

**PRARANCANGAN PABRIK ETANOL
DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

**Nama : Damar Seno Prabowo Nama : Ardhan Barullah Widanarso
NIM : 20521142 NIM : 20521231**

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

2025

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK ETANOL
DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Damar Seno Prabowo Nama : Ardhan Barullah Widanarso
NIM : 20521142 NIM : 20521231

Yogyakarta, 07 Oktober 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda tangan

Damar Seno Prabowo

NIM. 20521142

Tanda tangan

Ardhan Barullah Widanarso

NIM. 20521231

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ETANOL

DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT

DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Damar Seno Prabowo Nama : Ardhan Barullah Widanarso
NIM : 20521142 NIM : 20521231

Yogyakarta, 07 Oktober 2025

Pembimbing



بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



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

NIP. 055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI LIMBAH TANDAN
KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Damar Seno Prabowo Nama : Ardhan Barullah Widanarso

NIM : 20521142 NIM : 20521231

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta,

Tim Penguji,
Ketua Penguji
Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota I
Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

Anggota II
Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.



[Handwritten signatures and dates]
24/11/25
24/11/25

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



[Handwritten signature]
Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 99520044

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT. *Dzat* Maha Sempurna yang senantiasa memberikan *Ar-rahman* dan *Ar-rahiim*-Nya sehingga kami masih dapat merasakan nikmat yang luar biasa serta dapat melaksanakan seluruh proses menyelesaikan tugas akhir dengan baik.

Tugas akhir merupakan salah satu mata kuliah yang ada di Program Studi Teknik Kimia Strata 1 (S1), Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Mata kuliah ini wajib dilaksanakan dan diselesaikan dengan baik oleh mahasiswa Teknik Kimia mengingat bahwa mata kuliah ini menjadi salah satu syarat kelulusan. Adapun tugas akhir ini berjudul “Prarancangan Pabrik Etanol dari Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun.”

Tujuan lain dari tugas akhir adalah sebagai bentuk pembelajaran bagi mahasiswa dalam mematangkan pemahaman materi kuliah karena bentuk tugas akhir yang berupa prarancangan pabrik kimia menjadi gabungan materi yang telah dipelajari dari awal perkuliahan. Lalu, tugas akhir ini dapat dijadikan proses implementasi materi di kelas serta nantinya dapat dijadikan bekal di masa depan.

Dalam pelaksanaan hingga penulisan naskah tugas akhir, tentunya tidak lepas dari peran, dukungan, bimbingan, dan bantuan beberapa pihak. Hal tersebut sangat berarti bagi kami. Maka dari itu, izinkan kami menyampaikan ucapan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang atas limpahan berkat dan *rahmat*-Nya telah memberikan pertolongan, kelancaran, dan berkah sehingga kami dapat menyelesaikan pelaksanaan tugas akhir hingga penyusunan naskah.
2. Orang tua kami yang senantiasa memberikan dukungan dan doa dalam kelancaran kegiatan ini.
3. Ibu Ifa Puspasari Dr. S.T., M.Eng., selaku Ketua Jurusan Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia, yang senantiasa membimbing proses kami.
6. Teman tugas akhir yang selalu memberikan sumbangsih, dukungan, dan semangat dalam menyelesaikan naskah tugas akhir ini.
7. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2020 yang senantiasa memberikan dukungan, bantuan, dan semangat.
8. Seluruh pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu tanpa mengurangi rasa hormat atas dukungan dalam menyelesaikan tugas akhir.

Tentunya, kami sangat menyadari akan banyaknya kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini baik dari segi penulisan hingga konten yang terkait. Oleh karena itu, kami sangat mengharapkan adanya saran dan kritik konstruktif

supaya hasil yang didapatkan lebih baik ke depannya. Kami juga berharap tugas akhir ini dapat memberikan kebermanfaatan bagi seluruh pembaca. Terima Kasih.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 22 Oktober 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Pertama-tama, puja dan puji syukur atas kehadiran Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. Dzat yang Maha Pemurah lagi Maha Penyayang, sebab dari segala sebab adanya eksistensi alam semesta yang atas *rahmah*-Nya, saya dapat menyelesaikan proses perkuliahan saya di Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia hingga kepada penyelesaian Tugas Akhir. *Shalawat* dan salam, tak lupa saya haturkan kepada junjungan saya dan umat manusia, suri tauladan, dan sekaligus kekasih Allah SWT. Baginda *Rasulullah* Muhammad *Shallallahu 'Alaihi Wasallam*. Beliau adalah sosok yang luar biasa kehambaannya, sosok yang digelari sebagai salah satu *ulul azmi*, dan sosok yang diutus untuk menyampaikan pesan *tauhid* sehingga kita umat manusia dapat merasakan zaman yang penuh dengan kecerahan ilmu pengetahuan, seperti saat ini.

Menurut saya, Tugas Akhir bukan hanya sebagai proses belajar dan proses aplikasi materi pembelajaran yang ada di dalam kelas. Akan tetapi, saya memandang bahwa Tugas Akhir merupakan suatu kunci bagi saya untuk dapat memenuhi *amanah* orang tua saya di rumah karena tujuan utama saya berada di perantauan adalah memenuhi *amanah* tersebut. Tentunya, menyelesaikan kewajiban Tugas Akhir bukanlah perjalanan yang mudah. Dinamika demi dinamika turut mewarnai proses ini. Atas izin Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. Pada akhirnya, saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Dengan mengucap syukur *Alhamdulillahirabbil'alamiin*, senantiasa saya juga diberikan kekuatan dengan

dikelilingi oleh orang-orang hebat. Tiada lembar paling indah dalam laporan ini selain lembar persembahan. Pada lembar persembahan ini, saya ingin memberikan apresiasi besar kepada orang-orang hebat tersebut yang di antaranya:

1. Dua orang paling berjasa dalam hidup saya, sosok-sosok yang senantiasa memanjatkan doa untuk kesuksesan anaknya, yaitu Bapak dan Ibu saya, yaitu Bapak Suyanto dan Ibu Rini. Terima kasih sebesar-besarnya saya ucapkan atas segala dukungan dan motivasinya, selalu memberikan cinta dan kasih sayang, serta selalu ada bahkan ketika saya berada dalam kondisi demotivatif. Dengan ini, saya dapat memenuhi *amanah* bapak dan ibu dan semoga ini menjadi langkah baik ke depannya. Terima kasih Bapak dan Ibu.
2. Tak lupa saya ucapkan terima kasih kepada kakak saya, Anggita Sari yang juga turut memberikan dorongan, dukungan, dan semangat kepada adiknya ini. Terima kasih karena telah terus menjadi pengingat dan pendorong saya agar bisa segera menyelesaikan Tugas Akhir ini.
3. Terima kasih sebesar-besarnya saya ucapkan kepada Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T.,M.Eng. selaku Dosen Pembimbing saya dan *partner* saya. Terima kasih banyak atas kesabarannya dalam proses membimbing, serta terima kasih banyak atas dukungan, dan motivasinya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Semoga Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. senantiasa memberikan kesehatan, memberikan kelancaran rezeki, dan selalu mendapatkan keberkahan.

4. Kepada Ardhan Barullah Widanarso, *Partner* Tugas akhir saya yang telah kebersamai saya dalam proses yang panjang ini. Terima kasih banyak karena dalam proses ini, dapat berperan sebagai pemberi dukungan moral, semangat, dan dapat menjadi tempat bertukar pikiran sehingga membuat proses ini jadi tidak terlalu terasa berat. Terima kasih kawan, semoga Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. senantiasa memberikan kelancaran rezeki, serta mengabulkan doa dan impian. Tak lupa, semoga apa yang sudah didapat selama proses perkuliahan ini, dapat menjadi keberkahan dan bermanfaat pada kemudian hari.
5. Untuk kawan-kawan seperjuangan Takmir Villa, yaitu Ody, Uzi, Er, Revan, Jibon, Isal, Zhafran, dan lain sebagainya. termasuk juga kawan-kawan Himpunan Mahasiswa Islam (HMI). Terima kasih banyak telah menjadi rumah kedua saya selama di perantauan ini. Memaknai arti sebuah rumah, artinya kalian lah sosok-sosok yang selalu ada dalam suka-duka, senang-susah, ataupun manis-pahitnya dinamika yang saya hadapi ini. Sosok-sosok yang selalu memberikan stabilitas emosional supaya saya dapat tenang dalam proses penyelesaian Tugas Akhir ini. Terima kasih kawan-kawan, semoga Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. senantiasa memberikan kelancaran rezeki, serta mengabulkan doa dan impian kita. Tak lupa, yakinkan dengan iman, usahakan dengan ilmu, dan sampaikan dengan amal. Semoga kita dapat melenting bersama.
6. Kepada seluruh teman seperjuangan, yaitu Teknik Kimia Angkatan 2020 (ASCENT), serta seluruh teman saya yang tidak dapat saya sebutkan satu-

persatu. Terima kasih banyak atas dukungan dan semangatnya. Terima kasih telah banyak membantu dan memberikan doa selama proses ini. Semoga doa baik akan berbalik kepada kawan-kawan semua.

7. Tak lupa yang terakhir, yaitu saya sendiri. Terima kasih sudah kuat, sabar, dan ingin menjalani *ikhtiar* panjang ini. Terima kasih sudah dapat sampai di titik ini. Semoga apa yang sudah di-*ikhtiarkan* dapat memberikan nilai kebermanfaatan dan keberkahan, baik bagi diri sendiri maupun umat. Semoga Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. senantiasa memberikan kelancaran rezeki, serta mengabulkan doa dan Impian, *Aamiin*.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

“Mungkin kita bukanlah yang tercepat, terkuat, atau yang paling pintar, tetapi bukan berarti kita tidak bisa menjadi lebih baik dari diri kita kemarin.”

(Gita Wirjawan)

Yogyakarta, 22 Oktober 2025

Damar Seno Prabowo

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillahirabbil'alamiin, Puji dan Syukur tak lupa saya panjatkan kepada Allah SWT. atas semua kekuatan dan kemudahan dalam melewati semua proses ini sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir perancangan pabrik ini. Tugas Akhir ini menandai akhir dari proses belajar saya sebagai mahasiswa dan menandai awal perjalanan saya menuju sebuah proses baru. Perjalanan saya dari awal hingga titik ini tentunya tidak terlepas dari dukungan banyak orang-orang yang menyertai yang tentunya juga menjadi penyemangat saya hingga pada akhirnya bisa berjuang hingga akhir. Tiada lembar yang paling indah pada laporan ini kecuali lembar persembahan yang saya persembahkan untuk:

1. Bapak dan Ibu serta adik saya, terima kasih atas semua dukungan serta doa yang tak terhingga sehingga menyertai perjalanan saya yang penuh dengan lika-liku selama menjalani masa perkuliahan ini.
2. Pakde Kunto dan Bude Fensi terima kasih untuk semua dorongan motivasi, dukungan moril serta banyak lagi dukungan yang lain nya yang sudah sejak lama diberikan. Dan juga saya ucapkan terim kasih kepada semua keluarga besar yang sudah mendukung dan menyertai yang tidak bisa saya sebutkan satu per satu.
3. Kepada Damar Seno Prabowo partner Tugas Akhir saya, terima kasih atas waktu dan ilmu nya terima kasih juga untuk kerja sama nya telah banyak membantu selama pembuatan Tugas Akhir ini mohon maaf jika masih

banyak salah dan kurang, akhirnya setelah sekitar 1,5 tahun selesai juga. Perjalanan masih panjang semangat terus untuk kedepan nya. Pokoknya sukses terus bre!!!

4. Terima kasih Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing yang sudah yakin bahwa saya dan partner saya memiliki potensi lebih untuk menyelesaikan TA dengan baik, segala bentuk wejangan dan nasihat yang diberikan selama masa pengerjaan Tugas Akhir.
5. Teman-teman seperjuangan saya di lapangan yang sudah saya anggap keluarga (Zhafran,Lana,Aqil,Rofid,Darryl,Zami,Angel,Jo,Renita) terima kasih atas semua nya sudah memberikan cerita selama masa perkuliahan. Terima kasih atas semua dukungannya dan sudah menjadi teman yang hebat, bersama kita melewati semua rintangan dan kisah yang mungkin tak akan terlupa. Untuk kalian semangat terus dimanapun kalian berada semoga pertemanan kita tetap terjalin sampai nanti. Sukses terus KAWAN!!!
6. Kepada seluruh keluarga mahasiswa Teknik Kimia FTI UII, kakak dan adik Tingkat, semua orang yang sudah menjadi bagian dari JAMTEK,HMTK-TT terima kasih untuk semua ilmu dan pengalaman yang berharga yang pada akhirnya membentuk saya menjadi seseorang yang lebih baik lagi dari sebelumnya. Ini menjadi pengingat bagi saya bahwa setiap proses yang saya lalui ada peran dan kontribusi kalian.
7. Untuk teman-teman mahasiswa Teknik Kimia 2020, terima kasih sudah menerima saya menjadi bagian dari keluarga ini. Kalian luar biasa, telah

menularkan semangat kepada saya. Saya harap Allah melindungi kalian semua dimanapun kalian berada.

8. Untuk teman-teman yang sudah saya temui di Yogyakarta terima kasih untuk semua nya semoga sehat terus dan senantiasa dilindungi oleh Allah SWT.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 22 Oktober 2025

Ardhan Barullah Widanarso

DAFTAR ISI

PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	xv
DAFTAR TABEL.....	xix
DAFTAR GAMBAR	xxiii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xxiv
ABSTRAK	xxv
<i>ABSTRACT</i>	xxvi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi	3
1.2.1 Angka Produksi Bioetanol di Indonesia	4
1.2.2 Angka Konsumsi Bioetanol di Indonesia	5
1.2.3 Jumlah Impor Bioetanol di Indonesia.....	6
1.2.4 Jumlah Ekspor Bioetanol di Indonesia	9
1.2.5 Peluang Kapasitas.....	10
1.2.6 Ketersediaan Bahan Baku.....	11
1.2.7 Pabrik Etanol yang Berdiri di Indonesia	14
1.2.8 Kapasitas Pabrik	15
1.3 Tinjauan Pustaka	16
1.3.1 Perlakuan Awal/ <i>Pre-treatment</i>	16
1.3.2 Sakarifikasi dan Fermentasi.....	21
1.3.3 Pemurnian.....	28
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika Reaksi.....	30
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	30
1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi	38

BAB II PERANCANGAN PRODUK	42
2.1 Spesifikasi Produk.....	42
2.1.1 Produk Utama Etanol	42
2.1.2 Produk Hasil Samping Karbon Dioksida	43
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	43
2.2.1 Tandan Kosong Kelapa Sawit	43
2.2.2 Air.....	44
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	45
2.3.1 Natrium Hidroksida	45
2.3.2 Asam Sulfat	45
2.3.3 Enzim Selulase	46
2.3.4 Enzim Hemiselulase	46
2.3.5 <i>Yeast Saccharomyces cerevisiae</i>	47
2.3.6 Amonium Hidroksida	47
2.4 Pengendalian Kualitas	47
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	48
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	48
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	50
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	52
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	52
3.2 Uraian Proses	56
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	56
3.2.2 Tahapan Proses Pembentukan Produk.....	57
3.2.3 Tahap Pemurnian.....	59
3.3 Spesifikasi Alat Proses.....	61
3.3.1 <i>Jaw Crusher</i> (JC-01)	61
3.3.2 <i>Hammer Mill</i> (HM-01)	61
3.3.3 Tangki Delignifikasi (T-01).....	62
3.3.4 <i>Mixer</i> (M-01)	63
3.3.5 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RF-01).....	64
3.3.6 Reaktor SSF (R-01)	65
3.3.7 <i>Neutralizer</i> (N-01)	67

3.3.8	<i>Centrifuge</i> (CF-01)	69
3.3.9	Menara Distilasi (MD-01)	70
3.3.10	<i>Vaporizer</i> (V-01)	71
3.3.11	<i>Separator</i> (SP-01).....	72
3.3.12	<i>Pressure Swing Adsorption</i> (PA-01/02)	73
3.4	Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	74
3.5	Spesifikasi Alat Transportasi	78
3.6	Spesifikasi Alat Penukar Panas	88
3.7	Neraca Massa	92
3.8	Neraca Panas	102
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		113
4.1	Lokasi Pabrik	113
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi	114
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi	116
4.2	Tata Letak Pabrik	118
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses	123
4.4	Organisasi Perusahaan	126
4.4.1	Bentuk Perusahaan	126
4.4.2	Struktur Organisasi	127
4.4.3	Tugas dan Wewenang.....	129
4.4.4	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji.....	135
BAB V UTILITAS.....		144
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	144
5.1.1	Unit Penyedia Air	144
5.1.2	Unit Pengolahan Air	151
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	158
5.3	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	158
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan (<i>Instrument Air System</i>)	165
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	166
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	167
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	170
5.7.1	Diagram Alir Unit Utilitas	170

5.7.2	Spesifikasi Bak Penampung	174
5.7.3	Spesifikasi Tangki Utilitas.....	176
5.7.4	Spesifikasi Pompa	181
5.7.5	Spesifikasi Saringan pasir.....	183
5.7.6	Spesifikasi <i>Clarifier</i>	184
5.7.7	Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	185
5.7.8	Spesifikasi <i>Boiler</i>	186
5.7.9	Spesifikasi <i>Chiller Unit</i>	187
BAB VI EVALUASI EKONOMI		192
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	193
6.2	Dasar Perhitungan Biaya.....	202
6.3	Komponen Biaya.....	202
6.3.1	Modal (<i>Capital Investement</i>).....	202
6.3.2	Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	205
6.3.3	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>).....	207
6.3.4	<i>Total Production Cost</i> (TPC)	208
6.4	Analisis Keuntungan	209
6.5	Analisis Risiko Pabrik.....	209
6.6	Analisis Kelayakan.....	211
6.6.1	<i>Return on Investment</i> (ROI)	211
6.6.2	<i>Pay Out Time</i> (POT).....	211
6.6.3	<i>Break Even Point</i> (BEP).....	212
6.6.4	<i>Shut Down Point</i> (SDP).....	214
6.6.5	<i>Discounted Cash Flow Rate</i> (DCFR)	215
BAB VII KESIMPULAN		218
7.1	Kesimpulan.....	218
7.2	Saran.....	219
DAFTAR PUSTAKA		221
LAMPIRAN.....		225

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data produksi bioetanol di Indonesia.....	4
Tabel 1.2 Konsumsi bioetanol di Indonesia.....	5
Tabel 1.3 Jumlah impor bioetanol di Indonesia.....	7
Tabel 1.4 Persentase pertumbuhan impor bioetanol di Indonesia.....	8
Tabel 1.5 Jumlah ekspor bioetanol di Indonesia.....	9
Tabel 1.6 Persentase pertumbuhan ekspor bioetanol di Indonesia.....	10
Tabel 1.7 Jumlah kelapa sawit di Kalimantan Tengah.....	12
Tabel 1.8 Pabrik bioetanol di Indonesia.....	14
Tabel 1.9 Perbandingan metode <i>pre-treatment</i> TKKS.....	20
Tabel 1.10 Perbandingan hidrolisis asam dan enzim.....	22
Tabel 1.11 Perbandingan metode sakarifikasi dan fermentasi bioetanol.....	26
Tabel 1.12 Entalpi pembentukam standar pada reaksi sakarifikasi.....	30
Tabel 1.13 Entalpi pembentukan standar pada reaksi fermentasi.....	31
Tabel 1.14 Kapasitas panas masing-masing senyawa pada suhu 35°C.....	33
Tabel 1.15 Harga ΔG^0_f pembentukan standar pada reaksi hidrolisis.....	34
Tabel 1.16 Harga ΔG^0_f pembentukan standar pada reaksi fermentasi.....	35
Tabel 2.1 Spesifikasi produk utama etanol.....	42
Tabel 2.2 Spesifikasi produk hasil samping karbon dioksida.....	43
Tabel 2.3 Spesifikasi kandungan tandan kosong kelapa sawit.....	43
Tabel 2.4 Spesifikasi kandungan fisik tandan kosong kelapa sawit.....	44
Tabel 2.5 Spesifikasi air.....	44
Tabel 2.6 Spesifikasi natrium hidroksida.....	45
Tabel 2.7 Spesifikasi asam sulfat.....	45
Tabel 2.8 Spesifikasi enzim selulase.....	46
Tabel 2.9 Spesifikasi enzim hemiselulase.....	46
Tabel 2.10 Spesifikasi <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	47
Tabel 2.11 Spesifikasi ammonium hidroksida.....	47
Tabel 3.1 Data diagram alir kuantitatif.....	54
Tabel 3.2 Spesifikasi gudang penyimpanan bahan.....	74
Tabel 3.3 Spesifikasi tangki penyimpanan.....	75

Tabel 3.4 Spesifikasi silo bahan.....	76
Tabel 3.5 Spesifikasi <i>hopper</i> (HP-01).....	77
Tabel 3.6 Spesifikasi pompa	78
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>screw conveyor</i>	81
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>belt conveyor</i>	83
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>bucket elevator</i>	84
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>compressor</i>	85
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>expander</i>	86
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>expansion valve</i>	87
Tabel 3.13 Spesifikasi <i>cooler</i>	88
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>heater</i>	89
Tabel 3.15 Spesifikasi <i>condenser</i>	90
Tabel 3.16 Spesifikasi <i>reboiler</i>	91
Tabel 3.17 Neraca massa <i>jaw crusher</i> (JC-01)	92
Tabel 3.18 Neraca massa <i>hammer mill</i> (HM-01).....	92
Tabel 3.19 Neraca massa <i>mixer</i> (M-01).....	93
Tabel 3.20 Neraca massa tangki delignifikasi (T-01)	93
Tabel 3.21 Neraca massa <i>rotary drum vacuum filter</i> (RF-01).....	94
Tabel 3.22 Neraca massa reaktor ssf (R-01)	95
Tabel 3.23 Neraca massa <i>neutralizer</i> (N-01)	97
Tabel 3.24 Neraca massa <i>centrifuge</i> (CF-01)	98
Tabel 3.25 Neraca massa menara distilasi (MD-01).....	99
Tabel 3.26 Neraca massa <i>vaporizer</i> (V-01)	99
Tabel 3.27 Neraca massa <i>separator</i> (SP-01).....	100
Tabel 3.28 Neraca massa <i>pressure swing adsorption</i> (PA-01/02).....	100
Tabel 3.29 Neraca massa total	101
Tabel 3.30 Neraca panas <i>jaw crusher</i> (JC-01).....	102
Tabel 3.31 Neraca panas <i>hammer mill</i> (HM-01)	102
Tabel 3.32 Neraca panas <i>mixer</i> (M-01).....	103
Tabel 3.33 Neraca panas tangki delignifikasi (T-01).....	103
Tabel 3.34 Neraca panas <i>rotary drum vacuum filter</i> (RF-01).....	104
Tabel 3.35 Neraca panas reaktor ssf (R-01).....	105

