,2036
Air	171.751	988,8179	0,2748	271,7519
NaCl	209.480	1927,453	0,3352	646,0773
Buffer Sitrat	197.402	1000,1165	0,3159	315,9070
Peptone	3.948	1022,2783	0,0063	6,4581
Ctec2 Cellulose Enzyme	2.144	1014,3677	0,0034	3,4804
Saccharomyc es Cereviciae	19.740	1031,8142	0,0316	32,5919
Abu	213	0	0,0003	0
Unsur hara	528	0	0,0008	0
Total	624.946		1,0000	1.309,3219

D. Viskositas

Komponen	Masuk (kg/m ³)	Viskositas Aspen (cP)	Fraksi Massa	μ Campuran (cP)
Lignin	5.383	10,04	0,008	0,0825
Holoselulosa	14.357	9,58	0,022	0,230
Air	171.751	0,67	0,274	0,184
NaCl	209.480	416,84	0,335	139,72
Buffer Sitrat	197.402	0,66	0,315	0,211
Peptone	3.948	1,2	0,006	0,007
Ctec2 Cellulose Enzyme	2.144	1,1	0,0034	0,004
Saccharomyc	19.740	1,8	0,031	0,059

es Cereviciae				
Abu	213	0	0,0003	0
Unsur hara	528	0	0,0008	0
Total	624.946		1	141

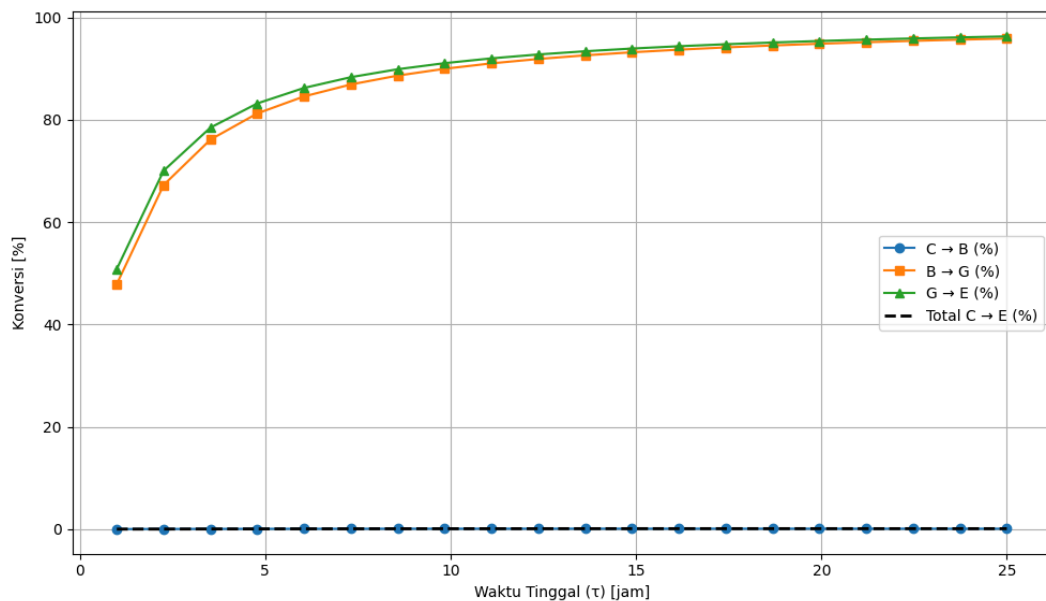
E. *Design Equation*

1. Menghitung Laju Alir Volumetrik

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{\text{massa campuran}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= 1.374,019 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.374.019 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Waktu Tinggal

Berdasarkan [March and Bentley \(2006\)](#), didapatkan bahwa konversi selulosa menjadi *cellobiose* mencapai 70% dalam waktu 48 jam. Berdasarkan persamaan pemodelan [Shadbahr et al. \(2016\)](#), didapatkan grafik konversi vs *residence time* pada Gambar A.1 bahwa konversi dari *cellobiose* menjadi glukosa sebesar 89,95% dengan waktu tinggal selama 9,84 jam, sedangkan konversi glukosa menjadi etanol sebesar 89,86% dengan waktu tinggal selama 8,58 jam. Berdasarkan hasil perhitungan, konversi total dari selulosa menjadi etanol sebesar 56,58% dengan waktu tinggal selama 66,42 jam.