Tabel 3.36 Neraca panas <i>neutralizer</i> (N-01).....	107
Tabel 3.37 Neraca panas <i>centrifuge</i> (CF-01).....	108
Tabel 3.38 Neraca panas menara distilasi (MD-01).....	109
Tabel 3.39 Neraca panas <i>vaporizer</i> (V-01).....	109
Tabel 3.40 Neraca panas <i>separator</i> (SP-01).....	110
Tabel 3.41 Neraca panas <i>pressure swing adsorption</i> (PA-01/02).....	110
Tabel 3.42 Neraca panas total.....	111
Tabel 4.1 Rincian area bangunan pabrik.....	122
Tabel 4.2 Tugas masing-masing direktur.....	131
Tabel 4.3 Tugas masing-masing kepala bagian.....	132
Tabel 4.4 Tugas masing-masing kepala seksi.....	134
Tabel 4.5 Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan.....	136
Tabel 4.6 Gaji karyawan.....	138
Tabel 4.7 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i>	142
Tabel 4.8 Jadwal kerja karyawan <i>non-shift</i>	143
Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik untuk kebutuhan karyawan.....	146
Tabel 5.2 Kebutuhan air domestik untuk kebutuhan perumahan.....	146
Tabel 5.3 Total kebutuhan air domestik.....	146
Tabel 5.4 Kebutuhan air layanan umum.....	147
Tabel 5.5 Kebutuhan air proses.....	148
Tabel 5.6 Kebutuhan air pendingin (<i>cooling water</i>).....	149
Tabel 5.7 Kebutuhan air pendingin (<i>chilled water</i>).....	150
Tabel 5.8 Kebutuhan air umpan <i>boiler</i>	150
Tabel 5.9 Total kebutuhan air.....	151
Tabel 5.10 Kebutuhan listrik alat proses.....	159
Tabel 5.11 Kebutuhan listrik alat utilitas.....	161
Tabel 5.12 Total kebutuhan listrik.....	164
Tabel 5.13 Standar baku mutu lindi hitam.....	168
Tabel 5.14 Spesifikasi bak penampung.....	174
Tabel 5.15 Spesifikasi bak air rumah tangga.....	175
Tabel 5.16 Spesifikasi bak penggumpal.....	176
Tabel 5.17 Spesifikasi tangki utilitas.....	177

Tabel 5.18 Spesifikasi tangki NaOH.....	179
Tabel 5.19 Spesifikasi tangki NaCl.....	180
Tabel 5.20 Spesifikasi pompa utilitas	181
Tabel 5.21 Spesifikasi saringan pasir.....	183
Tabel 5.22 Spesifikasi <i>clarifier</i>	184
Tabel 5.23 Spesifikasi <i>cooling tower</i>	185
Tabel 5.24 Spesifikasi <i>boiler</i>	186
Tabel 5.25 Spesifikasi <i>evaporator</i>	187
Tabel 5.26 Spesifikasi <i>compressor</i>	188
Tabel 5.27 Spesifikasi <i>condenser</i>	189
Tabel 5.28 Spesifikasi <i>expansion valve</i>	190
Tabel 5.29 Spesifikasi pompa <i>chiller unit</i>	191
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1995-2022.....	193
Tabel 6.2 Harga alat proses.....	196
Tabel 6.3 Harga alat utilitas	200
Tabel 6.4 <i>Physical plant cost (PPC)</i>	203
Tabel 6.5 <i>Direct plant cost (DPC)</i>	203
Tabel 6.6 <i>Fixed capital investment (FCI)</i>	204
Tabel 6.7 <i>Working capital investment (WCI)</i>	204
Tabel 6.8 <i>Direct manufacturing cost (DMC)</i>	205
Tabel 6.9 <i>Indirect manufacturing cost (IMC)</i>	206
Tabel 6.10 <i>Fixed manufacturing cost (FMC)</i>	206
Tabel 6.11 <i>Total manufacturing cost (TMC)</i>	207
Tabel 6.12 <i>General expenses</i>	208
Tabel 6.13 <i>Total production cost (TPC)</i>	208
Tabel 6.14 Kategori risiko pabrik etanol.....	210
Tabel 6.15 <i>Annual fixed manufacturing cost</i>	213
Tabel 6.16 <i>Annual regulated expenses</i>	213
Tabel 6.17 <i>Annual Variable value</i>	214
Tabel 6.18 <i>Annual sales value</i>	214
Tabel 6.19 Analisis kelayakan pabrik	216

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik antara produksi bioetanol dan tahun di Indonesia	4
Gambar 1.2 Grafik hubungan antara konsumsi bioetanol dan tahun	6
Gambar 1.3 Grafik hubungan antara tahun dan jumlah bahan baku kelapa sawit di Kalimantan Tengah	12
Gambar 1.4 Persamaan reaksi fermentasi glukosa menjadi etanol	39
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif	52
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif	53
Gambar 4.1 Peta lokasi rencana pendirian pabrik	113
Gambar 4.2 Tata letak pabrik etanol (skala 1:1000)	121
Gambar 4.3 Tata letak mesin/alat proses pabrik (skala 1:2000)	125
Gambar 4.4 Struktur organisasi pabrik	129
Gambar 5.1 Diagram alir unit utilitas	170
Gambar 5.2 Diagram alir <i>chiller unit</i>	172
Gambar 6.1 Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga	195
Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi	217

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR.....	225
LAMPIRAN B <i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i>	256
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	258

ABSTRAK

Pabrik etanol berbahan limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) merupakan pabrik yang memiliki prospek baik karena kebutuhan etanol sebagai bahan bakar menjadi kebutuhan pokok bagi masyarakat. Secara ekonomi, pabrik ini juga dapat memberikan keuntungan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi negara. Adapun bahan yang digunakan, yaitu TKKS memiliki ketersediaan yang melimpah di Indonesia. Ketersediaan TKKS di Kalimantan Tengah adalah sebesar 2.328.901,8 ton dengan kebutuhan total untuk produksi adalah sebesar 1.361.988 ton. Pabrik etanol ini direncanakan berdiri dengan kapasitas 50.000 ton/tahun. Etanol ini akan diproduksi dengan cara memproses TKKS dengan reaksi sakarifikasi dan fermentasi secara simultan (SSF). Reaksi terjadi di dalam reaktor *batch* berpengaduk pada kondisi operasi 35°C dan 1 atm. Sebelum direaksikan, bahan mengalami perlakuan awal dengan metode *steam explosion* beralkali basa NaOH. Pabrik ini direncanakan berdiri di Kabupaten Barito Utara, Kalimantan Tengah dengan luas tanah 21.249,2 m² dan beroperasi selama 330 hari dengan jumlah 200 karyawan. Dari hasil evaluasi ekonomi, modal tetap yang dibutuhkan adalah sebesar Rp 829.110.560.553,23 dan modal kerja sebesar Rp 563.940.644.502,95. Biaya produksi total pada pabrik ini adalah sebesar Rp 2.099.349.122.262,67. Lalu, keuntungan yang didapatkan sebelum pajak adalah Rp 173.213.852.436,08 (rupiah), sedangkan keuntungan setelah pajak adalah sebesar Rp 138.571.081.948,87. Nilai *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah sebesar 20,89% dan setelah pajak adalah 16,71%. Lalu, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah selama 3,46 tahun dan setelah pajak selama 4,05 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) adalah sebesar 51,68%, sedangkan nilai *Shut Down Point* (SDP) adalah sebesar 28,55%. Lalu nilai *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah sebesar 22,78%. Dari analisis tersebut, pabrik etanol dapat dikategorikan sebagai pabrik yang layak didirikan.

Kata Kunci : etanol, pabrik, reaktor, SSF, TKKS

ABSTRACT

The ethanol plant that uses empty palm fruit bunches (EFB) as raw material is a plant with good prospects because ethanol is a basic fuel requirement for the community. Economically, this plant can also provide profits and boost the country's economic growth. The raw material used, namely EFB, is abundantly available in Indonesia. The availability of TKKS in Central Kalimantan is 2.328.901,8 tons, with a total production requirement of 1.361.988 tons. This ethanol plant is planned to have a capacity of 50.000 tons/year. The ethanol will be produced by processing TKKS through simultaneous saccharification and fermentation (SSF). The reaction takes place in a stirred batch reactor under operating conditions of 35°C and 1 atm. Before being reacted, the material undergoes pre-treatment using the NaOH alkaline steam explosion method. The plant is planned to be built in North Barito Regency, Central Kalimantan, with a land area of 21.249,2 m² and will operate for 330 days with a total of 200 employees. Based on the economic evaluation, fixed capital investment required is Rp 829.110.560.553,23 and the working capital investment is Rp 563.940.644.502,95. The total production cost at this factory is Rp 2.099.349.122.262,67. Then, the profit earned before tax is Rp 173.213.852.436,08, while the profit after tax is Rp 138.571.081.948,87. The Return on Investment (ROI) value before tax is 20,89% and after tax is 16.71%. Then, the Pay Out Time (POT) before tax is 3.46 years and after tax is 4.05 years. The Break Even Point (BEP) value is 51.68%, while the Shut Down Point (SDP) value is 28.55%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 22.78%. Based on this analysis, the ethanol plant can be categorized as a viable project.

Keyword : EFB, ethanol, plant, reactor, SSF

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Kebutuhan energi di Indonesia terus mengalami peningkatan yang didasarkan oleh berbagai faktor, yaitu pertumbuhan ekonomi, penduduk, harga energi, dan kebijakan pemerintah. Adapun dalam penggunaan berdasarkan jenisnya, masih didominasi oleh bahan bakar minyak (BBM). Akan tetapi, kondisi peningkatan kebutuhan ini menyebabkan ketidakseimbangan karena ketersediaan bahan baku tidak sebanding dengan kebutuhan. British Petroleum (2015) menyebutkan bahwa terjadi penurunan sebesar 1,2% pada cadangan minyak bumi nasional. Lalu, produksi minyak bumi diperkirakan akan mengalami penurunan sebesar 5% per tahun. Kondisi ini juga diperparah dengan penurunan jumlah ekspor minyak bumi dan diprediksi akan habis pada tahun 2035 (Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021). Oleh karena itu, perlu ada solusi alternatif dan berkelanjutan dalam menyikapi kondisi tersebut.

Salah satu solusi yang sedang berkembang adalah bioenergi. Bioenergi adalah energi terbarukan berbasis bahan biologis sehingga dapat digunakan secara berkelanjutan. Pengembangan energi berbasis biologis ini tentunya juga dapat menjawab permasalahan kebutuhan BBM. Salah satu derivasi dari bioenergi yang sedang dikembangkan adalah produksi bioetanol. Bioetanol termasuk ke dalam salah satu *biofuel* yang dibuat dari biomassa. Adapun berbagai keunggulan bioetanol adalah dapat meningkatkan performa bensin ketika dicampurkan karena angka oktannya yang lebih tinggi daripada bensin dan dapat meningkatkan efisiensi

pembakaran karena bioetanol memiliki kadar oksigen yang lebih tinggi dan minim kadar sulfur. Keunggulan lain yang dimiliki dari penggunaan bioetanol adalah ramah lingkungan karena pembakarannya hanya menghasilkan sedikit emisi hidrokarbon (Arlianti, 2018). Upaya menjawab permasalahan ini juga sudah diatur dalam kebijakan pemerintah yang termaktub dalam Peraturan Presiden RI No.5 tahun 2006 (Peraturan Presiden, 2005).

Pada perkembangannya, bioetanol diproduksi dengan bahan-bahan pangan, seperti tebu, molases, dan pati. Bioetanol ini dikenal sebagai *biofuel* generasi pertama. Akan tetapi, produksi ini menyebabkan kontroversi karena mengganggu sektor pangan. Produksi *biofuel* generasi pertama juga tidak cocok jika diterapkan dan dikembangkan di negara berkembang, seperti Indonesia (Seda, Anggraini, & Chandra K.F, 2019). Maka dari itu, upaya yang dilakukan adalah pengembangan *biofuel* generasi kedua. *Biofuel* generasi kedua ini memanfaatkan biomassa berbasis bahan nonpangan, seperti bahan-bahan yang diambil dari sektor pertanian, kehutanan, dan limbah. Lalu, biomassa yang digunakan pada generasi ini mengandung selulosa yang lebih tinggi. Salah satu bahan yang dapat dimanfaatkan dan juga sedang berkembang adalah tandan kosong kelapa sawit (TKKS).

Indonesia menjadi salah satu negara utama penghasil kelapa sawit. Berdasarkan data yang disajikan dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2023, produksi kelapa sawit di Indonesia mencapai angka 46.986,1 (ribu) ton dan Provinsi Riau menjadi penyumbang terbesar dengan jumlah produksi sebesar 8.790,7 (ribu) ton. Dari data tersebut, dapat dilihat bahwa ketersediaan TKKS sangat melimpah di

Indonesia. TKKS sangat cocok dijadikan bahan generasi kedua karena menjadi sumber selulosa atau kandungan selulosa (75-80%) (Badan Pusat Statistik, 2024).

Adapun pengolahan TKKS pada prinsipnya dilakukan melalui proses sakarifikasi, fermentasi, dan distilasi. Akan tetapi, perlu dilakukan tahap *pretreatment* untuk menghilangkan lignin atau memutus ikatan lignin karena akan mengganggu proses sakarifikasi selulosanya. Lalu, pada salah satu penelitian, pembuatan etanol dengan proses sakarifikasi yang dilakukan dengan menggunakan larutan asam sulfat sebanyak 20 mL dan proses fermentasi yang dilakukan dengan mikroba *Saccharomyces cerevisiae* selama 6 hari menghasilkan kadar etanol sebesar 7,12% (Khairiah & Ridwan, 2021).

Berdasarkan kondisi kebutuhan energi dan ketersediaan sumber bahan seperti yang telah dijelaskan di atas, solusi yang berkelanjutan ini perlu untuk segera dimasifkan dan dioptimalkan. Ketersediaan TKKS yang berlimpah di Indonesia untuk dijadikan bioetanol menjadi potensi besar dalam menjawab permasalahan tersebut. Ada berbagai pabrik bioetanol yang telah berdiri di Indonesia dengan produksi terbesar sebanyak 78.000 kL/tahun. Tentunya, perlu ada peningkatan produksi bioetanol untuk memenuhi kebutuhan, khususnya di Indonesia. Hal ini lah yang melatarbelakangi pendirian pabrik bioetanol dari TKKS dalam rangka menunjang perkembangan dan pemenuhan kebutuhan energi pada masa mendatang.

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

Ada beberapa pertimbangan yang harus dipenuhi adalah penentuan kapasitas produksi. Pertimbangan-pertimbangan tersebut antara lain:

1.2.1 Angka Produksi Bioetanol di Indonesia

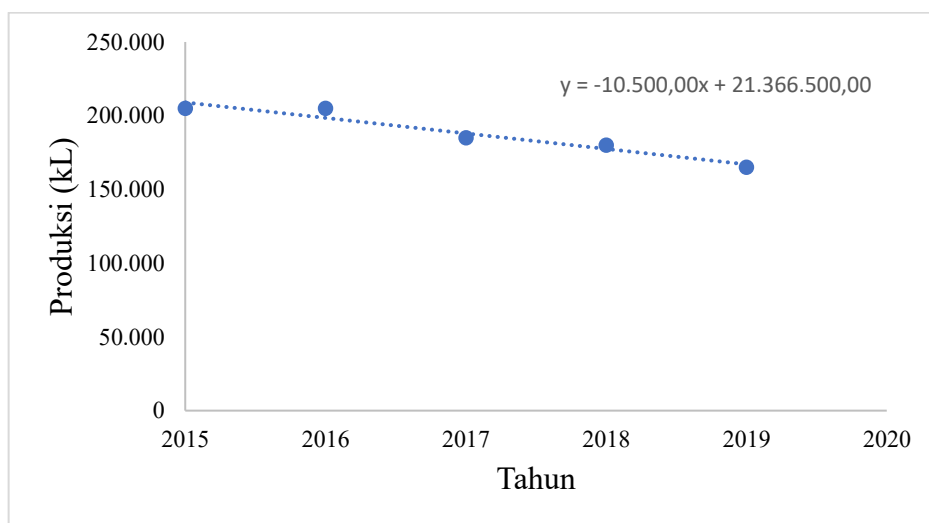
Data produksi bioetanol didapatkan dari tahun 2015-2019. Berikut merupakan data produksi di Indonesia yang ditampilkan pada Tabel 1.1 di bawah ini.

Tabel 1.1 Data produksi bioetanol di Indonesia

Tahun	Produksi (kL)
2015	205.000
2016	205.000
2017	185.000
2018	180.000
2019	165.000

(Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021)

Data di atas menunjukkan bahwa jumlah produksi relatif mengalami penurunan setiap tahunnya. Selanjutnya, data yang didapat kemudian dibuatkan grafik untuk dicari nilai regresi linearnya yang ditampilkan pada Gambar 1.1 di bawah ini.



Gambar 1.1 Grafik antara produksi bioetanol dan tahun di Indonesia

Grafik pada Gambar 1.1 tersebut digunakan untuk menghitung prediksi produksi bioetanol pada tahun 2029 dengan persamaan regresi linear dengan cara:

$$y = ax + b \quad (1.1)$$

$$y = -10.500(2029) + 21.366.500$$

$$y = 62.000 \text{ kiloliter}$$

$$y = 48.918 \text{ ton (densitas etanol} = 0,789 \text{ kg/L)}$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan bahwa jumlah produksi pada tahun 2029 adalah sebesar 62.000 kiloliter atau 48.918 ton.

1.2.2 Angka Konsumsi Bioetanol di Indonesia

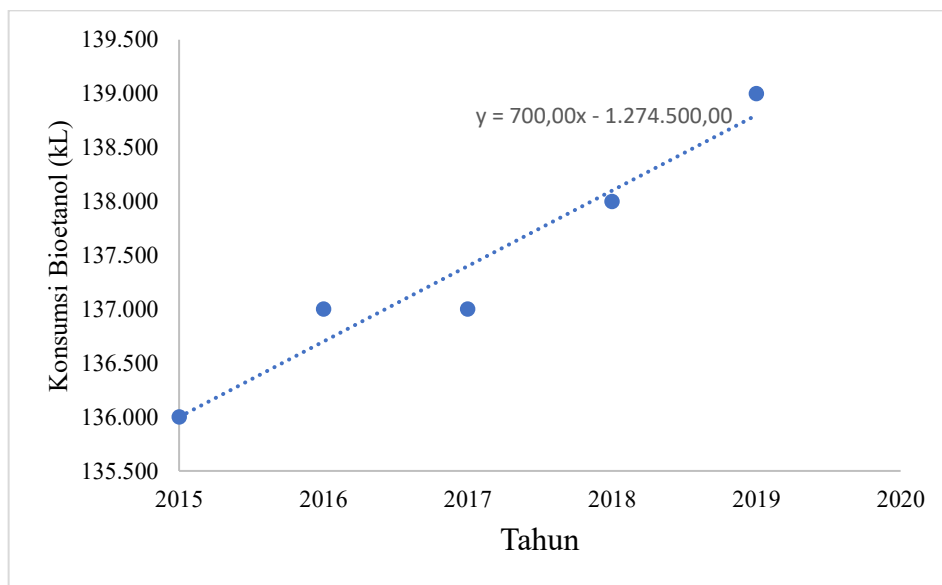
Angka konsumsi di Indonesia didapat berdasarkan dari data Haniati, dkk (2021) yang ditampilkan pada Tabel 1.2 di bawah ini.

Tabel 1.2 Konsumsi bioetanol di Indonesia

Tahun	Konsumsi (kL)
2015	136.000
2016	137.000
2017	137.000
2018	138.000
2019	139.000

(Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021)

Data di atas menunjukkan bahwa jumlah konsumsi mengalami kenaikan setiap tahunnya. Selanjutnya, data yang didapat kemudian dibuatkan grafik untuk dicari nilai regresi linearnya yang ditampilkan pada Gambar 1.2 di bawah ini.



Gambar 1.2 Grafik hubungan antara konsumsi bioetanol dan tahun

Grafik pada Gambar 1.2 tersebut digunakan untuk menghitung prediksi konsumsi bioetanol pada tahun 2029 dengan menggunakan Persamaan (1.1) sebagai berikut.

$$y = 700(2029) - 1.274.500$$

$$y = 145.800 \text{ kiloliter}$$

$$y = 115.036,2 \text{ ton}$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan bahwa jumlah konsumsi pada tahun 2029 adalah sebesar 145.800 kiloliter atau 115.036,2 ton.

1.2.3 Jumlah Impor Bioetanol di Indonesia

Angka impor bioetanol di Indonesia didapat berdasarkan dari data Badan Pusat Statistik (BPS) yang ditampilkan pada Tabel 1.3 di bawah ini.

Tabel 1.3 Jumlah impor bioetanol di Indonesia

Tahun	Impor (ton)
2020	22.431,979
2021	42.431,163
2022	25.533,009
2023	4383,301
2024	10.391,62

(Badan Pusat Statistik, 2024)

Data di atas menunjukkan jumlah impor bioetanol di Indonesia mengalami fluktuasi yang signifikan. Adapun jumlah total impor selama lima tahun terakhir berjumlah 105.171,1 ton. Dari data ini kemudian dilakukan perhitungan prediksi jumlah impor di tahun 2029 dengan persentase pertumbuhan dengan cara berikut.

$$\% \text{pertumbuhan} = \frac{(\text{nilai akhir} - \text{nilai awal})}{\text{nilai awal}} \times 100 \quad (1.2)$$

$$\% \text{pertumbuhan} = \frac{42.431,163 - 22.431,979}{22.431,979} \times 100$$

$$\% \text{pertumbuhan} = 89,15\%$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan persentase pertumbuhan untuk nantinya digunakan untuk memprediksi jumlah impor bioetanol pada tahun 2029 yang ditampilkan pada Tabel 1.4 sebagai berikut.

Tabel 1.4 Persentase pertumbuhan impor bioetanol di Indonesia

Tahun	Impor (ton)	Pertumbuhan (%)
2020	22.431,979	
2021	42.431,163	89,15
2022	25.533,009	-39,82
2023	4383,301	-82,83
2024	10.391,62	137,07
Rata-Rata		25,89

Berdasarkan Tabel 1.4 di atas, didapatkan rata-rata pertumbuhan sebesar 25,89% (persen). Setelah itu, jumlah impor pada tahun 2029 dapat diprediksi dengan cara berikut.

$$m_1 = K (1+i)^n \quad (1.3)$$

Keterangan:

K = data impor tahun 2024

m_1 = jumlah impor pada tahun 2029

i = rata-rata persentase pertumbuhan impor tiap tahun

n = selisih tahun

Jumlah impor pada tahun 2029, yaitu:

$$m_1 = 10.391,62 \times (1+25,89\%)^5$$

$$m_1 = 32.861,15 \text{ ton}$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan bahwa jumlah impor pada tahun 2029 adalah sebesar 32.861,15 ton.

1.2.4 Jumlah Ekspor Bioetanol di Indonesia

Angka ekspor bioetanol di Indonesia didapat berdasarkan dari data Badan Pusat Statistik (BPS) yang ditampilkan pada Tabel 1.5 di bawah ini.

Tabel 1.5 Jumlah ekspor bioetanol di Indonesia

Tahun	Ekspor (ton)
2020	36.370,892
2021	64.342,804
2022	60.528,646
2023	46.769,236
2024	39.555,551

(Badan Pusat Statistik, 2024)

Data di atas menunjukkan jumlah ekspor bioetanol di Indonesia mengalami fluktuasi. Adapun jumlah total ekspor selama lima tahun terakhir berjumlah 247.567,129 ton. Dari data ini kemudian dilakukan perhitungan prediksi jumlah ekspor di tahun 2029 dengan persentase pertumbuhan dengan menggunakan Persamaan (1.2) sehingga didapatkan rata-rata persentase pertumbuhan yang ditampilkan pada Tabel 1.6 sebagai berikut.

Tabel 1.6 Persentase pertumbuhan ekspor bioetanol di Indonesia

Tahun	Impor (ton)	Pertumbuhan (%)
2020	36.370,892	
2021	64.342,804	76,91%
2022	60.528,646	-5,93%
2023	46.769,236	-22,73%
2024	39.555,551	-15,42%
Rata-Rata		8,21

Berdasarkan Tabel 1.6 di atas, didapatkan rata-rata pertumbuhan sebesar 8,21% (persen). Setelah itu, jumlah ekspor pada tahun 2029 dapat diprediksi dengan menggunakan Persamaan (1.3) sebagai berikut.

$$m_1 = 39.555,551 \times (1+8,21\%)^5$$

$$m_1 = 58.676,14 \text{ ton}$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan bahwa jumlah ekspor pada tahun 2029 adalah sebesar 58.676,14 ton.

1.2.5 Peluang Kapasitas

Peluang kapasitas dapat ditentukan berdasarkan perhitungan kebutuhan dan ketersediaan. Dalam hal ini, kebutuhan/*demand* meliputi jumlah ekspor dan konsumsi bioetanol. Lalu, ketersediaan/*supply* meliputi jumlah produksi dan impor bioetanol. Pabrik bioetanol ini direncanakan akan berdiri pada tahun 2029 sehingga data *supply* dan *demand* yang digunakan berdasarkan pada hasil perhitungan regresi linear. Akan tetapi, data produksi dan konsumsi masih berupa kiloliter sehingga

harus dikonversi terlebih dahulu. Konversi ini dilakukan dengan rumus densitas. Adapun densitas etanol sebesar 0,789 kg/liter. Maka dari itu, jumlah produksi bioetanol adalah sebesar 48.918 ton dan jumlah konsumsi bioetanol adalah sebesar 115.036,2 ton.

Selanjutnya, dalam menghitung peluang kapasitas, digunakan persamaan berikut.

$$\text{Peluang Kapasitas} = \text{demand} - \text{supply} \quad (1.4)$$

$$\text{Peluang Kapasitas} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \quad (1.5)$$

$$\begin{aligned} \text{Peluang Kapasitas} &= (58.676,14 + 115.036,2) - \\ &\quad (32.861,15 + 48.918) \end{aligned}$$

$$\text{Peluang Kapasitas} = 91.933,2 \text{ ton}$$

Maka dari itu, peluang kapasitas yang didapat pada tahun 2029 melalui basis *demand* dan *supply* adalah 91.933,2 ton.

1.2.6 Ketersediaan Bahan Baku

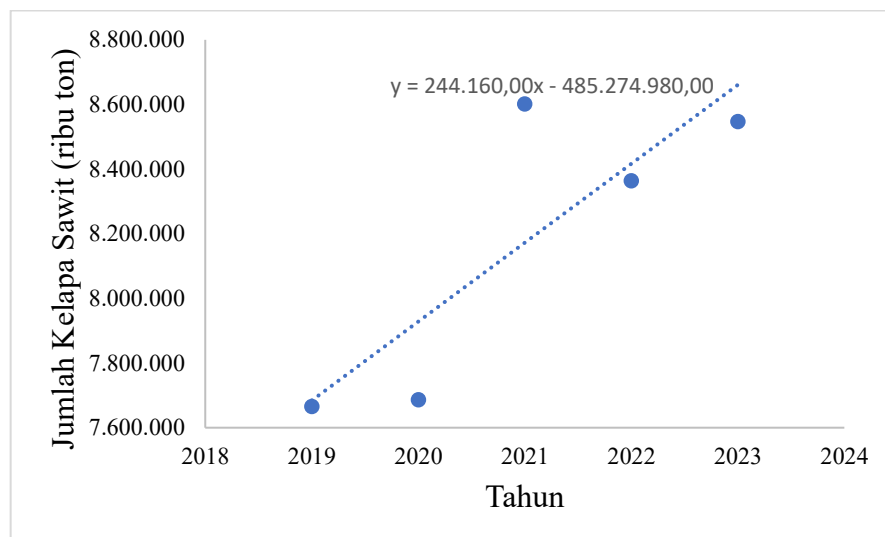
Bahan baku yang digunakan adalah tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Di Indonesia, sebaran data kelapa sawit berdasarkan Badan Pusat Statistika dari tahun 2019-2023 adalah berjumlah total 235.446.200 ton. Dari sebaran tersebut, Kalimantan Tengah menjadi salah satu penghasil terbesar kelapa sawit di Indonesia sehingga daerah ini dijadikan sumber penyedia bahan baku kelapa sawit. Adapun jumlah kelapa sawit di Kalimantan Tengah dari tahun 2019-2023 ditampilkan dalam Tabel 1.7 di bawah ini.

Tabel 1.7 Jumlah kelapa sawit di Kalimantan Tengah

Tahun	Jumlah Kelapa Sawit (ribu ton)
2019	7.664,80
2020	7.685,80
2021	8.600,90
2022	8.363,80
2023	8.546,60

(Direktorat Statistik Tanaman Pangan, Hortikultura, dan Perkebunan, 2023)

Dari data tersebut, didapatkan jumlah kelapa sawit dari rentang 5 tahun terakhir adalah berjumlah 40.861,90 ribu ton. Lalu, sesuai dengan rencana pembangunan pabrik pada tahun 2029, maka dilakukan pendekatan dengan persamaan regresi linear yang disajikan melalui grafik yang ditampilkan pada Gambar 1.3 di bawah ini.



Gambar 1.3 Grafik hubungan antara tahun dan jumlah bahan baku kelapa sawit di Kalimantan Tengah

Grafik pada Gambar 1.3 di atas digunakan untuk menghitung persamaan regresi linear guna melihat prediksi jumlah impor pada tahun 2029 dengan menggunakan Persamaan (1.1), yaitu:

$$y = 244.160(2029) - 485.274.980$$

$$y = 10.125.660 \text{ ton}$$

Setelah mendapatkan hasil prediksi jumlah ketersediaan kelapa sawit pada tahun 2029 yang sebesar 10.125.660 ton, perhitungan dilanjutkan untuk menemukan jumlah tandan kosong kelapa sawitnya. Menurut Wardani (2012), jumlah kandungan TKKS adalah sebesar 23% dari kelapa sawit. Maka dari itu, jumlah TKKS yang dihasilkan dari Kalimantan Tengah adalah sebagai berikut (Wardani, 2012).

$$\text{Jumlah TKKS} = 23\% \times 10.125.660 \quad (1.6)$$

$$\text{Jumlah TKKS} = 2.328.901,8 \text{ ton}$$

Selanjutnya, dapat diketahui bahwa pada penggunaannya, senyawa yang digunakan untuk memproduksi bioetanol adalah selulosa dan hemiselulosa. Hal inilah yang menyebabkan TKKS dipilih sebagai bahan baku pembuatan bioetanol karena menjadi sumber selulosa. Adapun kandungan selulosa dan hemiselulosa sebesar 36,59% dan 24,97% yang ketika dijumlah menjadi sebesar 61,56% (Muryanto, Sudiyani, & Abimanyu, 2016). Lalu, diketahui bahwa konversi TKKS adalah sebesar 95% (Bradley, 2009). Maka dari itu, TKKS yang dibutuhkan dalam pembuatan bioetanol dapat dihitung dengan cara:

$$\text{TKKS yang dibutuhkan} = \text{Jumlah TKKS} \times \text{kandungan selulosa dan hemiselulosa} \quad (1.7)$$

$$\text{TKKS yang dibutuhkan} = 2.328.901,8 \times 61,56\%$$

$$\text{TKKS yang dibutuhkan} = 1.433.671,95 \text{ ton}$$

Selanjutnya,

$$\text{TKKS yang dibutuhkan} = \text{Hasil persamaan (1.7)} \times \text{konversi} \quad (1.8)$$

$$\text{TKKS yang dibutuhkan} = 1.433.671,95 \times 95\%$$

$$\text{TKKS yang dibutuhkan} = 1.361.988 \text{ ton}$$

1.2.7 Pabrik Etanol yang Berdiri di Indonesia

Produksi bioetanol di Indonesia tergolong tinggi. Akan tetapi, produksi etanol ini kebanyakan masih digunakan untuk kebutuhan pada sektor kosmetik dan pangan. Menurut Ditjen Minerba (2012) ada beberapa pabrik yang menjadi produsen utama bioetanol sebagai bahan bakar (*biofuel*). Berikut adalah pabrik-pabrik bioetanol yang telah berdiri di Indonesia.

Tabel 1.8 Pabrik bioetanol di Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas Produksi (kL)
PT Molindo Raya	24.000
PT Indo Lampung Distillery	50.000
PT Aneka Kimia	18.500
PT Indo Acidatama	78.000
PTPN XI	4.000
Produsen lain	3.000

(Kementerian ESDM, 2012)

Berdasarkan Tabel 1.8 didapatkan bahwa pabrik dengan kapasitas produksi tertinggi adalah sebesar 78.000 kiloliter dan pabrik dengan kapasitas terendah adalah sebesar 3.000 kiloliter.

1.2.8 Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik ditentukan dari beberapa faktor, yaitu peluang kapasitas, ketersediaan bahan baku, dan pabrik yang sudah berdiri di Indonesia. Faktor-faktor ini sangat berkaitan satu sama lain karena peluang kapasitas ditentukan dari selisih *demand* dan *supply*. Lalu, dari peluang tersebut, jumlah yang dihasilkan harus disesuaikan dengan ketersediaan bahan baku dan pabrik yang telah berdiri di Indonesia. Peluang kapasitas yang didapatkan dari perhitungan sebelumnya adalah sebesar 91.933,2 ton. Lalu, ketersediaan bahan baku beserta TKKS yang dibutuhkan adalah sebesar 1.361.988 ton. Jumlah ini menunjukkan bahwa bahan baku yang tersedia memiliki jumlah yang melimpah sehingga tidak menjadi penghambat dalam perancangannya. Untuk pabrik yang telah berdiri, didapatkan bahwa pabrik yang telah memproduksi bioetanol dengan jumlah terbesar adalah PT. Indo Acidatama, yaitu sebesar 78.000 kL atau 61.542 ton.

Setelah itu, faktor-faktor tersebut menjadi acuan pertimbangan pabrik yang direncanakan berdiri pada tahun 2029. Artinya, pabrik yang direncanakan berdiri dapat memenuhi kebutuhan berdasarkan faktor-faktor tersebut. Maka dari itu, dapat didapatkan bahwa kapasitas pabrik yang dapat dirancang untuk produksi bioetanol dari TKKS adalah sebesar 50.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Proses pembuatan bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dilakukan melalui tiga tahapan, yaitu tahap *pre-treatment*, tahap sakarifikasi dan fermentasi, dan tahap pemurnian.

1.3.1 Perlakuan Awal/*Pre-treatment*

Pada proses pembuatan bioetanol dari TKKS, *pre-treatment* merupakan perlakuan awal yang menjadi salah satu aspek keberhasilan proses produksi karena berfungsi untuk mendapatkan selulosa sebagai basis produksi dengan cara delignifikasi. Delignifikasi ini merupakan proses memisahkan atau menghilangkan lignin yang menempel dengan selulosa. Adanya lignin dalam proses dapat mengganggu jalannya reaksi karena akan menghambat larutan asam basa atau enzim yang berfungsi dalam penguraian selulosa menjadi glukosa (Sindhuwati, et al., 2021). Maka dari itu, proses *pre-treatment* sangat dibutuhkan dalam proses pembuatan bioetanol.

Ada beberapa jenis *pre-treatment* yang biasa digunakan, yaitu *pre-treatment* secara fisik, kimia, biologis, fisiokimia, dan kombinasinya. Tentunya, ada berbagai kelebihan dan kekurangan dari tiap-tiap metode. Berikut adalah beberapa metode *pre-treatment* yang biasa digunakan dalam pembuatan bioetanol.

a. *Pre-treatment* secara fisika

Umumnya, *pre-treatment* secara fisika bertujuan untuk mengurangi ukuran lignoselulosa dengan cara penghancuran, pemotongan, radiasi, dan lain sebagainya (Muryanto, Sudiyani, & Abimanyu, 2016). Cara ini memiliki efektivitas yang tinggi karena dapat meningkatkan aksesibilitas enzim ke bahan lignoselulosa. Kelebihan

dari metode ini adalah ramah lingkungan karena tidak melibatkan bahan-bahan kimia dalam prosesnya. Secara umum, perlakuan awal secara fisika untuk produksi bioetanol dari TKKS adalah dengan cara ultrasonik, *steam pretreatment*, dan pirolisis.

Perlakuan awal/ *pre-treatment* yang dilakukan dengan ultrasonikasi nantinya dapat menghasilkan xilosa/glukosa yang lebih besar daripada proses yang tidak mendapat perlakuan awal. Pada penelitian yang dilakukan oleh Yunus (2010) menunjukkan bahwa proses ini nantinya dapat berpengaruh pada konversi TKKS menjadi xilosa sebesar 58% yang jika dibandingkan dengan proses tanpa perlakuan hanya menghasilkan xilosa sebesar 22%. Tentunya, ini dapat membuktikan pengaruh penting dari adanya perlakuan awal (Yunus, Salleh, Abdullah, & Biak, 2010).

Cara lain yang biasa digunakan adalah perlakuan awal yang memanfaatkan uap. Cara ini biasa disebut dengan *steam pre-treatment*. Perlakuan ini memiliki keunggulan yang ekonomis karena uapnya berfungsi untuk pembangkit listrik sekaligus sterilisasi. Metode *pre-treatment* dengan cara ini dapat membuat konversi sebesar 30% dalam proses hidrolisisnya (Aklis, Riyadi, Rosyadi, & Cahyanto, 2015).

b. *Pre-treatment* secara kimiawi

Tujuan dari *pre-treatment* yang menggunakan metode kimiawi adalah eliminasi lignin yang dilakukan untuk meningkatkan biodegradasi selulosa. Pada metode ini, proses yang dilakukan dalam kondisi suhu tinggi, dapat membuat waktu proses menjadi lebih singkat dan sebaliknya. Umumnya, larutan yang digunakan

adalah larutan asam dan basa. Larutan asam yang biasa digunakan adalah asam sulfat, asam nitrat, asam klorida, dan asam fosfat. Sedangkan, larutan basa yang biasa digunakan adalah natrium, kalsium, kalium, dan ammonium hidroksida.

Perlakuan awal dengan menggunakan larutan basa dapat lebih efektif karena dapat merubah struktur lignin dengan cara degradasi ester dan rantai samping glikosidanya (Chen, Sharma-Shivappa, Keshwani, & Chen, 2007). Lalu, dari berbagai larutan yang ada, larutan NaOH menjadi larutan yang biasa digunakan karena degradasinya tinggi. Seperti contohnya, perlakuan awal dengan larutan ini dapat mendegradasi kayu keras menjadi 55% dengan eliminasi lignin dari 55% menjadi 20% (Kumar, Barret, Delwiche, & Stroeve, 2009).

c. *Pre-treatment* secara biologi

Pada dasarnya, metode ini dilakukan dengan menggunakan bantuan mikroorganisme dalam mendegradasi kandungan lignin. Keuntungan dari metode ini adalah ramah lingkungan karena tidak melibatkan bahan kimia dalam prosesnya. Akan tetapi, proses dengan metode ini berjalan dengan lebih lambat dan rawan terkontaminasi oleh mikroba lain (Muryanto, Sudiyani, & Abimanyu, 2016). Lalu, kekurangan lain yang dihasilkan adalah potensi mikroba yang tidak hanya mendegradasi lignin, tetapi juga hemiselulosa dan selulosa (Sindhuwati, et al., 2021).

d. *Pre-treatment steam explosion*

Perlakuan awal ini merupakan metode secara fisiokimia. Cara kerja sederhananya, bahan mendapatkan tekanan uap tinggi yang kemudian dikurangi secara tiba-tiba untuk menghasilkan bahan yang terdekomposisi eksplosif.

Fungsinya adalah pemisahan serat-serat bahan (biomassa). Dalam perlakuan dengan metode ini, terjadi juga proses autohidrolisis gugus asetil pada hemiselulosa (Sindhuwati, et al., 2021). Keuntungan dari metode ini adalah degradasi hemiselulosa, perubahan struktur lignin dan hemat biaya. Sedangkan. Kelemahan dari metode ini adalah pembentukan komponen inhibitor dan terjadinya degradasi pada beberapa hemiselulosa (Ihsani, 2022).

Pada penjalanannya, metode *pre-treatment* yang menggunakan *steam explosion* akan lebih efektif ketika prosesnya dirangkai dengan perlakuan alkali basa (perlakuan secara kimiawi). Seperti yang telah diketahui, perlakuan awal secara fisio-kimia tidak hanya dilakukan secara fisika, tetapi digabungkan dengan proses kimiawi. Proses kimiawi yang menggunakan alkali basa, akan menghasilkan produk yang lebih baik. Adapun rangkaian proses yang sering digunakan adalah perlakuan alkali basa menggunakan larutan NaOH yang dilanjutkan dengan *steam explosion*. Menurut Safaria (2013), pemilihan larutan NaOH sangat efektif karena dapat merusak struktur lignin pada bagian kristalin dan amorf. ion yang berperan dalam memutus ikatan tersebut adalah ion OH^- dan ion Na^+ akan membentuk ikatan dengan lignin menjadi garam fenolat yang bersifat mudah larut. Lalu, metode fisika berfungsi sebagai pereduksi ukuran partikel supaya proses delignifikasi dapat lebih efektif. Penelitian yang dilakukan oleh Permatasari, dkk (2014) menyebutkan bahwa larutan NaOH terbaik untuk menjadi pelarut delignifikasi adalah pada konsentrasi 6% karena menguraikan lignin sebesar 9,98% (Permatasari, Gulo, & Lesmini, 2014).

e. Pemilihan proses *pre-treatment*Tabel 1.9 Perbandingan metode *pre-treatment* TKKS

Metode	Kelebihan	Kekurangan
Fisika	<ul style="list-style-type: none"> - Ramah lingkungan - Tingkat kristalinitas selulosa yang lebih rendah 	<ul style="list-style-type: none"> Daya energi yang digunakan kurang sebanding dengan hasilnya
Kimiawi	<ul style="list-style-type: none"> - Dapat mengeliminasi kandungan lignin - Dapat mengubah struktur lignin 	<ul style="list-style-type: none"> - Waktu proses yang relatif lama - Terbentuknya zat beracun
Biologis	<ul style="list-style-type: none"> - Degradasi lignin - Energi yang digunakan sedikit 	<ul style="list-style-type: none"> - Waktu yang dibutuhkan pada saat hidrolisis lama karena lajunya lambat
<i>Steam Explosion</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Degradasi lignin - Membentuk struktur baru pada lignin - Hemat biaya 	<ul style="list-style-type: none"> - Hemiselulosa yang ikut terdegradasi

Berdasarkan Tabel 1.9 di atas, dapat dilihat bahwa dari berbagai metode yang ada dalam perlakuan awal TKKS menjadi bioetanol, diperlukan adanya gabungan metode supaya lebih efektif. Berdasarkan kelebihan dan kekurangan dari setiap metode, *pre-treatment* yang dilakukan dengan metode *steam explosion* menjadi metode yang lebih efektif. Hal tersebut disebabkan karena selain termasuk ke dalam *pre-treatment* secara fisio-kimia, metode ini memiliki keuntungan lebih dibanding

metode yang lain. Adapun perlakuan dengan *steam explosion*, delignifikasi yang terjadi adalah pemecahan kristalinitas selulosa, degradasi lignin, dan transformasi lignin. Senyawa yang digunakan adalah larutan alkali berupa NaOH karena dapat berperan sebagai pemecah lignoselulosa dan transformator struktur lignin.

1.3.2 Sakarifikasi dan Fermentasi

Ada dua tahapan yang dilakukan dalam konversi selulosa dan hemiselulosa menjadi bioetanol. Dua proses ini adalah sakarifikasi dan fermentasi. Pada tahap sakarifikasi, proses yang terjadi sebenarnya adalah hidrolisis selulosa menjadi glukosa dan hemiselulosa menjadi xilosa. Selanjutnya, tahap fermentasi menjadi proses konversi gula menjadi etanol.

Pada proses sakarifikasi/hidrolisis, umumnya terbagi menjadi dua cara, yaitu hidrolisis secara asam dan enzimatik. Hidrolisis asam merupakan proses pemecahan molekul glukosa yang menggunakan asam. Dalam penggunaan hidrolisis secara asam ini, dibutuhkan tekanan dan suhu yang tinggi (Sindhuwati, et al., 2021). Ada beberapa tahapan reaksi yang terjadi pada hidrolisis dengan katalis asam, yaitu:

1. Adanya interaksi secara cepat antara proton dari asam dengan glikosida. Pada tahap ini, terbentuk asam konjugat,
2. Terjadi pemotongan ikatan C-O dan terbentuknya cincin ion karbonium dari pemecahan asam konjugat, dan
3. Pelepasan molekul glukosa dan proton dengan cara menambahkan H₂O.

Adapun asam yang biasa digunakan, yaitu asam sulfat (H₂SO₄), HCl, asam nitrat, dan asam perklorat. Asam di sini berfungsi sebagai penyedia ion H⁺.

Keunggulan dari metode ini adalah waktu reaksi yang lebih cepat. Akan tetapi, hidrolisis yang menggunakan katalis asam dapat berpotensi membentuk produk samping karena pada prosesnya terjadi dua tahap pembentukan, yaitu pati menjadi maltosa dan maltosa menjadi dekstrosa (Fuadi, 2017).