Gambar A.1 Grafik konversi vs waktu tinggal

3. Menghitung Volume Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi:

$$\text{Volume reaktor:} \quad Fv \times \tau = 31.703 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume over design 20\%:} \quad \text{Volume reaktor} \times 1,2 = 109.515 \text{ m}^3$$

Reaktor berbentuk silinder vertikal terdiri dari dinding (*shell*) dan tutup atas serta bawah (*head*) yang berbentuk *torispherical* dengan perbandingan diameter dan tinggi 1 : 2

$$D = 2 H$$

dengan:

D = Diameter reaktor

H = Tinggi reaktor

Menghitung Volume *Head Torispherical*

$$\begin{aligned}V_{Head} &= 0,000049 \times ID^3 \\&= 0,000049 \times 789,79^3 \text{ in}^3 \\&= 24.139,59 \text{ in}^3 \\&= 0,369 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menghitung Volume Total Reaktor

$$\begin{aligned}V_{Total \text{ reaktor}} &= V_{Shell} + 2V_{Head} \\&= 12.681,04 \text{ m}^3 + 2 \times 0,369 \text{ m}^3 \\&= 14.144,69 \text{ m}^3\end{aligned}$$

4. Menghitung Dimensi Reaktor

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_8}{\pi}}$$

$$D : 2 H \text{ (Brownell, 1959)}$$

di mana:

$$D = 45,3 \text{ m}$$

$$\text{maka nilai } H = 22,65 \text{ m}$$

5. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$h_{Liquid} = h_{reaktor}$$

$$\text{maka, } h_{Cairan} = 22,65 \text{ m}$$

6. Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan reaksi} = 1 \text{ atm} = 14,70 \text{ psi}$$

$$P_{Hidrostatik} = \rho_{Campuran} \times g \times h$$

$$\begin{aligned}
 P_{Hidrostatik} &= 1.309,32 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 10.03 \text{ m} \\
 &= 128.794,58 \text{ Pa} \\
 &= 18,68 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{Operasi} &= P_{Hidrostatik} + P_{Reaksi} \\
 &= 18,68 \text{ psi} + 14.70 \text{ psi} \\
 &= 33,38 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan *over design* sebesar 20%

$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times P_{Operasi} \\
 &= 1,2 \times 33,38 = 40,05 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

t_s = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = *Allowable stress* (18.750 psia)

r_i = Jari-jari dalam *storage* (in)

E = Efisiensi pengelasan (80% (*double welded butt joint*))

C = Faktor korosi (0,125 in)

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

$$t_s = \frac{40,05 \text{ psig} \times 394,89 \text{ in}}{18.750 \text{ psia} \times 80\% - 0,6 \times 40,05 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 1,1811 \text{ in}$$