Selanjutnya, terdapat hidrolisis dengan menggunakan katalisator enzim. Hidrolisis enzimatik merupakan proses pemecahan molekul polimer menjadi glukosa dengan menggunakan enzim sebagai pemecahnya. Metode ini memiliki kebalikan dengan hidrolisis asam dalam kondisi operasinya, yaitu suhu dan tekanan yang digunakan lebih rendah. Kondisi ini lah yang menjadi salah satu keunggulan dari hidrolisis enzimatik ini karena penggunaan energi yang dibutuhkan tidak lebih besar daripada hidrolisis asam. Selain itu, ada beberapa keunggulan lain, seperti hasil konversi yang lebih besar, pemutusan rantai yang lebih tepat, dan efisiensi hidrolisis yang lebih besar (Sindhuwati, et al., 2021). Akan tetapi, kekurangannya adalah waktu reaksi yang lebih lama dibandingkan dengan hidrolisis asam. Adapun perbandingan hidrolisis asam dan enzim dapat dilihat pada Tabel 1.10 di bawah ini.

Tabel 1.10 Perbandingan hidrolisis asam dan enzim

No	Jenis	Waktu (jam)	Temperatur (°C)	Glukosa Hasil (mg/5 g)
1	Asam	4	130	30,5
		5	90	0,097
2	Enzim	2	60	38,7
		4	90	35,06

Hasil yang dilakukan oleh Fuadi (2017) pada Tabel 1.10 menunjukkan bahwa hidrolisis enzimatik lebih baik dibandingkan dengan hidrolisis asam. Dengan kata lain, enzim ini merupakan protein yang cocok sebagai katalis dalam proses hidrolisis TKKS.

Umumnya, proses hidrolisis enzimatik memanfaatkan enzim selulase karena enzim ini dapat memutus ikatan glikosidik β -1,4 di dalam selulosa, selodektrin, selobiosa, dan turunan selulosa lainnya menjadi glukosa. Namun, pada penelitian yang dilakukan oleh Haniati dkk (2021) enzim hemiselulase juga digunakan dalam proses hidrolisis enzimatik TKKS karena dapat memecah rantai menjadi xilosa (Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021).

Tahap kedua setelah proses hidrolisis dilakukan adalah fermentasi. Fermentasi adalah proses yang menggunakan mikroorganisme untuk memperoleh energi dalam kondisi anaerobik. Dalam hal ini, fermentasi pada pembuatan bioetanol bertujuan untuk mengonversi glukosa menjadi etanol. Maka dari itu, mikroorganisme yang digunakan harus memiliki kemampuan fermentasi semua monosakarida yang ada dalam medium. Salah satu mikroorganisme yang biasa digunakan adalah *Saccharomyces cerevisiae* karena kemampuan konversinya yang sangat baik (Ihsani, 2022).

Dalam proses sakarifikasi dan fermentasi, ada beberapa metode yang biasa digunakan. Metode-metode yang hadir ini tentunya berangkat dari permasalahan prosesnya supaya dapat menghasilkan konversi yang lebih efisien dan efektif. Beberapa metode tersebut di antaranya,

a. *Separated Hydrolysis and Fermentation (SHF)*

Pada prinsipnya, SHF merupakan proses sakarifikasi dan fermentasi yang terjadi secara terpisah. Artinya, ada dua reaktor dalam proses ini. Secara teknis, proses pertama yang dilakukan adalah hidrolisis umpan menjadi monomer gula (glukosa) di dalam reaktor hidrolisis. Seperti yang telah dijelaskan, hidrolisis yang digunakan adalah hidrolisis enzimatik karena lebih efektif. Selanjutnya, hasil hidrolisis ini dialirkan menuju reaktor fermentasi untuk kemudian dilakukan proses konversi gula menjadi etanol.

Dari tahapan-tahapan tersebut, tentunya proses hidrolisis/sakarifikasi dan fermentasi menggunakan SHF ini memerlukan waktu yang lama dan biaya yang lebih banyak karena menggunakan dua reaktor. Ini lah yang menjadi kekurangan metode ini (Sindhuwati, et al., 2021). Lalu, kekurangan lain yang juga terdapat dalam proses ini adalah adanya inhibisi yang terjadi setelah hidrolisis yang menyebabkan kadar yang rendah pada produksi etanol. Inhibisi ini dapat mengurangi laju hidrolisis.

b. *Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF)*

Berbeda dengan metode SHF, proses sakarifikasi dan fermentasi menggunakan SSF ini terjadi dalam satu reaktor yang sama. Sesuai dengan namanya, proses ini berjalan secara simultan. Sebenarnya, metode SSF tidak jauh berbeda dengan sakarifikasi dan fermentasi secara terpisah karena prinsip reaksinya sama. Akan tetapi, perbedaannya adalah proses ini dilakukan dalam satu reaktor saja. Artinya, terjadi penggabungan antara hidrolisis enzimatik yang menggunakan enzim selulase sebagai pengonversi selulosa menjadi gula dan fermentasi yang

menggunakan *Saccharomyces cerevisiae* sebagai pengonversi gula menjadi bioetanol.

Berdasarkan teknis dari proses ini, ada beberapa keuntungan yang menjawab beberapa kekurangan dalam metode sakarifikasi dan fermentasi secara terpisah, yaitu pengurangan jumlah reaktor, penghindaran konversi monosakarida menjadi polisakarida, dan pembentukan inhibitor yang dihindarkan. Selain itu, menurut Sindhuwati dkk (2021) metode ini lebih ekonomis secara biaya produksi dan lebih singkat dalam waktu prosesnya. Akan tetapi, kendala yang terdapat dari metode ini adalah adanya perbedaan kondisi operasi antara enzim dan mikroba fermentasi. Suhu optimal untuk *S. cerevisiae* adalah sebesar 35°C dan enzim selulase adalah sebesar 45°C. Dari sini dapat dilihat bahwa ketika suhu operasi lebih dari 35°C atau menggunakan suhu operasinya enzim selulase, tentu akan terjadi deaktivasi pada mikroba fermentasi *S. cerevisiae*. Akan tetapi, Modenbach (2013) menjelaskan bahwa metode SSF tetap dapat berjalan optimal pada suhu 38°C. Lalu, kondisi operasi yang juga harus diperhatikan adalah pH. Fermentasi yang menggunakan *S.cerevisiae* harus berjalan dalam kondisi asam sehingga perlu ditambahkan asam untuk menjaga pH agar tetap stabil (Modenbach & Nokes, 2013).

c. *Consolidated Bioprocessing* (CBP)

Proses sakarifikasi dan fermentasi dengan metode CBP juga memiliki prinsip yang dengan SSF. Perbedaannya adalah pertumbuhan mikroba dan enzim penghidrolisis juga dilakukan dalam satu reaktor. Beberapa mikroba yang biasa digunakan dalam metode ini adalah *Monilia SHAL*, *Neurospora crassa*, dan *Paecilomyces SHAL*. Metode CPB ini juga dapat dilakukan dalam waktu yang

lebih singkat, namun kadar etanol yang terbentuk sangat rendah sehingga hasil konversi yang baik juga pada akhirnya membutuhkan waktu yang lama. Lalu, kekurangan lain pada metode ini adalah terbentuknya produk samping yang tinggi, seperti asam asetat (Sindhuwati, et al., 2021).

d. Pemilihan Metode Sakarifikasi dan Fermentasi

Dari beberapa metode yang digunakan dalam proses sakarifikasi dan fermentasi, tentunya ada keunggulan dan kekurangannya tersendiri. Namun, salah satu faktor optimal suatu reaksi adalah waktu dan efektivitas proses. Efektivitas yang dimaksud juga dapat berarti kadar etanol yang terbentuk. Menurut penelitian yang dilakukan Hermiati, dkk (2009) metode SSF memberikan hasil yang paling optimal dari dua metode lainnya. Hasil ini ditampilkan pada Tabel 1.11 di bawah ini (Hermiati, et al., 2014).

Tabel 1.11 Perbandingan metode sakarifikasi dan fermentasi bioetanol

Metode	Keunggulan	Kekurangan
SHF	<ul style="list-style-type: none"> - Optimalisasi suhu optimum enzim dan <i>yeast</i> untuk masing-masing reaksi karena reaksi hidrolisis dan fermentasi dilakukan secara terpisah - Kontrol masing-masing reaksi yang lebih fleksibel 	<ul style="list-style-type: none"> - Waktu proses yang lebih lama - Etanol yang dihasilkan sedikit (0,4 w/w pada waktu 72 jam) (Hermiati, et al., 2014) - Terbentuknya inhibisi yang mengurangi hasil etanol - Biaya lebih mahal

Lanjutan Tabel 1.11 Perbandingan metode sakarifikasi dan fermentasi bioetanol

Metode	Keunggulan	Kekurangan
SSF	<ul style="list-style-type: none"> - Etanol yang dihasilkan lebih tinggi pada waktu yang lebih singkat (0,4 w/w pada waktu 48 jam) (Hermiati, et al., 2014) - Lebih ekonomis karena dapat dilakukan pada satu reaktor saja untuk dua reaksi - Menghindari terbentuknya inhibisi 	<p>Optimalisasi suhu optimum antara enzim pada reaksi hidrolisis dan <i>yeast</i> fermentasi tidak fleksibel</p>
CBP	<ul style="list-style-type: none"> - Pertumbuhan mikroba dapat dilakukan langsung dalam satu reaktor - Waktu yang dibutuhkan juga lebih singkat 	<ul style="list-style-type: none"> - Kadar etanol yang dihasilkan rendah walaupun waktu yang dibutuhkan singkat (0,24 w/w pada waktu 48 jam) (Hermiati, et al., 2014) - Pembentukan produk samping yang tidak diinginkan tinggi (Sindhuwati, et al., 2021)

Dari Tabel 1.11 dapat disimpulkan bahwa metode SSF menghasilkan kadar etanol yang lebih tinggi dari metode CBP dan waktu yang lebih singkat dari metode SHF sehingga metode ini memiliki efektivitas yang lebih baik. Seperti yang telah

dijelaskan, metode SSF memiliki keuntungan yang dapat menghindari terbentuknya inhibisi karena akumulasi monosakarida dan disakarida, meningkatkan laju sakarifikasi dan fermentasi, membutuhkan waktu proses yang lebih singkat, dan menghasilkan kadar etanol yang lebih besar (Muryanto, Sudiyani, & Abimanyu, 2016). Maka dari itu, metode yang digunakan pada proses sakarifikasi dan fermentasi TKKS menjadi etanol adalah metode SSF dengan rincian hidrolisis yang berjalan secara enzimatik dan fermentasi menggunakan *Saccharomyces cerevisiae*. Akan tetapi, walaupun pemilihan hidrolisis menggunakan enzim, proses yang dijalankan pada metode SSF juga melibatkan penggunaan asam guna membentuk suasana asam yang sesuai dengan kondisi operasi pada saat fermentasi.

1.3.3 Pemurnian

Tahap ini bertujuan untuk memurnikan bioetanol yang masih tercampur dengan bahan-bahan lain. Adapun pemisahan yang dilakukan adalah dengan menggunakan distilasi di dalam menara distilasi. Sesuai dengan regulasi yang ada, standar etanol untuk digunakan sebagai *biofuel* adalah 99,5%. Dari standar tersebut, diperlukan beberapa tahapan.

Pemurnian/purifikasi bertujuan untuk memisahkan produk atau bioetanol dari zat pengotor yang masih menempel untuk mendapatkan kemurnian yang lebih tinggi (Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021). Umumnya, purifikasi bioetanol menggunakan proses distilasi. Secara umum, distilasi adalah proses pemisahan senyawa berprinsip perbedaan volatiltas senyawa yang ingin dipisah. Volatilitas di sini adalah perbedaan titik didih senyawa. Senyawa yang memiliki

titik didih yang lebih rendah akan menguap terlebih dahulu dengan senyawa bertitik didih yang lebih tinggi. Maka dari itu, cara kerjanya adalah penguapan senyawa cair kemudian dikondensasi. Ada beberapa distilasi yang biasa digunakan dalam proses pemurnian suatu senyawa, yaitu distilasi sederhana, distilasi bertingkat, distilasi vakum, distilasi refluks, dan distilasi azeotrope.

Pada proses pemurnian bioetanol, distilasi yang digunakan adalah distilasi sederhana. Alasan pemilihan distilasi sederhana karena distilasi jenis ini dilakukan untuk pemisahan senyawa cair yang memiliki titik didih rendah atau biasa digunakan dalam pemisahan zat cair dengan zat padat. Akan tetapi, tingkat kemurnian yang dihasilkan dari distilasi ini tidak setinggi distilasi bertingkat yang menggunakan banyak kondensor. Adapun hasil kemurnian dari distilasi ini maksimal hanya sebesar 95,6%. Tentunya, pemurnian yang dibutuhkan adalah 99,5%. Maka dari itu, diperlukan pemurnian lebih lanjut untuk mendapatkan hasil yang sesuai dengan kebutuhan yang salah satunya adalah proses adsorpsi atau filtrasi. Alat yang biasa digunakan adalah *Pressure Swing Adsorption*. *Pressure Swing Adsorption* adalah proses yang memanfaatkan tekanan tinggi. Lalu, adsorben yang digunakan adalah *molecular sieve 4°* karena diameternya yang berukuran 4° sehingga akan mempermudah pemisahan etanol-air yang masing-masing berukuran 4,4° untuk etanol dan 2,5° untuk air. Pada prinsipnya, cara kerja yang terjadi adalah air akan terjerap oleh *molecular sieve 4°* tersebut sehingga etanol dapat menjadi lebih murni sesuai dengan kebutuhan (99,5%) (Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021).

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika Reaksi

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika memiliki tujuan untuk mengetahui sifat dari reaksi yang terjadi. Dari tinjauan ini akan didapatkan sebuah reaksi bersifat baik eksotermis/endotermis maupun berjalan secara *reversible/irreversible*. Adapun tinjauan ini juga dapat memperlihatkan pengaruh suhu dalam reaksi. Dalam meninjau sifat reaksi ini, penentuannya menggunakan entalpi reaksi (ΔH_R) dan Energi Gibbs. Ada empat reaksi yang terjadi dalam proses ini, yaitu hidrolisis selulosa dan hemiselulosa, serta fermentasi glukosa dan xilosa menjadi bioetanol. Kondisi operasi pada reaksi ini adalah berada pada suhu 35°C dan 1 atm. Untuk menentukan nilai ΔH_R , maka diperlukan data-data entalpi pembentukan (ΔH^0_f) dari masing-masing senyawa pada suhu 25°C (298,15°K) yang disajikan dalam Tabel 1.12 dan Tabel 1.13 sebagai berikut.

Tabel 1.12 Entalpi pembentukam standar pada reaksi sakarifikasi

Komponen	ΔH^0_f (KJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	-995,07
$C_5H_8O_4$	-509,97
H_2O	-241,80
$C_6H_{12}O_6$	-1.273,3
$C_5H_{10}O_5$	-1.057,8

(Yaws, 1999) (Dean, 1999) (Blokhin, et al., 2011) (Ihsani, 2022)

Tabel 1.13 Entalpi pembentukan standar pada reaksi fermentasi

Komponen	ΔH^0_f (KJ/mol)
$C_6H_{12}O_6$	-1.273,3
$C_5H_{10}O_5$	-1.057,8
C_2H_5OH	-277,60
CO_2	-393,51

(Yaws, 1999) (Ihsani, 2022)

a. Entalpi Reaksi (ΔH^0_R)

Persamaan reaksi hidrolisis yang terjadi adalah sebagai berikut.



Reaksi 1:

Entalpi reaksi hidrolisis selulosa didapatkan dengan menggunakan cara sebagai berikut.

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = \Sigma(n\Delta H^0_f) \text{ produk} - \Sigma(n\Delta H^0_f) \text{ reaktan} \quad (1.11)$$

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = [1 \times (-1.273,3)] - \{[1 \times (-995,07)] + [(1 \times (-241,8))]\}$$

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -36,43 \quad \text{kJ/mol}$$

Reaksi 2:

Lalu, entalpi reaksi hidrolisis hemiselulosa adalah dengan menggunakan Persamaan (1.9) sebagai berikut.

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -1.057,8 - -751,77$$

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -306,03 \quad \text{kJ/mol}$$

Selanjutnya, persamaan reaksi fermentasi adalah sebagai berikut.



Reaksi 3:

Entalpi reaksi fermentasi glukosa didapatkan dengan menggunakan cara Persamaan (1.9) sebagai berikut.

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -1.342,22 \quad - \quad -1.273,3$$

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -68,92 \quad \text{kJ/mol}$$

Reaksi 4:

Lalu, entalpi reaksi fermentasi xilosa adalah dengan menggunakan cara Persamaan (1.9) sebagai berikut.

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -3.355,55 \quad - \quad -3.173,4$$

$$\Delta H^0_{\text{Reaksi}} = -182,15 \quad \text{kJ/mol}$$

Reaksi yang terjadi memiliki kondisi operasi 35°C sehingga entalpi reaksi didapatkan melalui persamaan sebagai berikut (Smith, Van Ness, Abbott, & Swihart, 2005).

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = \Delta H^0_{\text{R}} + \int_{25}^{35} C_p dT \quad (1.14)$$

Adapun data kapasitas panas masing-masing komponen ditampilkan pada Tabel 1.14 sebagai berikut. Akan tetapi, persamaan yang digunakan untuk mencari kapasitas panas selulosa, hemiselulosa, glukosa, dan xilosa adalah Persamaan Kopp yang dimodifikasi (Green & Perry, 2008).

Tabel 1.14 Kapasitas panas masing-masing senyawa pada suhu 35°C

Komponen	Cp (kJ/mol. K)
Selulosa	0,208
Hemiselulosa	0,169
Air	0,076
Glukosa	0,237
Xilosa	0,197
Etanol	0,109
CO ₂	0,039

(Green & Perry, 2008)

Lalu, nilai ΔH Reaksi pada suhu 35°C menggunakan Persamaan (1.14) adalah sebagai berikut.

$$\Delta H_{R1} = -36,898 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{R2} = -306,498 \text{ kJ/ mol}$$

$$\Delta H_{R3} = -68,338 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{R4} = -181,665 \text{ kJ/mol}$$

Selanjutnya, didapatkan nilai ΔH Reaksi Total dengan persamaan sebagai berikut.

$$\Delta H_R \text{ Total} = -36,898 \text{ kJ/mol} + -306,498 \text{ kJ/ mol} + -68,338 \text{ kJ/mol} + \quad (1.15)$$

$$-181,665 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_R \text{ Total} = -593,40 \text{ kJ/mol}$$

Dari nilai ini, didapatkan bahwa Reaksi yang berlangsung berjalan secara eksotermis.

b. Energi Gibbs (ΔG)

Energi Gibbs dapat menjadi salah satu tinjauan termodinamika untuk mengetahui reaksi yang berjalan secara *reversible* atau *irreversible*. Energi Gibbs (ΔG) pembentukan standar merupakan perubahan energi bebas yang terjadi disaat pembentukan satu mol zat dari unsur penyusunnya. Harga energi Gibbs (ΔG) didapatkan dari persamaan sebagai berikut.

$$\Delta G = -RT \ln K \quad (1.16)$$

Lalu, untuk melihat harga ΔG^0_f pembentukan standar dapat dilihat pada Tabel 1.15 dan Tabel 1.16 sebagai sebagai berikut.

Tabel 1.15 Harga ΔG^0_f pembentukan standar pada reaksi hidrolisis

Komponen	ΔG^0_f (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	-681
$C_5H_8O_4$	-30,83
H_2O	-237,178
$C_6H_{12}O_6$	-910,4
$C_5H_{10}O_5$	-662,9

(Yaws, 1999) (Ihsani, 2022) (Chaula, John, Said, & Manyele, 2018)

Tabel 1.16 Harga ΔG^0_f pembentukan standar pada reaksi fermentasi

Komponen	ΔG^0_f (kJ/mol)
C ₆ H ₁₂ O ₆	-910,4
C ₅ H ₁₀ O ₅	-662,9
C ₂ H ₅ OH	-174,8
CO ₂	-394,38

(Yaws, 1999) (Ihsani, 2022)

Reaksi 1:

Harga ΔG^0_R pada hidrolisis selulosa didapatkan dengan menggunakan cara sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= \Sigma(n\Delta G^0_f) \text{ produk} - \Sigma(n\Delta G^0_f) \text{ reaktan} \quad (1.17) \\ \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= -910,4 - (-918,178) \\ \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= 7,778 \quad \text{kJ/mol} \end{aligned}$$

Setelah didapatkan $\Delta G^0_{\text{Reaksi}}$, maka dapat dicari nilai konstanta kesetimbangan (K^0) dengan substitusi Persamaan (1.16) di atas.

$$K(298,15) = e^{\Delta G^0_R / -RT} \quad (1.18)$$

$$K^0(298,15) = 4,761 \times 10^{33}$$

Selanjutnya, nilai K pada suhu 35°C (308,15°K) didapatkan dari hasil Persamaan (1.18) sebagai berikut.

$$\ln K / K^0 = (-\Delta H_R / R) \times \{(1/T_2) - (1/T_1)\} \quad (1.19)$$

$$K / K^0 = 0,996$$

$$K = 4,759 \times 10^{33}$$

Dari hasil konstanta kesetimbangan yang didapatkan, dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible*.

Reaksi 2:

Harga ΔG^0_R pada hidrolisis hemiselulosa didapatkan dengan menggunakan Persamaan (1.17) sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= -662,9 & - & -268,008 \\ \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= -394,89 & \text{kJ/mol} & \end{aligned}$$

Setelah didapatkan ΔG^0 Reaksi, maka dapat dicari nilai konstanta kesetimbangan (K) dengan Persamaan (1.18) dan Persamaan (1.19) di atas.

$$\begin{aligned} K^0 &= 1,534 \times 10^{69} \\ K &= 1,528 \times 10^{69} \end{aligned}$$

Dari hasil konstanta kesetimbangan yang didapatkan, dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible*.

Reaksi 3:

Harga ΔG^0_R pada fermentasi glukosa didapatkan dengan menggunakan Persamaan (1.17) sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= -1.138,36 & - & -910,4 \\ \Delta G^0_{\text{Reaksi}} &= -227,96 & \text{kJ/mol} & \end{aligned}$$

Setelah didapatkan ΔG^0 Reaksi, maka dapat dicari nilai konstanta kesetimbangan (K) dengan Persamaan (1.18) dan Persamaan (1.19) di atas.

$$K^0 = 8,691 \times 10^{39}$$

$$K = 8,683 \times 10^{39}$$

Dari hasil konstanta kesetimbangan yang didapatkan, dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible*.

Reaksi 4:

Harga ΔG^0 R pada fermentasi xilosa didapatkan dengan menggunakan Persamaan (1.17) sebagai berikut.

$$\Delta G^0_{\text{Reaksi}} = -3.355,6 \quad - \quad -3.173,4$$

$$\Delta G^0_{\text{Reaksi}} = -182,15 \quad \text{kJ/mol}$$

Setelah didapatkan ΔG^0 Reaksi, maka dapat dicari nilai konstanta kesetimbangan (K) dengan Persamaan (1.18) dan Persamaan (1.19) di atas.

$$K^0 = 1,525 \times 10^{150}$$

$$K = 1,522 \times 10^{150}$$

Dari hasil konstanta kesetimbangan yang didapatkan, dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible*.

1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi

Dalam menggunakan metode SSF, Terdapat empat reaksi yang terjadi secara simultan. Reaksi-reaksi yang dimaksud adalah hidrolisis pada selulosa dan hemiselulosa, serta fermentasi pada glukosa maupun xilosa menjadi etanol.

a. Reaksi Hidrolisis/Sakarifikasi

Pada kinetika reaksi hidrolisis ini, persamaan yang digunakan mengacu kepada eksperimen dari Ohmine, dkk (1983) (Ohmine, Ooshima, & Harano, 1983). Reaksi yang terjadi adalah ordo 1. Persamaan tersebut menggunakan Persamaan Scherrer. Adapun persamaannya sebagai berikut.

$$D = K\lambda/\beta\cos\theta \quad (1.20)$$

Keterangan:

λ = panjang gelombang dari radiasi Xray = 1,5418 A

K = faktor bentuk = 0,9⁴

β = nilai setengah luas

θ = sudut difraksi

Adapun hubungan Kristilanitas (K_r) dengan fraksional konversi hidrolisis selulosa (X) adalah sebagai berikut.

$$K_r = 0,64 + 0,78X/(0,51 + X) \quad (1.21)$$

Lalu, persamaan laju alir awal adalah sebagai berikut.

$$v_0 = d[S_0]/dt = V_m S_0 / (K_m + S_0) \quad (1.22)$$

Keterangan:

V_m = laju maksimum

K_m = konstanta Michaelis-Menten

Hubungan antara V_m vs K_r dari hidrolisis enzimatik ini adalah sebagai berikut.

$$V_m = -40.5K_r + 53,2 \quad (1.23)$$

Kecepatan maksimum terjadi pada reaksi ($S_0 = S$) sehingga persamaan sebagai berikut.

$$v_s = d[S]/dt = V_m[S]/(K_m + [S]) \quad (1.24)$$

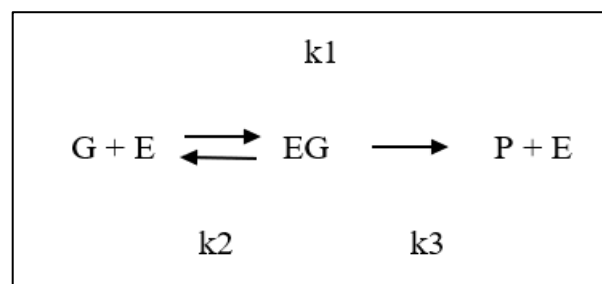
Sehingga, laju glukosa didapatkan dengan persamaan sebagai berikut.

$$v_s = d[S]/dt = d[G]/dt = V_m[S]/(K_m + [S]) \quad (1.25)$$

Dari persamaan ini, didapatkan bahwa konstanta Michaelis-Menten adalah 154 kmol/m^3 . Sedangkan, nilai V_{max} yang didapatkan adalah $15,1 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$ (Ohmine, Ooshima, & Harano, 1983).

b. Reaksi Fermentasi

Reaksi yang terjadi ada reaksi ordo 1. Persamaan yang digunakan adalah Persamaan Michaelis-Menten. Adapun persamaan reaksi dapat dilihat pada Gambar 1.4 sebagai berikut.



Gambar 1.4 Persamaan reaksi fermentasi glukosa menjadi etanol

Persamaan dasar reaksi ini adalah sebagai berikut.

$$d[EG]/dt = 0 = k_1 [E][G] - k_1[EG] - k_2[EG] \quad (1.26)$$

Lalu, laju alir produk (R_p) adalah sebagai berikut.

$$V_0 = R_p = (k_3 [E]_0 [G]) / K_m + [G] \quad (1.27)$$

Keterangan:

K_m = konstanta Michaelis-Menten

Nilai K_m adalah sebagai berikut.

$$K_m = (k_2 + k_3) / k_1 \quad (1.28)$$

Kecepatan maksimum (V_{max}) terjadi ketika $E_0 = EG$.

$$V_{max} = k_3[E]_0 \quad (1.29)$$

Substitusi Persamaan (1.27) ke Persamaan (1.25) sehingga hasilnya menjadi sebagai berikut.

$$R_p = v_0 = V_{max}[G] / (K_m + [G]) \quad (1.30)$$

Persamaan (1.30) dapat juga ditulis sebagai berikut.

$$1/v_0 = K_m/V_{max}[G] + 1/V_{max} \quad (1.31)$$

V_{max} dan K_m dapat dievaluasi dari hasil memplot hubungan antara $1/v_0$ vs $1/[G]$, nilai k_3 didapatkan dari hubungan V_{max} vs $[E]_0$ berdasarkan Persamaan (1.29). Lalu, laju alir awal v_0 didapatkan dari persamaan sebagai berikut.

$$v_0 = d[P]/dt = k_3 [EG] \quad (1.32)$$

Atas dasar langkah penentuan laju dan nilai keseimbangan $[E] = [E]_0 - [EG]$; $[G]_0 - [EG]$ dari waktu t . Berdasarkan pertimbangan Persamaan (1.28), jika $k_2 \gg k_3$, maka $k_m = k_s = k_2/k_1$ atau menjadi konstanta disosiasi = $[E][G]/[EG]$.

$$k_s = k_2/k_1 = ([E]_0 - [EG])[G]/[EG] \quad (1.33)$$

$$[EG] = ([E]_0 [G]) / (k_s + [G]) \quad (1.34)$$

Substitusi Persamaan (1.34) ke Persamaan (1.32) menjadi sebagai berikut.

$$v_0 = d[P]/dt = k_3 ([E]_0 [G]) / (k_s + [G]) \quad (1.35)$$

$$1/v_0 = k_s / (k_3 [E]_0 [G] + 1/k_3 [E]_0) \quad (1.36)$$

Plot hubungan *yields* antara $1/v_0$ vs $1/[E]$ dimana k_3 dan k_s menjadi *slope* dan intersep. Dari sini, Persamaan (1.31) dan Persamaan (1.33) membuktikan bahwa $V_{\max} = k_3 [E]_0$. Dari penelitian yang dilakukan Felix, dkk (2014) nilai K_m yang didapatkan adalah 2740 kmol/m^3 . Sedangkan, nilai V_{\max} adalah $200 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$ dan nilai k_3 adalah $0,181 / \text{jam}$ (Felix, Clara, & Vincent, 2014).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Produk Utama Etanol

Tabel 2.1 Spesifikasi produk utama etanol

Etanol	
Wujud	Cair
Rumus Molekul	CH ₃ CH ₂ OH
Berat Molekul, g/mol	46,07
Titik Didih, °C	78,4
Titik Lebur, °C	-112
Tekanan Kritis, bar	63,84
Densitas (25°C), g/cm ³	0,787
<i>Specific Gravity</i>	0,789
Viskositas (25°C), cp	1,057
Kemurnian, %	99,5 (Peraturan Presiden, 2005)

(Yaws, 1999) (Green & Perry, 2008)

2.1.2 Produk Hasil Samping Karbon Dioksida

Tabel 2.2 Spesifikasi produk hasil samping karbon dioksida

Karbon Dioksida	
Wujud	Gas
Rumus Molekul	CO ₂
Berat Molekul, g/mol	44,01
Titik Didih, °C	78,5
Titik Lebur, °C	-56,6
Tekanan Kritis, bar	73,82
Densitas (25°C), g/cm ³	0,713
Viskositas (25°C), cp	0,015076

(Yaws, 1999)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Tandan Kosong Kelapa Sawit

Tabel 2.3 Spesifikasi kandungan tandan kosong kelapa sawit

Komponen	Kandungan (%)
Selulosa	36,59
Hemiselulosa	24,97
Lignin	26,53
Abu	1,79
Ekstraktif	10,12

(Muryanto, Sudiyani, & Abimanyu, 2016)

Tabel 2.4 Spesifikasi kandungan fisik tandan kosong kelapa sawit

<i>Analisis Proximate</i>		<i>Analisis Ultimate</i>	
Komponen	Kandungan (%)	Komponen	Kandungan (%)
<i>Moisture</i>	2,44	C	48,48
<i>Volatile</i>	73,63	H	7,14
Karbon Tetap	18,67	N	0,64
Abu	5,67	O	43,74

(Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021)

2.2.2 Air

Tabel 2.5 Spesifikasi air

Air	
Wujud	Cair
Rumus Molekul	H ₂ O
Berat Molekul, g/mol	18,02
Titik Didih, °C	100
Titik Beku, °C	0
Tekanan Kritis, bar	220,55
Densitas (25°C), g/cm ³	1,027
Viskositas (25°C), cp	0,911

(Yaws, 1999)

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 Natrium Hidroksida

Tabel 2.6 Spesifikasi natrium hidroksida

Natrium Hidroksida	
Wujud	Padat
Rumus Molekul	NaOH
Berat Molekul, g/mol	39,997
Titik Didih, °C	1390
Titik Beku, °C	318,4
Tekanan Kritis, bar	253,31
Densitas (25°C), g/cm ³	2,130
Kemurnian Bahan, %	98

(Yaws, 1999) (Green & Perry, 2008)

2.3.2 Asam Sulfat

Tabel 2.7 Spesifikasi asam sulfat

Asam Sulfat	
Wujud	Cair
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄
Berat Molekul, g/mol	98,079
Titik Didih, °C	337
Titik Beku, °C	10,31
Tekanan Kritis, bar	64
Densitas (25°C), g/cm ³	1,833

Lanjutan Tabel 2.7 Spesifikasi asam sulfat

Asam Sulfat	
Viskositas (25°C), cp	23,541
Kemurnian Bahan, %	98

(Yaws, 1999)

2.3.3 Enzim Selulase

Tabel 2.8 Spesifikasi enzim selulase

Enzim Selulase	
Wujud	Bubuk
Warna	Putih
pH Optimum	4,5-5,5
Suhu Optimum, °C	35-45

(Shyaula, et al., 2023)

2.3.4 Enzim Hemiselulase

Tabel 2.9 Spesifikasi enzim hemiselulase

Enzim Hemiselulase	
Jenis	<i>Xylanase Trichoderma asperellum</i>
Wujud	Bubuk
Warna	Putih
Aktivitas enzim, mg/mL	4
pH Optimum	4,5-5,5
Suhu Optimum, °C	10-37

(Akinyele, et al., 2019)

2.3.5 Yeast *Saccharomyces cerevisiae*

Tabel 2.10 Spesifikasi *Saccharomyces cerevisiae*

<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	
Nama Ilmiah	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
Jenis Sel	Eukariotik
pH	3-8,5
Suhu Optimum, °C	35

(Sindhuwati, et al., 2021)

2.3.6 Amonium Hidroksida

Tabel 2.11 Spesifikasi ammonium hidroksida

Ammonium Hidroksida	
Wujud	Cair
Rumus Molekul	NH ₄ OH
Bentuk	Dalam Larutan
Berat Molekul, g/mol	35,05
Titik Beku, °C	-79
Kemurnian Bahan, %	35

(Yaws, 1999)

2.4 Pengendalian Kualitas

Dalam perancangan pabrik etanol ini, diperlukan pengendalian kualitas supaya proses produksi dapat mencapai kualitas dan spesifikasi yang sesuai keinginan. Dari sini, produk etanol yang sesuai dengan spesifikasi juga akan terpenuhi. Pengendalian kualitas pada pabrik ini meliputi pengendalian kualitas

bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku adalah suatu proses verifikasi bahan baku yang akan digunakan ke dalam proses sudah memenuhi standar kualitas yang dibutuhkan. Tujuannya adalah mendapatkan produk akhir yang optimal dan sesuai standar, serta mencegah adanya cacat pada bahan baku yang akan digunakan. Pengendalian kualitas bahan baku ini dilakukan di awal sebelum memasuki proses produksi dengan beberapa pengujian.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses ini diperlukan dengan tujuan menjaga proses sesuai dengan standar yang diinginkan, seperti kondisi operasinya. Adapun pengendalian kualitas proses pada pabrik etanol ini adalah menggunakan sistem kontrol otomatis (*automatic control system*) dan juga alat-alat pengendalian yang berada di dalam ruang kontrol. Pengendalian kualitas proses pada pabrik ini adalah kontrol aliran (*flow control* dan *level control*), kontrol suhu (*temperature control*), dan kontrol tekanan (*pressure control*) terhadap aliran bahan baku ataupun produk. Sistem kontrol otomatis ini bekerja dengan dipasangkan alat indikator. Alat indikator ini diatur titik standarnya (*set point*) dengan fungsi ketika terjadi indikasi kesalahan kondisi operasi atau ketidaksesuaian *set point*, maka akan ada sinyal berupa lampu yang menyala dan bunyi *alarm* sebagai tanda terjadinya ketidaksesuaian. Dari ketidaksesuaian yang terjadi ini, maka kondisi harus diatur kembali ke kondisi semula yang sesuai baik secara manual maupun otomatis.

Alat-alat kontrol yang digunakan pada proses produksi pabrik etanol ini adalah sebagai berikut.

a. *Flow Control (FC)*

Alat ini merupakan alat kontrol yang dipasang dengan fungsi sebagai pengatur laju alir suatu aliran fluida baik aliran masuk maupun aliran keluar. Sistem kerja alat ini adalah dengan cara memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang nantinya diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus (miliamper). Setelah itu, sinyal tadi akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya sudah diubah kembali menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*. Pada prinsipnya, cara kerja alat ini adalah dengan memanfaatkan perbedaan tekanan, yaitu ketika P1 lebih besar daripada P2, maka akan diperoleh nilai ΔP yang akan dikalibrasi sesuai dengan *set point* yang telah diinginkan.

b. *Level Control (LC)*

Alat ini merupakan alat kontrol yang dipasang dengan fungsi sebagai pengukur tinggi bahan pada suatu alat. Cara kerja alat ini adalah ketika ketinggian atau *level* bahan pada suatu alat proses mengalami kekurangan atau kelebihan dari kondisi yang telah diatur, maka dapat diketahui dari tanda yang muncul. Sistem kerja alat ini adalah dengan cara memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang nantinya diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus (miliamper). Setelah itu, sinyal tadi akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya sudah diubah kembali menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve* yang nantinya akan mencapai *level* atau ketinggian, sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

c. *Temperature Control (TC)*

Alat ini merupakan salah satu alat kontrol kondisi operasi yang berfungsi untuk mendeteksi suhu bahan ataupun alat, serta mengatur suhu tersebut menjadi sesuai dengan *set point*. Pada alat ini, *set point* suhu sudah ditetapkan. Maka dari itu, ketika ada perbedaan suhu pada bahan atau alat (lebih tinggi atau lebih rendah) terhadap *set point* nilai suhunya, maka alat ini akan memberi sinyal dan alat ini akan mengatur supaya nilai suhu menjadi seperti kondisi semula.

d. *Pressure Control (PC)*

Alat ini merupakan salah satu alat kontrol kondisi operasi yang berfungsi untuk mendeteksi tekanan suatu alat proses, serta mengatur tekanan tersebut menjadi sesuai dengan *set point*. Pada alat ini, *set point* tekanan sudah ditetapkan. Maka dari itu, ketika ada perbedaan tekanan pada suatu alat (lebih tinggi atau lebih rendah) terhadap *set point* tekanan operasinya, maka alat ini akan memberi sinyal dan alat ini akan mengatur supaya tekanan operasi menjadi seperti kondisi semula.

e. *Weight Control (WC)*

Alat ini merupakan salah satu alat kontrol kondisi operasi yang berfungsi untuk mendeteksi dan mengatur laju alir massa berdasarkan massa umpannya. Alat pengendali ini terdapat pada alat transportasi padat, seperti *screw conveyor*. Prinsip dan cara kerjanya adalah alat ini sebagai timbangan massa untuk memastikan umpan sesuai pada *set point* yang ditentukan.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

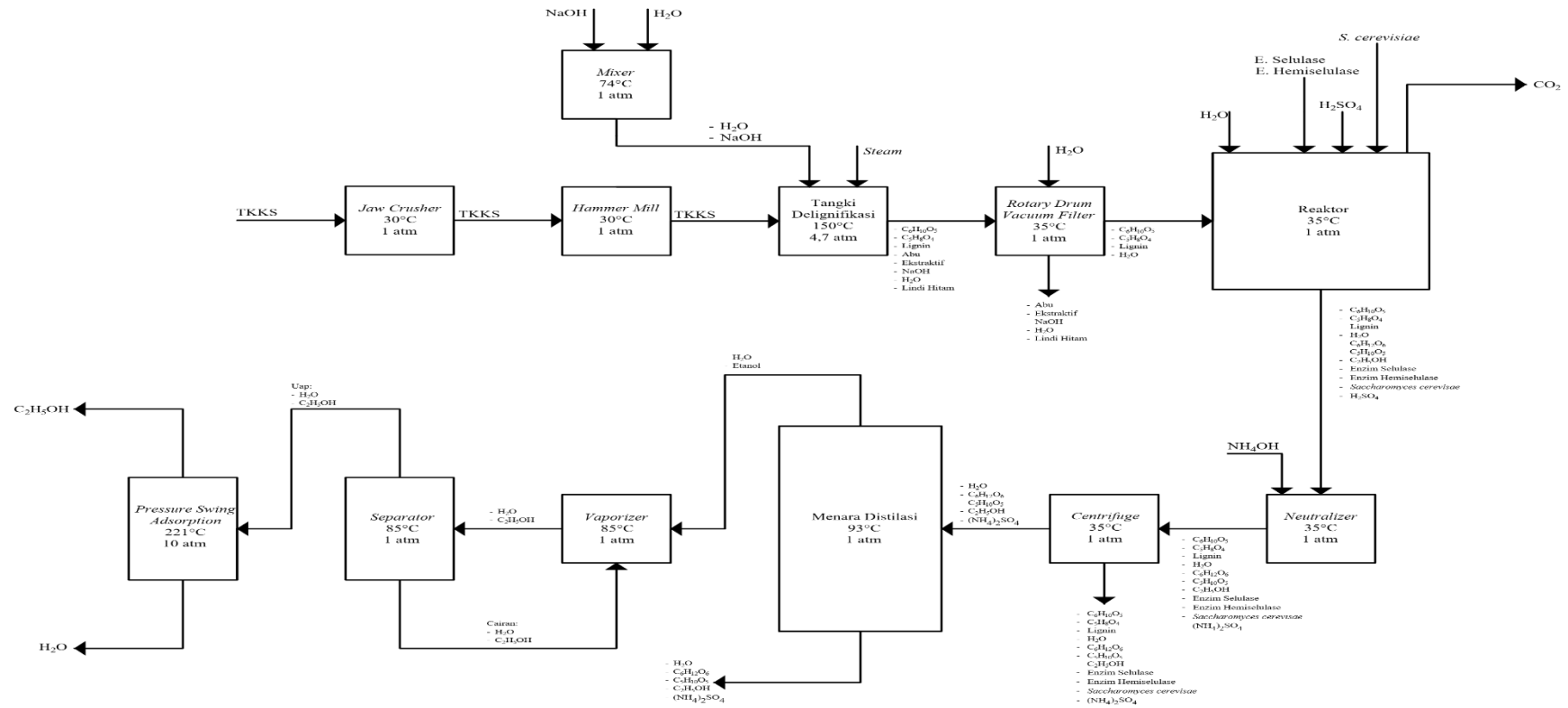
Pengendalian kualitas produk tidak jauh berbeda dengan pengendalian kualitas bahan baku. Pada pengendalian kualitas produk, Tujuannya adalah produk etanol

yang dihasilkan adalah optimal dan sesuai standar, serta mencegah adanya cacat pada produk yang dihasilkan. Pengendalian kualitas produk ini dilakukan dengan cara pengujian produk etanol, seperti kemurnian, komposisi, dan lain sebagainya.