ID Shell = 789,789 in

$$OD = ID + 2t_s$$

$$= 789,789 + (2 \times 1,1811)$$

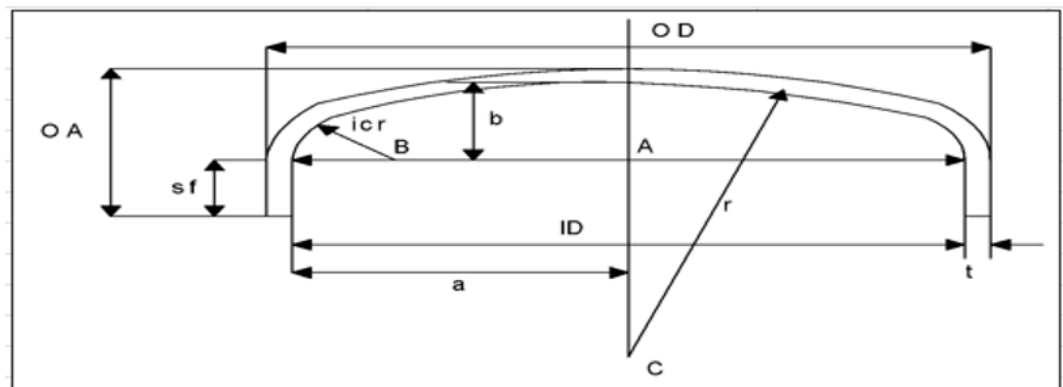
$$= 792,289 \text{ in}$$

maka OD yang diperoleh adalah sebesar 792,289 in. Serta didapatkan nilai icr dan r sebagai berikut:

$$icr = 46 \text{ in}$$

$$r = 613,50 \text{ in}$$

8. Perancangan Dimensi Head



Bentuk : *Torispherical Dished Head*

Faktor Intensifikasi Stress:

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

$$= 1,662 \text{ in}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah:

$$t_h = \frac{P \times r \times w}{2fE - 0,2P} + C \text{ (Brownell \& Young, p. 138, eq. 7.77)}$$

di mana:

t_h = Tebal head

w = faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

$f = \text{allowable stress}$

$E = \text{Efisiensi pengelasan (80\% (double welded butt joint))}$

$C = \text{Faktor korosi (0,125 in)}$

$P = \text{Tekanan design}$

$$t_h = \frac{40,051 \text{ psig} \times 613,50 \text{ in} \times 1,662 \text{ in}}{2 \times 18.750 \times 80\% - 0,2 \times 40,051 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 1,487 \text{ in}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan melakukan interpolasi, maka diperoleh standar, yaitu:

Tebal *head* standar = 1 1/2 in atau 1,5 in

Straight Flange (sf) = 4 1/2 in atau 4,5 in

Inside Corner Radius (icr) = 4 1/2 in atau 4,5 in

Menentukan *Depth of dish (inside)*

$$\begin{aligned} b &= rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\ &= 613,5 \text{ in} - \sqrt{(613,5 \text{ in} - 46,06 \text{ in})^2 - \left(\frac{789,789 \text{ in}}{2} - 46,06 \text{ in}\right)^2} \\ &= 165,948 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi dan volume *dish head*

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \\ &= 1 \frac{1}{2} \text{ in} + 165,948 \text{ in} + 4 \frac{1}{2} \text{ in} \\ &= 171,95 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi total reaktor = tinggi *head* + tinggi *bottom* + tinggi *shell*

$$= 171,95 \text{ in} + 171,95 \text{ in} + 394,89 \text{ in}$$

$$= 738,79 \text{ in}$$

$$= 18,77 \text{ m}$$

9. Menghitung Dimensi Pengaduk

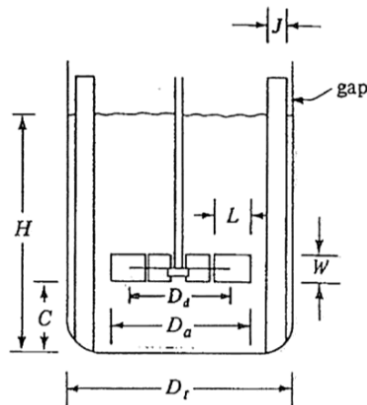
$$V = 12.681,04 \text{ m}^3$$

$$\rho = 1.309,32 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 141,51 \text{ cP}$$

Dari data viskositas dan berdasarkan gambar 10.57 hal 472, Coulson digunakan pengaduk jenis turbin.

Jenis pengaduk yang digunakan adalah *flat six blade turbine, impeller* jenis ini digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.



$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = ID/3 : 6,687 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Pengaduk (W)} = Di/5 : 1,337 \text{ m}$$

$$\text{Lebar Pengaduk (L)} = Di/4 : 1,672 \text{ m}$$

$$\text{Lebar Baffle (B)} = ID/12 : 1,672 \text{ m}$$

$$\text{Jarak Pengaduk Dasar Tangki (E)} : 6,687 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Cairan (ZL)} : 10,030 \text{ m}$$

10. Menghitung Kecepatan Pengaduk

a. *Specific Gravity*

$$\begin{aligned} sg &= \rho_{Cairan} \times \rho_{Air} \\ &= 1.309,32 \text{ kg/m}^3 \times 1000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,3093 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} WELH &= ZL \times sg \\ &= 10,030 \text{ m} \times 1,3093 \\ &= 13,13 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Pengaduk (N)} &= \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} \\ &= \frac{600}{\pi \times 22,75 \text{ ft}} \sqrt{\frac{44,43}{2 \times 22,75 \text{ ft}}} \\ &= 8,627 \text{ rpm} \\ &= 0,144 \text{ rps} \end{aligned}$$

b. Menghitung *Power* Pengaduk

$$P = \frac{Np \rho N^3 Di^5}{gc}$$

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

Keterangan:

$$\rho : \text{Densitas Campuran} = 81,74 \text{ lb/ft}^3$$

$$Np : \text{Kecepatan Putar Pengaduk} = 0,144 \text{ rps}$$

$$Di : \text{Diameter Pengaduk} = 21,94 \text{ ft}$$

$$gc : \text{Gravitasi} = 32,2 \text{ ft} \cdot \text{lbm/s}^2 \cdot \text{lb f}$$

$$\mu : \text{Viskositas Campuran} = 0,094 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$$

$$\text{maka, } N_{Re} = 59.909,49$$

$$\text{Power number (NP)} = 7$$

$$P = 268.409,07 \text{ ft. lb/s}$$

$$P = 488 \text{ HP}$$

Efisiensi daya motor adalah sekitar 93%

$$\text{Daya Motor} = 454 \text{ HP}$$

11. Menentukan Jenis Pendingin

a. Neraca Panas Total Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	$\Delta H \text{ in (kJ/Jam)}$	$\Delta H \text{ out (kJ/Jam)}$
Q in	26.919.460	
Q out		26.988.269
$\Delta H \text{ Reaksi}$	14.060.344	
Q Pendingin		13.991.534
Total	40.979.803	40.979.803

b. Menentukan Menentukan ΔT LMTD

$$T_{h \text{ in}} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ in}} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= T_{hin} - T_{cout} \\ &= 104^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$= 18^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_2 &= T_{hout} - T_{cin} \\ &= 104^{\circ}\text{F} - 77^{\circ}\text{F} \\ &= 27^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \\ &= \frac{18^{\circ}\text{F} - 27^{\circ}\text{F}}{\ln\left(\frac{18^{\circ}\text{F}}{27^{\circ}\text{F}}\right)} \\ &= 22,20^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Dari Tabel 8. Kern didapatkan *Overall Heat Transfer UD* untuk *heavy organic (hot)* dan air (*cold*) sebesar $75 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F}$

c. Mencari Luas Penampang (A°)

$$A^{\circ} = \pi \times D_R \times h_R + \frac{1}{4} \times \pi \times D_R^2$$

dimana,

$$D_R = 66,02 \text{ ft}$$

$$h_R = 32,91 \text{ ft}$$

sehingga,

$$\begin{aligned}A^{\circ} &= \pi \times 68,46 \text{ ft} \times 34,18 \text{ ft} + \frac{1}{4} \times \pi \times 68,46^2 \text{ ft} \\ &= 10.249 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

d. Mencari Luas Perpindahan Panas yang dibutuhkan (A)

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta T} \\ &= \frac{13.269.825 \text{ btu/jam}}{75 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 22,2^{\circ}\text{F}}\end{aligned}$$

$$= 7.7971 \text{ ft}^2$$

e. Menentukan Jenis Pendingin

Karena luas transfer panas (A) < Luas selubung (A^o), sehingga menggunakan pendingin jaket sebagai pendingin reaktor untuk menjaga suhu tetap stabil.