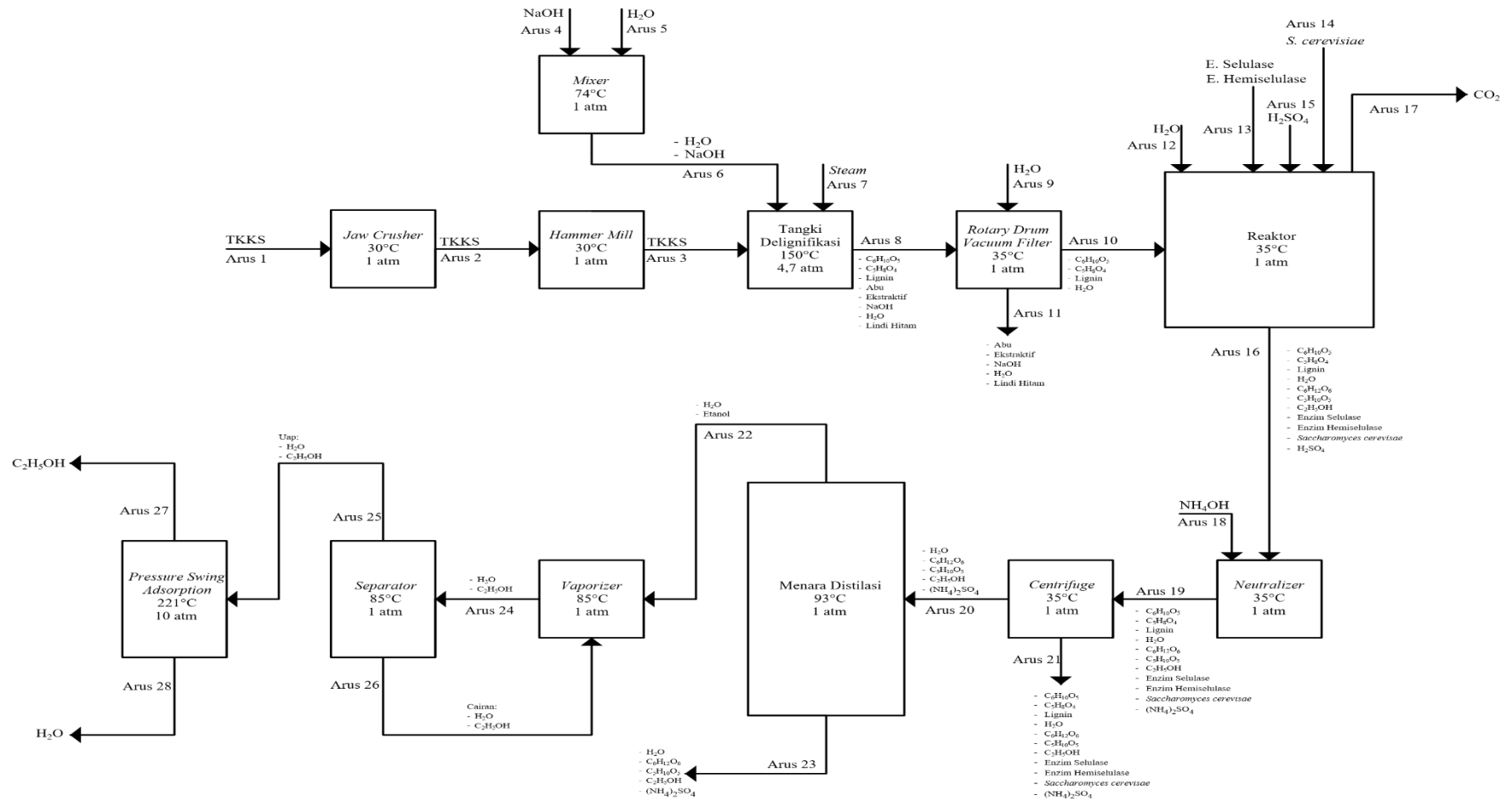
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

Tabel 3.1 Data diagram alir kuantitatif

Komponen	Arus (kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C ₅ H ₁₀ O ₅	10044,19	10044,19	10044,19					10044,19		10044,19				
C ₅ H ₈ O ₄	6854,42	6854,42	6854,42					3781,04		3781,04				
Lignin	7282,65	7282,65	7282,65					696,08		696,08				
Abu	491,37	491,37	491,37					466,20			466,20			
Ekstraktif	2778,00	2778,00	2778,00					1088,33			1088,33			
NaOH				13725,32		13725,32		4980,57			4980,57			
C ₆ H ₁₂ O ₆														
C ₅ H ₁₀ O ₅														
C ₂ H ₅ OH														
H ₂ O	29702,47	29702,47	29702,47	280,11	70962,64	71242,75		44825,11	27781,44	726,07	71880,48	13099,11		
E. Selulase														2169,54
E. Hemiselulase														816,70
<i>S. cerevisiae</i>														138,25
H ₂ SO ₄														
NH ₄ OH														
(NH ₄) ₂ SO ₄														
CO ₂														
Lindi Hitam								98822,29			98822,29			
Steam							22582,65							
Total	57153,10	57153,10	57153,10	14005,43	70962,64	84968,06	22582,65	164703,81	27781,44	15247,38	177237,87	13099,11	2986,25	138,25

Lanjutan Tabel 3.1 Data diagram alir kuantitatif

Komponen	Arus (kg/jam)													
	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
C ₅ H ₁₀ O ₅		502,21			502,21		502,21							
C ₅ H ₈ O ₄		567,16			567,16		567,16							
Lignin		696,08			696,08		696,08							
Abu														
Ekstraktif														
NaOH														
C ₆ H ₁₂ O ₆		530,11			530,11	514,21	15,90		514,21					
C ₅ H ₁₀ O ₅		547,82			547,82	531,39	16,43		531,39					
C ₂ H ₅ OH		6734,61			6734,61	6532,57	202,04	6271,27	261,30	7839,08	6271,27	1567,82	6271,27	
H ₂ O	0,05	12326,75		3,51	12331,23	11961,29	369,94	478,45	11482,84	598,06	478,45	119,61	41,86	436,59
E. Selulase		2169,54			2169,54		2169,54							
E. Hemiselulase		816,70			816,70		816,70							
<i>S. cerevisiae</i>		138,25			138,25		138,25							
H ₂ SO ₄	2,65	2,65												
NH ₄ OH				1,89										
(NH ₄) ₂ SO ₄					3,56	3,46	0,11		3,46					
CO ₂			6441,80											
Lindi Hitam														
Steam														
Total	2,70	25031,88	6441,80	5,40	25037,28	19542,91	5494,37	6749,72	12793,19	8437,15	6749,72	1687,43	6313,13	436,59

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap ini dilakukan sebelum bahan baku dapat diumpankan ke reaktor karena terdapat syarat yang harus dipenuhi sebagai umpan di reaktor nanti. Metode yang digunakan adalah *size reduction* dan *steam explosion pre-treatment* dengan alkali basa. *Size reduction* digunakan karena secara fisika, ukuran bahan berpengaruh pada proses delignifikasi, yaitu porositasnya yang mempengaruhi kontak terhadap delignifikator. Lalu, pengaruh lainnya adalah *size reduction* dapat menyebabkan pemutusan rantai polimer menjadi lebih pendek sehingga pemisahan lignin dan selulosa menjadi lebih mudah (Permatasari, Gulo, & Lesmini, 2014). Selanjutnya, metode yang digunakan adalah proses delignifikasi menggunakan *steam explosion*. Cara kerjanya adalah bahan mendapatkan tekanan uap tinggi yang kemudian dikurangi secara tiba-tiba untuk menghasilkan bahan yang terdekomposisi eksplosif. Fungsinya adalah pemisahan serat-serat bahan (biomassa). Dalam perlakuan dengan metode ini, terjadi juga proses autohidrolisis gugus asetil pada hemiselulosa. Proses ini dilakukan dengan menggunakan pelarut alkali basa. Adapun pelarut yang paling baik digunakan adalah NaOH karena dapat merusak struktur lignin pada bagian kristalin dan amorf. Ion yang berperan dalam memutus ikatan tersebut adalah ion OH⁻ dan ion Na⁺ akan membentuk ikatan dengan lignin menjadi garam fenolat yang bersifat mudah larut. Lalu, lignin yang terlarut akan menjadi *black liquor* (Sindhuwati, et al., 2021). Penelitian yang dilakukan oleh Permatasari, dkk (2014) menyebutkan bahwa larutan NaOH terbaik untuk menjadi pelarut delignifikasi

adalah pada konsentrasi 6% karena menguraikan lignin sebesar 9,98% (Permatasari, Gulo, & Lesmini, 2014).

Adapun tahapan-tahapan pada proses ini, yaitu reduksi ukuran dan penghancuran TKKS dengan *Jaw Crusher* (JC-01) menjadi <30 mm. Lalu, bahan dikecilkan kembali ukurannya menjadi <1 mm dengan *Hammer Mill* (HM-01). Selanjutnya, hasil proses dimasukkan ke dalam *Hopper* (HP-01) menggunakan *Screw Conveyor* untuk nantinya dimasukkan ke dalam Tangki Delignifikasi (T-01). TKKS yang sudah dimasukkan ke dalam T-01 ini kemudian direndam dengan larutan NaOH 10%. Lalu, dilakukan pemanasan selama 30 menit dengan *steam* untuk membentuk kondisi operasi berada pada suhu 150 °C dan tekanan 4,7 atm. Adapun pembentukan larutan NaOH 10% dibuat dengan *Mixer* (M-01).

Selanjutnya, *slurry* dikeluarkan dari T-01 dan didinginkan dengan *Cooler* (CL-01). Lalu, bahan baku tadi difiltrasi dengan *Rotary Drum Vacuum Filter* (RF-01) dengan tujuan pemisahan antara *black liquor* dan pengotor dengan *cake* TKKS. Hasil filtrasi tadi kemudian dimasukkan ke dalam Reaktor SSF (R-01) untuk proses sakarifikasi dan fermentasi.

3.2.2 Tahapan Proses Pembentukan Produk

Pada tahap ini, metode yang digunakan adalah *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF). Sesuai namanya, metode ini adalah penggabungan proses sakarifikasi dan fermentasi secara simultan dengan proses sakarifikasi yang menggunakan enzim selulase dan *yeast Saccharomyces cerevisiae* untuk proses fermentasinya. Keuntungan dari proses ini adalah pengurangan terjadinya efek

penghambatan yang disebabkan karena akumulasi monosakarida dan disakarida. Dalam proses ini, dilakukan tahap sakarifikasi (hidrolisis) pada selulosa dan hemiselulosa serta fermentasi menjadi etanol (Muryanto, Sudiyani, & Abimanyu, 2016).

Adapun persamaan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

Reaksi hidrolisis/sakarifikasi



Reaksi fermentasi



Reaksi yang terjadi pada tahap ini adalah eksotermis sehingga dibutuhkan jaket pendingin dan air pendingin berupa *chilled water* supaya suhu tetap terjaga konstan, yaitu 35°C dan 1 atm. Pada reaksi ini, terjadi reaksi hidrolisis selulosa dan hemiselulosa menjadi gula sederhana, serta reaksi fermentasi glukosa dan xilosa menjadi bioetanol. Enzim yang digunakan adalah campuran enzim yang terdiri dari enzim selulase untuk selulosa dan enzim *Xylanase Trichoderma asperellum* untuk hemiselulosa. Reaksi fermentasi dapat dikatakan sebagai reaksi yang di dalamnya terjadi proses konversi gula dan xilosa menjadi etanol dengan bantuan mikroorganisme. Reaksi ini juga terjadi secara anaerobik. Adapun mikroorganisme yang cocok dalam reaksi ini adalah *Saccharomyces cerevisiae*. Lalu, pada tahapan

sakarifikasi, cara kerjanya adalah dengan penambahan enzim untuk selulosa dan hemiselulosa (Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021).

Untuk menjaga stabilitas pH, perlu ditambahkan H_2SO_4 yang juga berfungsi untuk menciptakan suasana asam karena pH optimal adalah 4,8. Proses ini berjalan selama 72 jam dengan suhu $35^\circ C$. Lalu, hasil keluaran dari proses ini adalah bioetanol yang masih tercampur dengan *yeast mud* dan H_2SO_4 yang tadi ditambahkan. Keluaran lain yang juga terbentuk adalah gas CO_2 yang dikeluarkan dari atas Reaktor (R-01). Keluaran gas CO_2 nantinya akan menjadi produk hasil samping dari reaksi sehingga akan disimpan dalam Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-05). Keluaran ini, nantinya akan dipurifikasi. (Haniati, Fajrin, Tetrisyanda, & Kuswandi, 2021).

3.2.3 Tahap Pemurnian

Tahap ini bertujuan untuk memurnikan etanol yang masih tercampur dengan bahan-bahan lain. Adapun pemisahan yang dilakukan adalah dengan menggunakan distilasi di dalam menara distilasi. Sesuai dengan regulasi yang ada, standar etanol untuk digunakan sebagai *biofuel* adalah 99,5%. Dari standar tersebut, diperlukan beberapa tahapan.

Tahapan-tahapan yang dilakukan pertama adalah pemisahan padatan dengan menggunakan *Centrifuge* (CF-01) karena masih terdapat *yeast*. Akan tetapi, sebelum bahan dimasukkan ke dalam proses pemisahan, produk dimasukkan ke dalam *Neutralizer* (N-01) untuk menetralkan pH dengan ditambahkan oleh NH_4OH . Hasil tadi kemudian didistilasi. Namun, sebelum memasuki tahap distilasi, umpan perlu dipanaskan dengan *Heater* (H-01) hingga suhu $93^\circ C$. Selanjutnya,

proses distilasi menggunakan Menara Distilasi (MD-01) *Sieve Tray* 19 *plate* dengan umpan masuk pada *plate* ke-6 sehingga distilat yang keluar adalah bersuhu 83°C dan *bottom* bersuhu 97°C. Kemurnian yang dihasilkan dari proses ini adalah 94,59%. Lalu, sesuai dengan standar yang harus dipenuhi, tahap yang dilakukan adalah menggunakan proses dehidrasi dengan *Pressure Swing Adsorption* (PA-01/02) dengan menggunakan *molecular sieve* 4°.

Akan tetapi, sebelum masuk proses adsorpsi. Keluaran atas MD-01 diuapkan dengan menggunakan *Vaporizer* (V-01) karena proses adsorpsi ini dilakukan pada fasa gas. Penguapan yang terjadi pada V-01 adalah sebesar 80% sehingga terjadi pemisahan dengan *Separator* (SP-01) untuk memisahkan fluida gas dan cair. Cairan yang belum menguapkan di-*recycle* kembali ke dalam V-01. Lalu, karena adsorpsi pada PA-01/02 adalah proses yang memanfaatkan tekanan tinggi, maka bahan dinaikkan dahulu tekanannya menjadi 10 atm menggunakan *Compressor* (C-01) sebelum memasuki PA-01/02. Lalu, adsorben yang digunakan adalah *molecular sieve* 4° karena diameternya yang berukuran 4° sehingga akan mempermudah pemisahan etanol-air yang masing-masing berukuran 4,4° untuk etanol dan 2,5° untuk air. Lalu, setelah didapatkan produk etanol, etanol akan diturunkan tekanannya menjadi normal dengan *Expander* (EX-01), dikondensasi dengan *Condenser* (CD-02), dan didinginkan menjadi 30°C menggunakan *Cooler* (CL-02).

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 *Jaw Crusher* (JC-01)

Kode	:	JC-01
Fungsi	:	Mengecilkan ukuran TKKS menjadi <30 mm
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-135 Grade B</i>
Jumlah, unit	:	1
Suhu, °C	:	30
Kapasitas, ton/jam	:	57,15
Ukuran <i>Crusher</i> , in	:	54 x 60
<i>Setting</i> , in	:	4
Kecepatan, rpm	:	200
Tenaga, Hp	:	300
Harga, \$:	436.913

3.3.2 *Hammer Mill* (HM-01)

Kode	:	HM-01
Fungsi	:	Mengecilkan ukuran TKKS menjadi <1 mm sebelum masuk Tangki Delignifikasi (T-01)
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-135 Grade B</i>
Jumlah, unit	:	1
Suhu, °C	:	30
Kapasitas, ton/jam	:	57,15

Model	:	No. 708
Rotor Dimensi, in	:	42 x 48
Kecepatan, rpm	:	900
Tenaga, Hp	:	350
Harga, \$:	99.244

3.3.3 Tangki Delignifikasi (T-01)

Spesifikasi umum

Kode	:	T-01
Fungsi	:	Terjadinya proses delignifikasi TKKS
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i> yang dilengkapi oleh pengaduk dan ditambahkan <i>steam</i>
Jumlah	:	1

Kondisi Operasi

Suhu, °C	:	150
Tekanan, atm	:	4,7

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) Tangki, m	:	3,71
Tinggi Tangki, m	:	7,43
Tebal <i>Shell</i> , in	:	0,875

Tebal *Head*, in : 1,25

Tinggi Total Tangki, m : 9,23

Pengaduk (*impeller*)

Tipe : *Curved Blade Turbin Agitator*

Diameter, m : 1,85

Jarak Pengaduk-Dasar, m : 1,24

Tebal Pengaduk, m : 0,37

Panjang *Paddle*, m : 0,46

Daya Motor Pengaduk, Hp : 25

Baffle

Jumlah Baffle : 4

Lebar Baffle, m : 0,31

Harga, \$: 463.183

3.3.4 Mixer (M-01)

Spesifikasi umum

Kode : M-01

Fungsi : Mencampurkan NaOH dengan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas *torispherical* yang dilengkapi oleh pengaduk

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 74

Tekanan, atm : 1

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 11
Type 316*

Diameter (ID) Tangki, m : 2,65

Tinggi Tangki, m : 3,97

Tebal *Shell*, in : 0,25

Tebal *Head*, in : 0,1875

Tinggi Total Tangki, m : 5,12

Pengaduk (*impeller*)

Tipe : *Curved Blade Turbin Agitator*

Diameter, m : 1,32

Jarak Pengaduk-Dasar, m : 0,88

Tebal Pengaduk, m : 0,265

Panjang *Paddle*, m : 0,33

Daya Motor Pengaduk, Hp : 15

Baffle

Jumlah Baffle : 4

Lebar Baffle, m : 0,22

Harga, \$: 301.182

3.3.5 Rotary Drum Vacuum Filter (RF-01)

Spesifikasi umum

Kode : RF-01

Fungsi : Terjadinya proses pemisahan antara *cake* dan filtrat serta zat pengotor dari keluaran T-01

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 35

Tekanan, atm : 1

Konstruksi dan Material

Bahan : *Stainless Steel SA 299 Grade 2 Type*
304

Diameter, m : 3

Panjang, m : 6

Tebal *Shell*, in : 1

Luas Permukaan, m² : 46,57

Kecepatan Putar, rpm : 2

Daya Motor, Hp : 125

Harga, \$: 535.095

3.3.6 Reaktor SSF (R-01)

Spesifikasi umum

Kode : R-01

Fungsi : Terjadinya reaksi sakarifikasi dan fermentasi bahan menjadi produk etanol

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas *torispherical* yang dilengkapi oleh pengaduk dan jaket pendingin

Mode Operasi : *Batch*

Jumlah : 12

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 35

Tekanan, atm : 1

Sifat Operasi : Isotermal

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316*

Diameter (ID) Tangki, m : 5,35

Tinggi Tangki, m : 10,7

Tebal *Shell*, in : 0,375

Tebal *Head*, in : 1

Tinggi *Head*, m : 1,29

Tinggi Total Reaktor, m : 13,27

Pengaduk (*impeller*)

Tipe : *Curved Blade Turbin Agitator*

Diameter, m : 2,68

Jarak Pengaduk-Dasar, m : 1,78

Tebal Pengaduk, m : 0,54

Panjang *Paddle*, m : 0,67

Daya Motor, Hp : 100

Baffle

Jumlah Baffle : 4

Lebar Baffle, m : 0,45

Media Pendingin

Jenis : Jaket

Tebal Jaket, in : 0,375

Fluida Pendingin : *Chiller water*

Luas Perpindahan Panas, ft² : 1312,85

Harga, \$: 5.397.391

3.3.7 Neutralizer (N-01)

Spesifikasi umum

Kode : N-01

Fungsi : Terjadinya netralisasi pH asam H₂SO₄ yang berasal dari keluaran R-01 agar terbentuk (NH₄)₂SO₄

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas *torispherical* yang dilengkapi oleh pengaduk dan jaket pendingin

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 35

Tekanan, atm : 1

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 11
Type 316*

Diameter (ID) Tangki, m : 2,51

Tinggi Tangki, m : 5,02

Tebal *Shell*, in : 0,25

Tebal *Head*, in : 0,375

Tinggi *Head*, m : 0,61

Tinggi Total, m : 6,24

Pengaduk (*impeller*)

Tipe : *Curved Blade Turbin Agitator*

Diameter, m : 1,26

Jarak Pengaduk-Dasar, m : 0,84

Tebal Pengaduk, m : 0,25

Panjang *Paddle*, m : 0,31

Daya Motor, Hp : 15

Baffle

Jumlah Baffle : 4

Lebar Baffle, m : 0,21

Media Pendingin

Jenis : Jaket

Tebal Jaket, in : 0,25

Fluida Pendingin	:	<i>Chiller water</i>
Luas Perpindahan Panas, ft ²	:	1,57
Harga, \$:	573.838

3.3.8 Centrifuge (CF-01)

Spesifikasi umum

Kode	:	CF-01
Fungsi	:	Terjadinya proses pemisahan antara padatan dan cairan dari keluaran N-01
Jumlah	:	1

Kondisi Operasi

Suhu, °C	:	35
Tekanan, atm	:	1

Konstruksi dan Material

Bahan	:	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Kapasitas, ton/jam	:	19,54
Diameter <i>Bowl</i> , m	:	0,33
Panjang, m	:	1
Kecepatan Putar, rpm	:	107,14
Daya Motor, Hp	:	20
Harga, \$:	113.971

3.3.9 Menara Distilasi (MD-01)

Spesifikasi umum

Kode	:	MD-01
Fungsi	:	Terjadinya proses pemisahan antara etanol-air hingga kemurnian etanol mencapai 94,6%
Tipe	:	<i>Sieve Tray</i>
Jumlah	:	1

Kondisi Operasi

Suhu Umpan, °C	:	93
Suhu Distilat, °C	:	83
Suhu <i>Bottom</i> , °C	:	97
Tekanan, atm	:	1

Konstruksi dan Material

Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter kolom, m	:	2,14
Tinggi Kolom, m	:	11,01
Tebal Kolom, in	:	0,1875
<i>Tray</i>		
Jumlah <i>Plate</i>	:	19
Lokasi Umpan	:	<i>Tray ke-6</i>
Diameter Lubang, m	:	0,015

Jumlah Lubang	:	611
Tebal <i>Tray</i> , m	:	0,003
<i>Tray Spacing</i> , m	:	0,45
Harga, \$:	116.035

3.3.10 Vaporizer (V-01)

Kode	:	V-01
Fungsi	:	Menguapkan keluaran atas Menara Distilasi (MD-01) menuju Separator (SP-01) dari suhu 80°C menjadi 85°C
Jenis	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Tipe	:	<i>Steam</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah <i>hairpins</i> , buah	:	9
Panjang <i>hairpins</i> , ft	:	12
<i>Hot Fluid</i>	:	<i>Annulus, Steam</i>
IPS, in	:	8
<i>Flow area</i> , in ²	:	50
OD, in	:	8,625
ID, in	:	7,981
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	:	2,258
<i>Cold Fluid</i>	:	<i>Inner Pipe, Output</i>
IPS, in	:	6
<i>Flow area</i> , in ²	:	28,9

OD, in	:	6,625
ID, in	:	6,065
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	:	1,734
A, ft ²	:	182,5
Rd	:	0,038
Harga, \$:	57.450

3.3.11 Separator (SP-01)

Spesifikasi umum

Kode	:	SP-01
Fungsi	:	Terjadinya proses pemisahan antara uap-cair keluaran V-01
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup dan alas <i>torispherical</i>
Jumlah	:	1

Kondisi Operasi

Suhu, °C	:	85
Tekanan, atm	:	1

Konstruksi dan Material

Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Diameter Tangki, m	:	0,9
Tinggi Tangki, m	:	3,5
Tebal <i>Shell</i> , in	:	0,1875
Tebal <i>Head</i> , in	:	0,25

Tinggi <i>Head</i> , m	:	0,26
Tinggi Total, m	:	4,02
Harga, \$:	14.860

3.3.12 *Pressure Swing Adsorption (PA-01/02)*

Spesifikasi umum

Kode	:	PA-01/02
Fungsi	:	Terjadinya proses pemurnian etanol hingga 99,5%
Tipe	:	<i>Packing Tower</i>
Jumlah	:	2 Unit

Kondisi Operasi

Suhu, °C	:	221
Tekanan, atm	:	10

Konstruksi dan Material

Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jenis Adsorben	:	<i>Molecular Sieve 4 A°</i>
Kebutuhan Adsorben, kg	:	11,5
Tinggi <i>Packing</i> , m	:	0,4
Diameter Kolom, m	:	2,6
Tinggi Kolom,	:	7,8
Tebal <i>Shell</i> , in	:	1
Tebal <i>Head</i> , in	:	1,125

Tinggi <i>Head</i> , m	:	0,71
Tinggi Total Tangki, m	:	9,2
Harga, \$:	205.653

3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3.2 Spesifikasi gudang penyimpanan bahan