12. Perancangan Jaket Pendingin

a. Diameter Jaket

$$\text{ID Jaket} = \text{OD Shell} + (2 \times T_j)$$

Jarak antar dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (T_j) yaitu 2 in, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{ID Jaket} &= 792,29 \text{ in} + (2 \times 2 \text{ in}) \\ &= 796,29 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menghitung Tebal Jaket

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0,6P)} + C$$

dimana,

$$P = 33,38 \text{ psi (tekanan operasi)}$$

$$f = 18.750 \text{ psi (max allowable stress)}$$

$$E = 80\% \text{ (efisiensi sambungan)}$$

$$C = 0.125 \text{ in (faktor korosi)}$$

$$r = 398,14 \text{ in (jari-jari)}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{33,38 \text{ psi} \times 398,14 \text{ in}}{(18.750 \times 80\% - 0,6 \times 33,38 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Menghitung Tebal *Head Jacket*

$$\text{OD Jacket} = 798,79 \text{ in}$$

$$\text{ID Jacket} = 796,29 \text{ in}$$

$$P \text{ operasi} = 33,38 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 40,05 \text{ psi}$$

$$icr = 46,06 \text{ in}$$

$$rc = 613,5 \text{ in}$$

Menentukan nilai P

$$P = P \text{ desain} - P \text{ Operasi}$$

$$= 6,68 \text{ psi}$$

Menentukan nilai faktor intensitas stres

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

$$= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{613,5 \text{ in}}{46,06 \text{ in}}} \right)$$

$$= 0,82 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \times icr \times W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$= \frac{6,68 \text{ psi} \times 46,06 \text{ in} \times 0,82 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 80\% - 0,2 \times 6,68 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,13$$

Berdasarkan buku Kern Table 5.4, standarisasi untuk t_h

menjadi 0,1875 in.

d. Menghitung Tinggi *Head Jacket*

Mencari nilai a

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{796,29 \text{ in}}{2}$$

$$= 398,14 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(612,94)^2 - (397,58)^2} \\ &= 466,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 613,5 \text{ in} - 466,5 \text{ in} \\ &= 147 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= 398,14 \text{ in} - 46,06 \text{ in} \\ &= 397,58 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 613,5 \text{ in} - 0,5625 \text{ in} \\ &= 612,94 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 147 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 149,12 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tinggi Total Jaket

$$\begin{aligned} H \text{ total} &= H \text{ cairan} + (2 \times H \text{ head}) \\ &= 394,9 \text{ in} + (2 \times 149,19 \text{ in}) \\ &= 693,27 \text{ in} \\ &= 17,61 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung Luas Transfer Panas Jaket (A)

$$A_{shell} = \pi \times H_{total} \times OD$$

$$= \pi \times 693,27 \text{ in} \times 798,79 \text{ in}$$

$$= 1.739.748 \text{ in}^2$$

$$A_{head} = 2 * \pi/4 \times De^2, \text{ dengan nilai De yaitu } 822,19 \text{ in}$$

$$= 2 * \pi/4 \times 822,19 \text{ in}^2$$

$$= 1.061.835 \text{ in}^2$$

$$A_{total \text{ jaket}} = A_{shell} + A_{head}$$

$$= 1.739.748 \text{ in}^2 + 1.061.835 \text{ in}^2$$

$$= 2.801.583 \text{ in}^2$$

Luas yang dialiri *hot/cold fluid*

$$= 2.801.583 \text{ in}^2 - 2.800.678 \text{ in}^2 = 904,15 \text{ in}^2$$

g. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Antara Reaktor dan

Jaket

$$Di = 65,82 \text{ ft (diameter reaktor)}$$

$$\rho = 81,74 \text{ lb/ft}^3 \text{ (densitas campuran)}$$

$$Cp = 152 \text{ btu/lb (kapasitas panas larutan)}$$

$$N = 517,60 \text{ rph (kecepatan pengaduk)}$$

$$k = 0,39 \text{ btu/ft.h.F}$$

$$\mu_w = 339,9 \text{ lb/ft.h}$$

$$\mu = 339,9 \text{ lb/ft.h}$$

$$h_i = \left(\frac{0,36k}{Di} \right) \left(\frac{Di^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 625.230 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$$

$$\text{ID} = 792,29 \text{ ft (diameter dalam reaktor)}$$

$$\text{OD} = 798,79 \text{ ft (diameter dalam jaket pemanas)}$$

$$\begin{aligned} \text{Hio} &= h_i \left(\frac{\text{ID}}{\text{OD}} \right) \\ &= 625.230 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F} \left(\frac{792,29 \text{ ft}}{798,79 \text{ ft}} \right) \\ &= 620.212 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F} \end{aligned}$$

$$\text{D} = 795,29 \text{ in (diameter jacket)}$$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Di^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4} \\ &= 142,94 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F} \end{aligned}$$

h. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_c) dan *Designed Overall Coefficient* (U_d)

Dari buku Kern tabel 12, halaman 845. *Fouling Factor*

(R_d) minimum adalah 0,002.

$$U_d = 75 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{620.212 \times 142,94}{620.212 + 142,94} \\ &= 142,91 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{142,91 - 75}{142,91 \times 75} \end{aligned}$$

$$= 0,0063357$$

i. Menghitung *Pressure Drop*

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pendingin} &= 14.000.406 \text{ kg/jam} \\ &= 30.865.612 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas suhu rata-rata} = 989,85 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Viskositas} &= 416,85 \text{ cP} \\ &= 1.008,39 \text{ lb/gt.jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Debit air} &= M \text{ air} / \text{densitas} \\ &= \frac{14.000.406 \text{ kg/jam}}{989,85 \text{ kg/m}^3} \\ &= 14.143,90 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 499.487,23 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Harga kecepatan cairan dalam jaket 1,5 - 2,5 m/s, diambil 1,5 m/s.

$$\begin{aligned}\text{Diameter dalam pipa} &= \sqrt{4\left(\frac{4}{\text{Debit air}/3600}\right)/(\pi \times \text{kecepatan air})} \\ &= \sqrt{4\left(\frac{4}{14.143,9/3600}\right)/(\pi \times 1,5)} \\ &= 1,83 \text{ m} \\ &= 71,9 \text{ in}\end{aligned}$$

Dimensi pipa:

$$\text{IPS} = 72 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 72 \text{ in}$$

$$= 6 \text{ ft}$$

$$= 1,83 \text{ m}$$

$$\text{Schedule No} = 20$$

$$ID = 71,25 \text{ in}$$

$$= 5,94 \text{ ft}$$

$$Flow Area = 2.105 \text{ in}^2$$

$$= 14,62 \text{ ft}^2$$

$$Surface Outside = 19,15 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$Surface Inside = 18,81 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$Mass Velocity (Gt) = \frac{Kebutuhan\ air\ pendingin}{Flow\ Area}$$

$$= \frac{30.865.612 \text{ lb/jam}}{14,62 \text{ ft}^2}$$

$$= 2.111.471,83 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$Reynold Number = \frac{ID \times Mass Velocity}{Viskositas}$$

$$= \frac{5,94 \text{ ft} \times 2.111.471,83 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}}{1.008,39 \text{ lb/gt.jam}}$$

$$= 12.432,60$$

Pressure Drop:

$$J = \frac{Luas\ yang\ dialiri\ hot/cold\ fluida}{Surface\ outside}$$

$$= 47,21 \text{ ft}$$

$$= 14,39 \text{ m}$$

$$\varphi t = 1$$

$$s = 1$$

$$f = 0,0002$$

$$\Delta P = \frac{f G t^2 62 J}{5,22(10^{10}) I D s \varphi t}$$

$$= \frac{(0,0002)(2.111.471,83^2) 62 (47,21)}{5,22(10^{10})(71,25)(1)(1)}$$

$$= 0,70179624 \text{ psi}$$

LAMPIRAN B

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

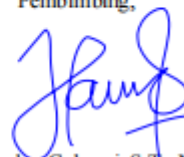
Nama Mahasiswa 1 : Thoriq Asnan Zuhri
NIM : 21521058
Nama Mahasiswa 2 : Maharani Eka Syahputri
NIM : 21521097
Judul Perancangan : Pra Rancangan Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong
Kelapa Sawit dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun
Mulai Masa Bimbingan : 23 Oktober 2024
Selesai Masa Bimbingan : 03 September 2025
Nama Dosen Pembimbing : Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