Nama Alat	Gudang Penyimpanan Bahan Baku TKKS
Kode	G-01
Fungsi	Tempat menyimpan bahan baku TKKS
Tipe	Persegi Panjang
Fasa	Limbah Padat
Jumlah, unit	1
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	30
Waktu Penyimpanan, hari	7
Konstruksi dan Material	
Bahan Konstruksi	Beton
Panjang, m	27,6
Lebar, m	22,1
Tinggi, m	6,8
Volume Gudang, m ³	4.121,97

Tabel 3.3 Spesifikasi tangki penyimpanan

Nama Alat	Tangki Penyimpanan			
Kode	T-02	T-03	T-04	T-05
Fungsi	Tempat menyimpan H ₂ SO ₄	Tempat menyimpan NH ₄ OH	Tempat menyimpan produk etanol (C ₂ H ₅ OH)	Tempat menyimpan produk samping CO ₂
Jenis	Silinder tegak dengan bawah datar dan atas <i>conical</i>	Silinder tegak dengan bawah datar dan atas <i>torispherical</i>	Silinder tegak dengan bawah datar dan atas <i>torispherical</i>	Silinder tegak dengan bawah dan atas <i>torispherical</i>
Fasa	Cair	Cair	Cair	Gas
Jumlah, unit	1	1	1	1
Kondisi Operasi				
Suhu, °C	30	30	30	35
Tekanan, atm	1	1	1	50
Waktu Penyimpanan, hari	30	30	14	7
Konstruksi dan Material				
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Konstruksi	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>
Diameter Tangki, m	1,52	2,13	18,29	18,29
Tinggi Tangki, m	1,52	2,13	12,8	16,5
Tebal <i>Shell</i> , in	0,1875	0,1875	0,48	0,48
Tebal <i>Head</i> , in	0,1875	0,1875	1	2
Tinggi <i>Head</i> , m	0,58	0,9	3,19	3,26
Tinggi Total, m	2,11	3,03	15,99	22,99
Volume Tangki, m ³	1,29	4,79	3.245,8	4.086,97
Harga, \$	3.184	7.430	511.213	855.914

Tabel 3.4 Spesifikasi silo bahan

Nama Alat	Silo			
Kode	S-01	S-02	S-03	S-04
Fungsi	Tempat menyimpan NaOH sebelum masuk ke dalam M-01	Tempat menyimpan enzim selulase	Tempat menyimpan enzim hemiselulase	Tempat menyimpan <i>yeast Saccharomyces cerevisiae</i>
Jenis	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Fasa	Padat	Padat	Padat	Padat
Jumlah, unit	1	1	1	1
Kondisi Operasi				
Suhu, °C	30	30	30	30
Tekanan, atm	1	1	1	1
Waktu Penyimpanan, hari	14	14	14	30
Konstruksi dan Material				
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Diameter Silo, m	13,6	8,92	6,41	3,99
Tinggi Tangki, m	20,38	13,38	9,62	7,97
Tebal <i>Shell</i> , in	0,44	0,38	0,25	0,1875
Tebal <i>Head</i> , in	0,75	0,5	0,38	0,38
Tinggi <i>Bottom</i> , m	0,7	0,46	0,5	0,45
Tinggi Total, m	20,6	13,84	10,12	8,43
Volume Silo, m ³	2.985,45	861,83	324,43	79,11
Harga, \$	1.113.576	496.618	263.102	105.081

Tabel 3.5 Spesifikasi *hopper* (HP-01)

Nama Alat	<i>Hopper</i>
Kode	HP-01
Fungsi	Tempat menampung serbuk TKKS dari HM-01
Jenis	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Fasa	Padat
Jumlah, unit	1
Suhu, °C	30
Tekanan, atm	1
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Diameter, m	6,64
Tinggi Tangki, m	13,29
Tebal <i>Shell</i> , in	0,375
Tebal <i>Head</i> , in	0,5
Tinggi <i>Bottom</i> , m	0,62
Tinggi Total, m	13,91
Volume, m ³	466,39
Harga, \$	128.964

3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3.6 Spesifikasi pompa

Nama Alat	Pompa			
	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan larutan NaOH 10% menuju T-01	Mengalirkan filtrat dari RF-01 menuju UPL	Mengalirkan H ₂ SO ₄ menuju R-01	Mengalirkan keluaran R-01 menuju N-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jumlah	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas, m ³ /jam	90,38	186,57	0,002	29,79
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,025	0,052	0,0000005	0,0083
Kecepatan Aliran, m/s	0,072	0,095	0,0012	0,093
ID pipa, in	7,981	10,020	0,269	4,026
OD pipa, in	8,625	10,75	0,405	4,5
IPS, in	8	10	0,1	4
<i>Flow area</i> , in ²	50	78,8	0,06	12,70
Efisiensi pompa	60%	70%	20%	42%
Power pompa, HP	4,7	3,63	0,0005	1,365
Power motor, HP	7,5	5	0,05	2
Harga, \$	29.332	24.014	7.695	17.646

Lanjutan Tabel 3.6 Spesifikasi pompa

Nama Alat	Pompa			
	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan NH ₄ OH menuju (N- 01)	Mengalirkan keluaran N- 01 menuju CF-01	Mengalirkan keluaran CF- 01 menuju H- 01	Mengalirkan keluaran atas MD-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jumlah	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas, m ³ /jam	0,007	29,8	24,28	10,19
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,000002	0,0083	0,0067	0,0028
Kecepatan Aliran, m/s	0,004	0,094	0,076	0,085
ID pipa, in	0,269	4,026	4,026	2,469
OD pipa, in	0,405	4,5	4,5	2,88
IPS, in	0,1	4	4	2,5
<i>Flow area, in²</i>	0,06	12,7	12,7	4,79
Efisiensi pompa	20%	42%	42%	27%
Power pompa, HP	0,001	1,04	0,64	0,41
Power motor, HP	0,05	1,5	1	0,5
Harga, \$	7.695	17.646	16.585	12.870

Lanjutan Tabel 3.6 Spesifikasi pompa

Nama Alat	Pompa		
Kode	P-09	P-10	P-11
Fungsi	Mengalirkan keluaran bawah MD-01	Mengalirkan keluaran bawah SP-01 menuju V-01	Mengalirkan produk menuju T-04
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>		
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jumlah	1	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>		
Kapasitas, m ³ /jam	14,54	2,04	9,72
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,004	0,00057	0,0027
Kecepatan aliran, m/s	0,079	0,054	0,081
ID pipa, in	3,068	1,38	2,469
OD pipa, in	3,5	1,66	2,88
IPS, in	3	1,25	2,5
<i>Flow area</i> , in ²	7,38	1,5	4,79
Efisiensi pompa	35%	20%	40%
Power pompa, HP	0,505	0,021	0,6
Power motor, HP	0,75	0,125	0,75
Harga, \$	14.642	8.226	12.737

Tabel 3.7 Spesifikasi *screw conveyor*

Nama Alat	<i>Screw Conveyor</i>			
Kode	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
Fungsi	Mengangkut TKKS menuju HP-01	Mengangkut TKKS menuju T- 01	Mengangkut NaOH menuju M-01	Mengangkut <i>cake</i> menuju R- 01
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA- 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA- 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA- 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1	1	1	1
Kapasitas, ton/jam	70	70	25	20
Diameter <i>screw</i> , m	0,457	0,457	0,356	0,3048
Diameter pipa, m	0,114	0,114	0,089	0,0635
Diameter bagian umpan, m	0,41	0,41	0,305	0,254
Panjang, m	4,57	4,57	4,57	4,572
Pusat Gantungan, m	3,66	3,66	3,66	3,658
Kecepatan motor, rpm	60	60	45	60
Daya, HP	3,38	3,38	2,12	1,69
Harga, \$	9.686	9.686	7.695	6.634

Lanjutan Tabel 3.7 Spesifikasi *screw conveyor*

Nama Alat	<i>Screw Conveyor</i>		
Kode	SC-05	SC-06	SC-07
Fungsi	Mengangkut enzim selulase menuju R-01	Mengangkut enzim hemiselulase menuju R-01	Mengangkut <i>yeast Saccharomyces cerevisiae</i> menuju R-01
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade</i>
Konstruksi	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>C</i>
Jumlah, unit	1	1	1
Kapasitas, ton/jam	5	5	5
Diameter <i>screw</i> , m	0,23	0,23	0,23
Diameter pipa, m	0,064	0,064	0,064
Diameter bagian umpan, m	0,15	0,15	0,15
Panjang, m	4,57	4,57	4,57
Pusat Gantungan, m	3,05	3,05	3,05
Kecepatan motor, rpm	40	40	40
Daya, HP	0,43	0,43	0,43
Harga, \$	5.042	5.042	5.042

Tabel 3.8 Spesifikasi *belt conveyor*

Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>		
Kode	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	Mengangkut bahan baku TKKS menuju JC-01	Mengangkut TKKS dari JC-01 menuju HM-01	Mengangkut keluaran bawah dari CF-01 menuju UPL
Tipe	<i>Throughed Belt</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1	1	1
Suhu, °C	30	30	35
Kapasitas, ton/jam	88	88	32
Kecepatan, m/s	1,02	1,02	0,51
Panjang, m	3,05	3,05	3,05
Lebar, m	0,4	0,4	0,35
Daya, HP	0,9	0,9	0,34
Harga, \$	5.042	5.042	16.320

Tabel 3.9 Spesifikasi *bucket elevator*

Nama Alat	<i>Bucket Elevator</i>	
Kode	BE-01	BE-02
Fungsi	Mengangkut serbuk TKKS menuju HP-01	Mengangkut <i>cake</i> keluaran RF-01 menuju R-01
Tipe	<i>Continous Discharged</i>	<i>Continous Discharged</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1	1
Kapasitas, ton/jam	45	27
Panjang <i>bucket</i> , m	0,254	0,2032
Lebar <i>bucket</i> , m	0,152	0,127
Tinggi <i>bucket</i> , m	0,159	0,14
<i>Bucket spacing</i> , m	0,4064	0,3556
Jumlah <i>bucket</i> , unit	18	32
Kecepatan <i>bucket</i> , m/s	1,143	1,143
Daya, HP	3	1,6
Harga, \$	23.749	32.904

Tabel 3.10 Spesifikasi *compressor*

Nama Alat	<i>Compressor</i>	
Kode	C-01	C-02
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran atas SP-01 sebelum diumpankan ke PA-01/02	Menaikkan tekanan gas CO ₂ keluaran R-01
Jenis	<i>Centrifugal Compressor</i>	<i>Centrifugal Compressor</i> dilengkapi dengan <i>Intercooler</i>
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 212 Grade B</i>	<i>Carbon steel SA 212 Grade B</i>
Suhu Masuk, °C	85	35
Suhu Keluar, °C	221	35
Tekanan masuk, atm	1	1
Tekanan keluar, atm	10	50
Jumlah <i>Stage</i>	2	3
Daya, HP	5	150
Harga, \$	2.654	9.553

Tabel 3.11 Spesifikasi *expander*

Nama Alat	<i>Expander</i>
Kode	EX-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran PA-01/02 sebelum diumpankan ke CD-02
Jenis	<i>Centrifugal Expander</i>
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Suhu Masuk, °C	221
Suhu Keluar, °C	85
Tekanan masuk, atm	10
Tekanan keluar, atm	1
ID pipa, m	0,102
OD pipa, m	0,114
Ai, ft ² /ft	1,054
Daya, HP	5
Harga, \$	7.200

Tabel 3.12 Spesifikasi *expansion valve*

Nama Alat	<i>Expansion Valve</i>
Kode	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran (T-01) dari 4,7 atm ke 1 atm sebelum masuk <i>Cooler</i> (CL-01)
Jenis	<i>Globe Valve</i>
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Suhu, °C	150
Tekanan masuk, atm	4,76
Tekanan keluar, atm	1
ID pipa, m	0,14
OD pipa, m	0,13
Ai, ft ² /ft	1,32
Daya, HP	0,05
Harga, \$	11.808

3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3.13 Spesifikasi *cooler*

Nama Alat	<i>Cooler</i>	
Kode	CL-01	CL-02
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran T-01 dari suhu 150°C menjadi suhu 35°C	Menurunkan temperatur keluaran CD-02 dari suhu 80°C menjadi suhu 30°C
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger 1-2</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger 1-2</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Data Desain		
Suhu masuk, °C	150	80
Suhu Keluar, °C	35	30
Tekanan, atm	1	1
<i>Shell</i>		
Aliran fluida	<i>Cold fluid</i>	<i>Cold fluid</i>
ID, in	37	37
<i>Baffle spacing</i> , in	7,4	7,4
<i>Passes</i>	1	1
ΔP_s , psi	0,022	0,000089
<i>Tube</i>		
Aliran fluida	<i>Hot fluid</i>	<i>Hot fluid</i>
Nt	275	275
L, ft	5	5
OD, in	1,5	1,5
BWG	18	18
A", ft ² /ft	0,393	0,393
Rd	0,00145	0,066
ΔP_t , psi	1,01	0,011
Harga, \$	47.897	18.708

Tabel 3.14 Spesifikasi *heater*

Nama Alat	<i>Heater</i>
Kode	H-01
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran CF-01 menuju MD-01 dari suhu 35°C menjadi 93°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Tipe	<i>Steam</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah <i>hairpins</i> , buah	6
Panjang <i>hairpins</i> , ft	15
<i>Hot Fluid</i>	<i>Annulus, Steam</i>
IPS, in	4
<i>Flow area</i> , in ²	3,14
OD, in	4,5
ID, in	4,026
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	1,18
<i>Cold Fluid</i>	<i>Inner Pipe, Output</i>
IPS, in	3
<i>Flow area</i> , in ²	7,38
OD, in	3,5
ID, in	3,068
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,92
A, ft ²	49,93
Rd	0,0037
Harga, \$	54.664

Tabel 3.15 Spesifikasi *condenser*

Nama Alat	Condenser	
Kode	CD-01	CD-02
Fungsi	Mengondensasi fasa keluaran atas MD-01	Mengondensasi fasa produk keluaran EX-01
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah <i>hairpins</i> , buah	3	2
Panjang <i>hairpins</i> , ft	8	12
Hot Fluid	<i>Annulus</i>	<i>Annulus</i>
IPS, in	3	3
<i>Flow area</i> , in ²	7,38	7,38
OD, in	3,5	3,5
ID, in	3,068	3,068
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,917	0,917
Cold Fluid	<i>Inner Pipe, Cold Water</i>	<i>Inner Pipe, Cold Water</i>
IPS, in	2	2
<i>Flow area</i> , in ²	3,35	3,35
OD, in	2,38	2,38
ID, in	2,067	2,067
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,622	0,622
A, ft ²	17,22	11,48
Rd	0,0013	0,022
Harga, \$	2.388	1.990

Tabel 3.16 Spesifikasi *reboiler*

Nama Alat	<i>Reboiler</i>
Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluaran dari MD-01 sebagai hasil bawah
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah <i>hairpins</i> , buah	4
Panjang <i>hairpins</i> , ft	12
<i>Hot Fluid</i>	<i>Annulus, Steam</i>
IPS, in	2,5
<i>Flow area</i> , in ²	2,63
OD, in	2,88
ID, in	2,469
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,753
<i>Cold Fluid</i>	<i>Inner Pipe, Output</i>
IPS, in	1,5
<i>Flow area</i> , in ²	1,5
OD, in	1,9
ID, in	1,61
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,498
A, ft ²	28,99
Rd	0,03
Harga, \$	19.769

3.7 Neraca Massa

Tabel 3.17 Neraca massa *jaw crusher* (JC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2
C ₆ H ₁₀ O ₅	10.044,19	10.044,19
C ₅ H ₈ O ₄	6.854,42	6.854,42
Lignin	7.282,65	7.282,65
Abu	491,37	491,37
Ekstraktif	2.778,00	2.778,00
H ₂ O	29.702,47	29.702,47
Total	57.153,10	57.153,10

Tabel 3.18 Neraca massa *hammer mill* (HM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 3
C ₆ H ₁₀ O ₅	10.044,19	10.044,19
C ₅ H ₈ O ₄	6.854,42	6.854,42
Lignin	7.282,65	7.282,65
Abu	491,37	491,37
Ekstraktif	2.778,00	2.778,00
H ₂ O	29.702,47	29.702,47
Total	57.153,10	57.153,10

Tabel 3.19 Neraca massa *mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
NaOH	13.725,32		13.725,32
H ₂ O	280,11	70.962,64	71.242,75
Subtotal	14.005,43	709.62,64	84.968,06
Total	84.968,06		84.968,06

Tabel 3.20 Neraca massa tangki delignifikasi (T-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 6	Arus7	Arus 8
C ₆ H ₁₀ O ₅	10.044,19			10.044,19
C ₅ H ₈ O ₄	6.854,42			3.781,04
Lignin	7.282,65			696,08
Abu	491,37			466,20
Ekstraktif	2.778,00			1.088,33
NaOH		13.725,32		4.980,57
<i>Steam</i>			22.582,65	
H ₂ O	29.702,47	71.242,75		44.825,11
Lindi Hitam				98822,29
Sub Total	57.153,10	84.968,06	22.582,65	164.703,81
Total	164.703,81			164.703,81

Tabel 3.21 Neraca massa *rotary drum vacuum filter* (RF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 11	Arus 10
C ₆ H ₁₀ O ₅	10.044,19			10.044,19
C ₅ H ₈ O ₄	3.781,04			3.781,04
Lignin	696,08			696,08
Abu	466,20		466,20	
Ekstraktif	1.088,33		1.088,33	
H ₂ O	44.825,11	27.781,44	71.880,48	726,07
Lindi Hitam	98.822,29		98.822,29	
NaOH	4.980,57		4.980,57	
Sub Total	164.703,81	27.781,44	177.237,87	15.247,38
Total	192.485,25		192.485,25	

Lanjutan Tabel 3.22 Neraca massa reaktor ssf (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
E. Selulase			2.169,54			2.169,54	
E. Hemiselulase			816,70			816,70	
<i>S. cerevisiae</i>				138,25		138,25	
H ₂ SO ₄					2,65	2,65	
Sub Total	15.247,38	13.099,11	2.986,25	138,25	2,70	25.031,88	6.441,80
Total	31.473,68					31.473,68	

Tabel 3.23 Neraca massa *neutralizer* (N-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 16	Arus 18	Arus 19
$C_6H_{10}O_5$	502,21		502,21
$C_5H_8O_4$	567,16		567,16
Lignin	696,08		696,08
$C_6H_{12}O_6$	530,11		530,11
$C_5H_{10}O_5$	547,82		547,82
C_2H_5OH	6.734,61		6.734,61
H_2O	12.326,75	3,51	12.331,23
E. Selulase	2.169,54		2.169,54
E. Hemiselulase	816,70		816,70
<i>S. cerevisiae</i>	138,25		138,25
H_2SO_4	2,65		
NH_4OH		1,89	
$(NH_4)_2SO_4$			3,56
Sub Total	25.031,88	5,40	25.037,28
Total	25.037,28		25.037,28

Tabel 3.24 Neraca massa *centrifuge* (CF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 19	Arus 21	Arus 20
$C_6H_{10}O_5$	502,21	502,21	
$C_5H_8O_4$	567,16	567,16	
Lignin	696,08	696,08	
$C_6H_{12}O_6$	530,11	15,90	514,21
$C_5H_{10}O_5$	547,82	16,43	531,39
C_2H_5OH	6.734,61	202,04	6.532,57
H_2O	12.331,23	369,94	11.961,29
E. Selulase	2.169,54	2.169,54	
E. Hemiselulase	816,70	816,70	
<i>S. cerevisiae</i>	138,25	138,25	
$(NH_4)_2SO_4$	3,56	0,11	3,46
Sub Total	25.037,28	5.494,37	19.542,91
Total	25.037,28	25.037,28	

Tabel 3.25 Neraca massa menara distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 20	Arus 23	Arus 22
$C_6H_{12}O_6$	514,21	514,21	
$C_5H_{10}O_5$	531,39	531,39	
C_2H_5OH	6.532,57	261,30	6.271,27
H_2O	11.961,29	11.482,84	478,45
$(NH_4)_2SO_4$	3,46	3,46	
Sub Total	19.542,91	12.793,19	6.749,72
Total	19.542,91	19.542,91	

Tabel 3.26 Neraca massa *vaporizer* (V-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 22	Arus 26	Arus 24
C_2H_5OH	6.271,27	1.567,82	7.839,08
H_2O	478,45	119,61	598,06
Sub Total	6.749,72	1.687,43	8.437,15
Total	8.437,15		8.437,15

Tabel 3.27 Neraca massa *separator* (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
C ₂ H ₅ OH	7.839,08	6.271,27	1.567,82
H ₂ O	598,06	478,45	119,61
Sub Total	8.437,15	6.749,72	1.687,43
Total	8.437,15	8.437,15	

Tabel 3.28 Neraca massa *pressure swing adsorption* (PA-01/02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 25	Arus 28	Arus 27
C ₂ H ₅ OH	6.271,27	-	6.271,27
H ₂ O	478,45	436,59	41,86
Sub Total	6.749,72	436,59	6.313,13
Total	6.749,72	6.749,72	

Tabel 3.29 Neraca massa total

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	10.044,19	502,21
C ₅ H ₈ O ₄	6.854,42	567,16
Lignin	7.282,65	696,08
Abu	491,37	466,20
Ekstraktif	2.778,00	1.088,33
NaOH		4.980,57
C ₆ H ₁₂ O ₆		530,11
C ₅ H ₁₀ O ₅		547,82
C ₂ H ₅ OH		6.734,61
H ₂ O	141.829,32	84.211,72
E. Selulase	2.169,54	2.169,54
E. Hemiselulase	816,70	816,70
<i>S. cerevisiae</i>	138,25	138,25
H ₂ SO ₄	2,65	
NH ₄ OH	1,89	
(NH ₄) ₂ SO ₄		3,56
CO ₂		6.441,80
Lindi Hitam		98.822,29
<i>Steam</i>	22.582,65	
Total	208.716,96	208.716,96

3.8 Neraca Panas

Tabel 3.30 Neraca panas *jaw crusher* (JC-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2
C ₆ H ₁₀ O ₅	64.493,6	64.493,6
C ₅ H ₈ O ₄	43.777,4	43.777,4
Lignin	48.660,3	48.660,3
Abu	2.063,7	2.063,7
Ekstraktif	16.112,4	16.112,4
H ₂ O	622.904,3	622.904,3
Total	798.011,7	798.011,7

Tabel 3.31 Neraca panas *hammer mill* (HM-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
	Arus 2	Arus 3
C ₆ H ₁₀ O ₅	64.493,6	64.493,6
C ₅ H ₈ O ₄	43.777,4	43.777,4
Lignin	48.660,3	48.660,3
Abu	2.063,7	2.063,7
Ekstraktif	16.112,4	16.112,4
H ₂ O	622.904,3	622.904,3
Total	798.011,7	798.011,7