NO	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	23 Oktober 2024	Bimbingan Perdana Konsultasi Judul	
2	13 November 2024	Bimbingan Penentuan Kapasitas Pabrik	
3	26 Juni 2025	Pemilihan Proses dan Spesifikasi bahan	
4	2 Juli 2025	Bimbingan Pembuatan Diagram Alir	
5	2 Agustus 2025	Perhitungan Neraca Massa	
6	13 Agustus 2025	Perancangan Reaktor	
7	18 Agustus 2025	Spesifikasi Alat Pemisah	
8	25 Agustus 2025	PEFD	
9	25 Agustus 2025	Alat Penyimpanan Bahan	
10	26 Agustus 2025	Alat Penyimpanan bahan dan Transportasi Bahan	
11	27 Agustus 2025	Perancangan Alat Penukar Panas	
12	27 Agustus 2025	Perancangan Alat Penukar Panas	
13	28 Agustus 2025	Penentuan Lokasi dan Tata Letak Pabrik	
14	2 September 2025	Perancangan Unit Utilitas	

15	3 September 2025	Perhitungan Evaluasi Ekonomi	
16	3 September 2025	Penyusunan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan
Yogyakarta, 03 September 2025

Pembimbing,

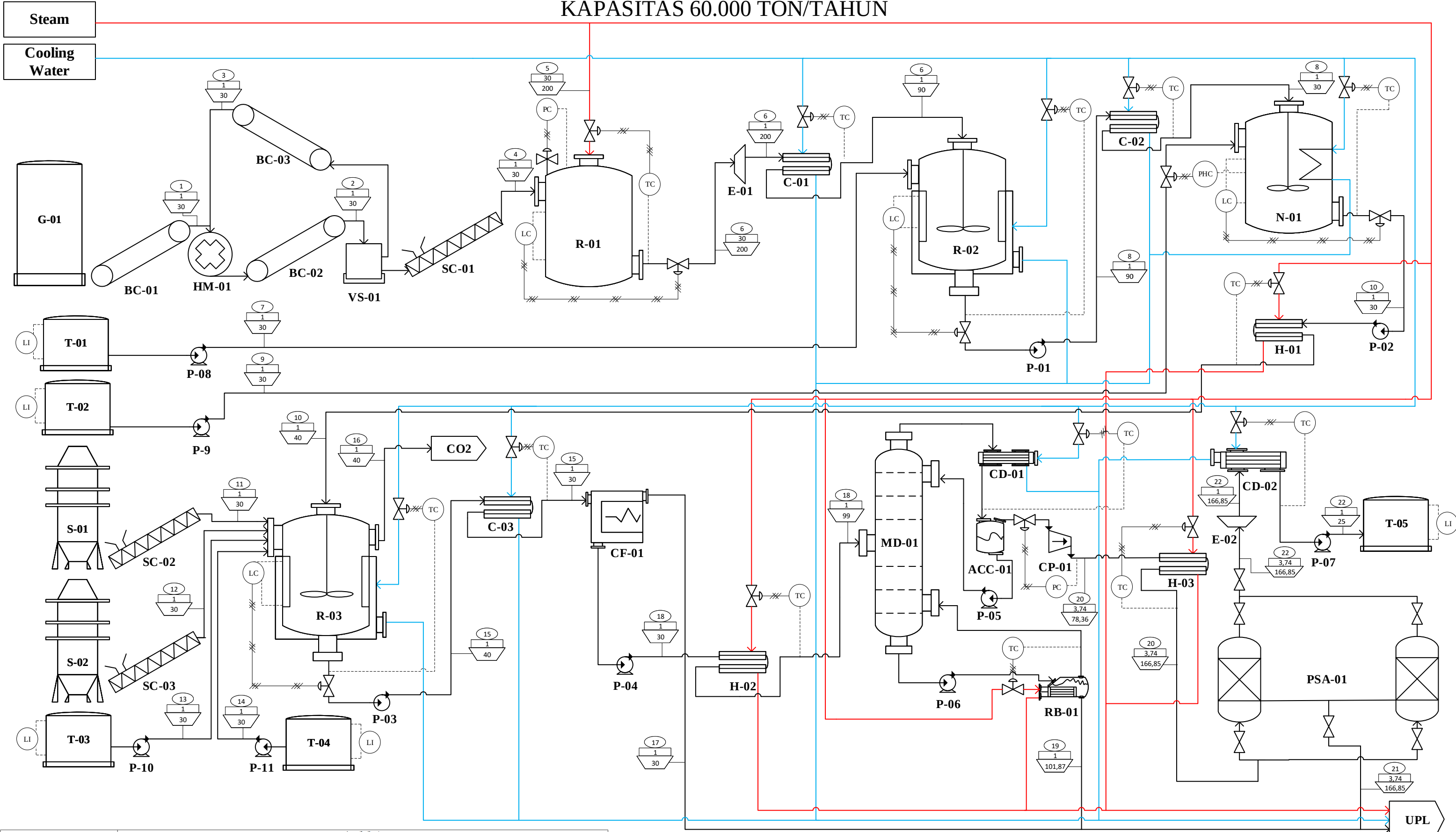


Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

LAMPIRAN C

PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD)

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Tandan Kosong Kelapa Sawit (Lignoselulosa)	52.651	63.181	10.530																			
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n				22.631		22.631		22.631		22.631					1.494		1.494					
C ₆ H ₁₂ O ₆				14.357		14.357		14.357		14.357					14.357		14.357					
Hemiselulosa				15.662		15.662		15.662		15.662					15.662		15.662					
H ₂ O	2.122	424	2.547	2.122	283.740	285.863		285.863		458.093					458.093	9.162	448.931	448.931	347	345	1,74	
Abu	567	114	681	567		567		567		567					567	567						
Unsur Hara	1.407	281	1.689	1.407		1.407		1.407		1.407					1.407	1.407						
NaOH							382.380	382.380														
HCl									348.573													
NaCl										558.724												
Cellulose															558.724		11.174	547.550	547.550			
Glukosa															4.307		9	424				
Buffer															433							
Peptone														546.257	546.257		10.925	535.332	535.332			
Ctec2 Cellulose Enzyme															10.925		10.925					
S. Cerevisiae															2.144		2.144					
CO ₂											54.626				54.626		54.626					
C ₂ H ₅ O																7.760						
Total	56.748	68.098	11.350	56.748	283.740	340.489	382.380	722.868	348.573	1.071.443	19.740	2.144	197.402	3.948	1.685.395	7.760	145.197	1.540.198	1.532.237	7.961	383	7.577

SIMBOL	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
G-01	Gudang Tandan Kosong Kelapa Sawit	SC	Screw Conveyor
S-01	Silo S. Cerevisiae	BC	Belt Conveyor
S-02	Silo Ctec2 Cellulose Enzyme	HM	Hammer Mill
T-01	Tangki NaOH	VS	Vibrating Screen
T-02	Tangki HCl	P	Pompa
T-03	Tangki Buffer	UPL	Unit Pengolahan Limbah
T-04	Tangki Peptone	PC	Pressure Control
T-05	Tangki Etanol	CD	Condenser
R-01	Reaktor Hot Compressed Water	LC	Level Control
R-02	Reaktor Delignification	LI	Level Indicator
R-03	Reaktor SSF	TC	Temperature Control
N-01	Neutralizer	C	Cooler
H	Heater	PHC	pH Control
CF	Centrifuge	MD	Menara Distilasi
ACC	Accumulator	RB	Reboiler
CP	Compressor	PSA	Pressure Swing Adsorption
E	Expander		

SIMBOL	KETERANGAN
Arus	Arus
Tekanan (atm)	Tekanan (atm)
Temperature (°C)	Temperature (°C)
Steam	Steam
Cooling Water	Cooling Water
Electrical	Electrical
Pneumatic	Pneumatic



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
1. Thoriq Asnan Zuhri (21521058)
2. Maharani Eka Syahputri (21521097)

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