Tabel 3.32 Neraca panas *mixer* (M-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)			Q Keluar (kJ/jam)
	Arus 4	Arus 5	ΔH_{sol}	Arus 6
NaOH	235.468,5			3.257.293,2
H ₂ O	19.980	5.061.727,8		16.907.332,5
ΔH_{sol}			14.847.449,4	
Subtotal	255.448,5	5.061.727,8	14.847.449,4	20.164.625,7
Total	20.164.625,7			20.164.625,7

Tabel 3.33 Neraca panas tangki delignifikasi (T-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)			Q Keluar (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₀ O ₅	64.493,6			1.612.340,1
C ₅ H ₈ O ₄	43.777,4			603.713,0
Lignin	48.660,3			116.275,0
Abu	2.063,7			48.950,9
Ekstraktif	16.112,4			157.808,5
NaOH		1.460.410,9		1.352.927,0
<i>Steam</i>			47.718.546,8	
H ₂ O	622.904,3	14.555.136,8		23.581.733,9
Lindi Hitam				37.058.357,7
Sub Total	798.011,7	16.015.547,7	47.718.546,8	64.532.106,2
Total	64.532.106,2			64.532.106,2

Tabel 3.34 Neraca panas *rotary drum vacuum filter* (RF-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 11	Arus 10
C ₆ H ₁₀ O ₅	128.987,2			128.987,2
C ₅ H ₈ O ₄	48.297,0			48.297,0
Lignin	9.302,0			9.302,0
Abu	3.916,1		3.916,1	
Ekstraktif	12.624,7		12.624,7	
H ₂ O	1.878.821,6	1.164.444,7	3.012.833,6	30.432,7
Lindi Hitam	2.964.668,6		2.964.668,6	
NaOH	108.461,8		108.461,8	
Sub Total	5.155.079,0	1.164.444,7	6.102.504,8	217.018,9
Total	6.319.523,7		6.319.523,7	

Tabel 3.35 Neraca panas reaktor ssf (R-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)						Q Keluar (kJ/jam)		
	Arus 10	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	ΔHR	Arus 16	Arus 17	Air Pendingin
C ₆ H ₁₀ O ₅	128.987,2						6.449,4		
C ₅ H ₈ O ₄	48.297,0						7.244,6		
Lignin	9.302,0						9.302,0		
C ₆ H ₁₂ O ₆							6.967,4		
C ₅ H ₁₀ O ₅							7.200,2		
C ₂ H ₅ OH							158.129,1		
H ₂ O	30.432,7	549.042,3			2,3		516.669,4		
CO ₂								56.477,6	

Lanjutan Tabel 3.35 Neraca panas reaktor ssf (R-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)						Q Keluar (kJ/jam)		
	Arus 10	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Δ HR	Arus 16	Arus 17	Air Pendingin
E. Selulase			26.251,5				26.251,5		
E. Hemiselulase			9.980,1				9.980,1		
<i>S. cerevisiae</i>				1.670,1			1.670,1		
H ₂ SO ₄					38,0		38,0		
Δ HR						14.533.129,8			
Air Pendingin									14.530.753,8
Sub Total	217.018,9	549.042,3	36.231,6	1.670,1	40,2	14.533.129,8	749.901,7	56.477,6	14.530.753,8
Total	15.337.133,0						15.337.133,0		

Tabel 3.36 Neraca panas *neutralizer* (N-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)			Q Keluar (kJ/jam)	
	Arus 16	Arus 18	Δ HR	Arus 19	Air Pendingin
C ₆ H ₁₀ O ₅	6.449,36			6.449,36	
C ₅ H ₈ O ₄	7.244,56			7.244,56	
Lignin	9.302,00			9.302,00	
C ₆ H ₁₂ O ₆	6.967,41			6.967,41	
C ₅ H ₁₀ O ₅	7.200,19			7.200,19	
C ₂ H ₅ OH	158.129,10			158.129,10	
H ₂ O	516.669,38	147,09		516.857,21	
E. Selulase	26.251,49			26.251,49	
E. Hemiselulase	9.980,13			9.980,13	
<i>S. cerevisiae</i>	1.670,09			1.670,09	
H ₂ SO ₄	37,98				
NH ₄ OH		37,77			
(NH ₄) ₂ SO ₄				44,27	
Δ HR			5.383,05		
Air Pendingin					5.373,8
Sub Total	749.901,69	184,87	5.383,05	750.095,81	5.373,8
Total	755.469,61			755.469,61	

Tabel 3.37 Neraca panas *centrifuge* (CF-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)	
	Arus 19	Arus 21	Arus 20
C ₆ H ₁₀ O ₅	6.449,4	6.449,4	
C ₅ H ₈ O ₄	7.244,6	7.244,6	
Lignin	9.302,0	9.302,0	
C ₆ H ₁₂ O ₆	6.967,4	209,0	6.758,4
C ₅ H ₁₀ O ₅	7.200,2	216,0	6.984,2
C ₂ H ₅ OH	158.129,1	4.743,9	153.385,2
H ₂ O	516.857,2	15.505,7	501.351,5
E. Selulase	26.251,5	26.251,5	
E. Hemiselulase	9.980,1	9.980,1	
<i>S. cerevisiae</i>	1.670,1	1.670,1	
(NH ₄) ₂ SO ₄	44,3	1,3	42,9
Sub Total	750.095,8	81.573,6	668.522,2
Total	750.095,8	750.095,8	

Tabel 3.38 Neraca panas menara distilasi (MD-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)		Q Keluar (kJ/jam)		
	Arus 20	Qreboiler	Arus 23	Arus 22	Qcondenser
C ₆ H ₁₂ O ₆	52.429,00		48.660,40		
C ₅ H ₁₀ O ₅	53.037,75		50.286,15		
C ₂ H ₅ OH	1.083.513,82		47.514,32	879.572,71	
H ₂ O	3.398.890,93		3.455.394,42	115.943,32	
(NH ₄) ₂ SO ₄	439,22		416,47		
Qcondenser					2.633.171,04
Qreboiler		2.642.648,11			
Sub Total	4.588.310,71	2.642.648,11	3.602.271,758	995.516,02	2.633.171,04
Total	7.230.958,82		7.230.958,82		

Tabel 3.39 Neraca panas vaporizer (V-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)			Q Keluar (kg/jam)	
	Arus 22	Arus 26	Steam	Arus 24	ΔH_{vap}
C ₂ H ₅ OH	833.417,7	208.354,4		794.902,054	
H ₂ O	109.947,4	27.486,86		83.765,32007	
Steam			6.140.886,442		
ΔH_{vap}					6.441.425,55
Sub Total	943.365,2	235.841,3	6.140.886,442	878.667,374	6.441.425,552
Total	7.320.092,926			7.320.092,926	

Tabel 3.40 Neraca panas *separator* (SP-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)	
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
C ₂ H ₅ OH	794.902,05	566.796,52	228.105,53
H ₂ O	83.765,32	53.779,71	29.985,61
Sub Total	878.667,37	258.091,14	620.576,23
Total	878.667,37	878.667,37	

Tabel 3.41 Neraca panas *pressure swing adsorption* (PA-01/02)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)	
	Arus 25	Arus 28	Arus 27
C ₂ H ₅ OH	566.796,52		566.796,52
H ₂ O	53.779,71	49.073,99	4.705,72
Sub Total	620.576,23	49.073,99	571.502,25
Total	620.576,23	620.576,23	

Tabel 3.42 Neraca panas total

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
$C_6H_{10}O_5$	64.493,6	19.348,08
$C_5H_8O_4$	43.777,44	21.733,67
Lignin	48.660,26	27.906,01
Abu	2.063,7	3.916,08
Ekstraktif	16.112,42	12.624,68
NaOH	235.468,54	3.365.755
$C_6H_{12}O_6$		69.562,63
$C_5H_{10}O_5$		71.886,73
C_2H_5OH		3.010.043,02
H_2O	7.418.248,46	84.211,72
E. Selulase	26.251,5	26.251,5
E. Hemiselulase	9.980,13	9.980,13
<i>S. cerevisiae</i>	1.670,1	1.670,1
H_2SO_4	37,98	
NH_4OH	37,77	
$(NH_4)_2SO_4$		505,01
CO_2		56.477,56
Lindi Hitam		2.964.668,613
<i>Steam</i>	47.718.546,79	
ΔH_{sol}	14.847.449,4	
ΔHR	14.538.512,89	

Lanjutan Tabel 3.42 Neraca panas total

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
ΔH_{vap}		6.441.425,552
<i>Cooling Water</i>		28.413.026,19
<i>Chilled Water</i>		14.536.127,57
<i>Qreboiler</i>	2.642.648,1	
<i>Qkondensat</i>		2.633.171,04
Total	87.613.959,1	87.613.959,1

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik menjadi salah satu aspek penting dalam keberlangsungan suatu industri. Sebuah pabrik yang berdiri dengan lokasi yang strategis dapat memberikan pengaruh signifikan terhadap aspek teknik ataupun aspek ekonomi. Contohnya adalah terjaminnya biaya ekonomi dan biaya transportasi yang dapat diminimalisasi. Pada dasarnya, ada dua faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pendirian pabrik, yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Faktor primer dalam penentuan lokasi pabrik adalah penyediaan bahan baku, pemasaran produk, utilitas, transportasi, dan tenaga kerja. Sedangkan, faktor sekundernya adalah kondisi iklim/keadaan geografis, perluasan area unit, peraturan pemerintah, dan kondisi masyarakat.



Gambar 4.1 Peta lokasi rencana pendirian pabrik

Berdasarkan faktor-faktor yang disebutkan di atas, lokasi pabrik etanol dari limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini

direncanakan untuk berdiri di Desa Bintang Ninggi I, Kecamatan Muara Teweh, Kabupaten Barito Utara, Provinsi Kalimantan Tengah, Indonesia.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi

Faktor-faktor primer yang telah disebutkan di atas merupakan faktor yang berpengaruh langsung terhadap tujuan utama pendirian pabrik, yaitu produksi dan distribusi produk. Faktor-faktor tersebut, di antaranya:

a. Penyediaan bahan baku

Bahan baku merupakan aspek penting bagi suatu pabrik. Selain mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, suatu pabrik juga harus mempertimbangkan lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku supaya lebih menguntungkan secara ekonomis. Dalam pembuatan etanol (C_2H_5OH), bahan baku utama yang digunakan adalah limbah TKKS. Kalimantan Tengah menjadi salah satu penyedia kelapa sawit terbesar di Indonesia. Lalu, Barito Utara memiliki banyak perusahaan yang mengelola dan menyediakan TKKS, seperti PT Muara Teweh Agro Jaya Utama (MAJU). Maka dari itu, akses untuk penyediaan bahan baku sangat memadai dan jaraknya juga tidak jauh.

b. Pemasaran produk

Kelayakan proses sangat dipengaruhi oleh pemasaran suatu produk. Pemasaran yang strategis dan baik tentu akan menghasilkan keuntungan ekonomis yang dapat menjamin keberlangsungan suatu pabrik. Etanol (C_2H_5OH) menjadi suatu kebutuhan yang terus meningkat tiap tahunnya, khususnya untuk kebutuhan bahan bakar minyak. Hal ini disebabkan karena hampir seluruh masyarakat membutuhkan bahan bakar untuk kehidupan sehari-harinya. Dengan berdirinya

pabrik ini, harapannya adalah kebutuhan masyarakat dapat terpenuhi. Dari segi lokasi juga distribusi produk juga memadai karena lokasinya dekat dengan Bandara Haji Muhammad Sidik, Pelabuhan Muara Teweh, dan jalur darat yang juga mendukung proses distribusi.

c. Utilitas

Utilitas memiliki peran yang penting dalam berdirinya sebuah pabrik. Hal ini disebabkan oleh unit utilitas sendiri yang meliputi kebutuhan air dan listrik. Air menjadi salah satu aspek penting yang dibutuhkan oleh suatu pabrik karena berperan dalam proses sebagai media pendingin, sanitasi, *steam*, dan kebutuhan-kebutuhan lainnya. Dalam hal ini, kebutuhan air dapat terpenuhi karena letaknya yang dekat dengan sungai, yaitu Sungai Barito.

Selanjutnya, aspek penting dalam berdirinya pabrik adalah ketersediaan listrik. Dalam hal ini, kebutuhan listrik akan ditunjang oleh Perusahaan Listrik Nasional (PLN). Lalu, pabrik juga harus menyediakan *generator* pembangkit listrik berbahan bakar solar untuk menjamin keberlangsungan operasional pabrik. Solar ini disediakan dari PT Pertamina.

d. Transportasi

Dalam penentuan letak berdirinya suatu pabrik, aspek penting yang harus dapat dipertimbangkan adalah akses transportasi supaya dapat menunjang penyediaan bahan baku dan juga penjualan produk. Pada lokasi yang menjadi perencanaan berdirinya pabrik ini, akses transportasi cukup memadai karena tiga jalur transportasi dapat terpenuhi, seperti transportasi jalur darat, udara, dan air. Maka dari itu, pemilihan lokasi ini tergolong strategis.

e. Tenaga kerja

Salah satu hal penting pada berdirinya suatu pabrik/perusahaan adalah sumber daya manusia atau dalam hal ini tenaga kerja. Tenaga kerja yang dimaksud meliputi tenaga kerja kasar atau pun tenaga kerja terdidik yang memiliki kualifikasi dan spesialisasi tertentu. Tenaga kerja terdidik yang dibutuhkan sebagian besar berasal dari pendidikan kejuruan atau menengah dan sarjana. Dalam pemenuhan aspek ini, tentu diperlukan sistem perekrutan yang sesuai sehingga dapat memenuhi kebutuhan suatu pabrik. Selain itu, lokasi menjadi aspek penting dalam mendapatkan tenaga kerja. Artinya, pabrik yang berdiri harus berada pada lokasi yang terjangkau dan mudah secara akses.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi

Faktor-faktor sekunder yang telah disebutkan di atas merupakan faktor penunjang yang juga berpengaruh terhadap tujuan pendirian pabrik. Faktor-faktor tersebut, di antaranya:

a. Kondisi Iklim dan Keadaan Geografis

Barito Utara yang menjadi lokasi yang dipilih dalam pendirian pabrik memiliki kondisi iklim tropis basah dengan suhu yang stabil sepanjang tahun yaitu berkisar antara 20-35 °C. Bencana alam juga jarang terjadi sehingga tergolong aman untuk berdirinya sebuah pabrik.

b. Perluasan Area Unit

Perluasan pabrik juga harus menjadi pertimbangan dalam pendirian suatu pabrik. Barito Utara sebagai lokasi yang dipilih memiliki banyak lahan kosong dan juga bukan merupakan daerah metropolitan. Maka dari itu, lokasi ini cocok untuk

dilakukan perluasan area unit.

c. Peraturan Pemerintah

Berdasarkan Surat Keputusan Gubernur Kalimantan Tengah Nomor 188.44/578/2024 tentang Upah Minimum Kabupaten/Kota dan Upah Minimum Sektoral Kabupaten/Kota Tahun 2025, Upah Minimum Kabupaten Barito Utara adalah Rp 3.900.362,00 (SK Gubernur, 2024). Hal ini didasari juga oleh Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Republik Indonesia Nomor 16/2024 tentang Penetapan Upah Minimum Tahun 2025. Ditinjau dari aspek ini, pabrik yang berdiri masih menguntungkan secara ekonomis (Kementerian, 2024).

Dalam aspek lain, pemerintah daerah juga mendukung pengembangan pada sektor industri. Hal ini dimuat di dalam Rencana Pembangunan Jangka Menengah Daerah (RPJMD) Kabupaten Barito Utara Tahun 2018-2023 (Pemerintah Daerah, 2018). Lalu, aturan zonasi yang juga memberikan ruang/ kawasan industri pada Peraturan Daerah Nomor 3 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Tahun 2019 menjadi salah satu faktor pendukung berdirinya suatu pabrik (Peraturan Daerah, 2019).

d. Kondisi Masyarakat

Ditinjau dari kondisi masyarakat, pendirian pabrik di Barito Utara diperkirakan akan mendapat dukungan. Hal ini disebabkan karena bertambahnya lapangan pekerjaan sehingga akan menguntungkan secara ekonomi. Adapun potensi bisnis yang menguntungkan bagi masyarakat juga tinggi, seperti bisnis sewa kos/kontrakan, kuliner, dan cuci baju untuk karyawan di sekitar pabrik. Di sisi lain,

pabrik yang didirikan juga tidak akan mengganggu aktivitas, keamanan, serta keselamatan masyarakat setempat.

4.2 Tata Letak Pabrik

Salah satu aspek penting selain daripada penentuan lokasi pendirian pabrik adalah tata letak pabrik. Penyebabnya adalah aspek ini berkaitan dengan keselamatan kerja dan kelancaran proses produksi. Tata letak pabrik merupakan pengorganisasian atau penyusunan fasilitas-fasilitas pabrik, seperti alat, material, manusia, dan energi dengan tujuan optimalisasi penggunaannya supaya tujuan pabrik dapat tercapai secara sistematis, terukur, efektif, efisien, ekonomis, dan aman. Suatu pabrik yang ditata dengan baik dapat menghasilkan pengelolaan lahan yang efisien serta dapat membentuk lingkungan pekerjaan yang nyaman bagi karyawannya. Artinya, dalam perencanaan suatu pabrik, fasilitas-fasilitas pabrik tadi harus dipertimbangkan yang salah satunya adalah pengelolaan proses yang berbahaya harus diletakkan pada posisi dan jarak yang aman.

Aspek lain yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah luas area pabrik. Perencanaan tata letak pabrik dalam konteks luas area ini berkaitan dengan perluasan area pada masa mendatang. Maka dari itu, pertimbangan ini menjadi salah satu aspek penting dalam tata letak pabrik. Adapun berbagai hal yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik supaya didapatkan kondisi yang optimal adalah sebagai berikut.

1. Pertimbangan aspek perluasan area pabrik harus dilakukan dari awal supaya kebutuhan lahan pada masa mendatang dapat tercukupi,
2. Pertimbangan faktor keamanan dalam perencanaan tata letak pabrik harus

dilakukan supaya kondisi, seperti ledakan, kebocoran gas beracun, dan kebakaran dapat diatasi dengan cepat dan tepat,

3. Pemasangan alat-alat pengaman, seperti *hydrant*, alat penahan ledakan, alat sensor, dan penampung air yang cukup untuk bahan-bahan berbahaya di sekitaran area pabrik,
4. Kondisi iklim dan geografis yang dapat menjadi pertimbangan konstruksi pabrik secara luar ruangan (*outdoor*) agar lebih menguntungkan secara ekonomis,
5. Penyusunan sarana-sarana pabrik yang efektif dan efisien supaya lahan yang tersedia dapat dimanfaatkan dengan optimal,
6. Pertimbangan instalasi unit utilitas, seperti *steam*, air, listrik, dan alat-alat utilitas lainnya dapat menunjang proses produksi dan perkantoran yang lebih baik,
7. Pabrik harus mempertimbangkan akan keberlanjutan lingkungan sehingga perlu untuk mengolah limbah dengan baik supaya secara social, masyarakat tetap merasa aman dan nyaman,
8. Pertimbangan jarak pada pemasangan dalam unit proses harus dilakukan, seperti jarak 30 meter untuk unit proses normal dan jarak lebih dari 30 meter untuk proses yang berbahaya,
9. Kantor administrasi atau bagian yang relatif banyak pekerja ditempatkan pada jarak aman dari area proses yang berbahaya,
10. Penempatan ruang kontrol yang dekat dari unit proses supaya mempermudah pengendalian prosesnya, tetapi ruang kontrol harus ditempatkan pada jarak

aman dari area proses yang berbahaya.

Tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian yang secara garis besarnya adalah sebagai berikut.

a. Daerah proses

Daerah ini adalah tempat berlangsungnya proses produksi. Pada daerah ini, alat-alat proses dan pengendalian proses ditempatkan di sini. Letak dari daerah proses biasanya berada di belakang kantor atau daerah administrasi.

b. Daerah administrasi atau perkantoran

Daerah ini menjadi tempat kegiatan administrasi perusahaan yang bertujuan untuk mengelola dan mengatur kelancaran operasi.

c. Daerah laboratorium dan ruang kontrol

Kegiatan pengendalian proses terpusat pada daerah ini karena mencakup kuantitas dan kualitas bahan yang nantinya akan diproses, pengolahan limbah, serta produk yang nantinya akan dijual.

d. Daerah fasilitas umum

Daerah ini menjadi sebuah fasilitas yang menunjang kepentingan dan kenyamanan karyawan.

e. Daerah pemeliharaan

Daerah ini menjadi tempat untuk melakukan perbaikan dan pemeliharaan alat-alat proses yang digunakan. Daerah ini juga menjadi lokasi penyimpanan suku cadang.

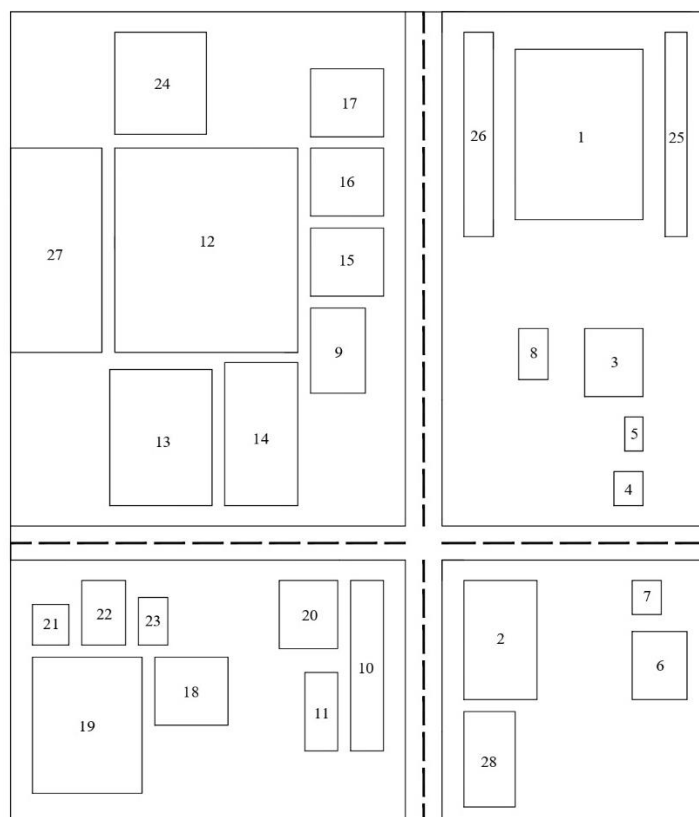
f. Daerah utilitas

Daerah ini menjadi salah satu penunjang penting kebutuhan pabrik karena unit utilitas, seperti air, *steam*, dan listrik adalah kebutuhan yang tidak hanya dibutuhkan oleh unit proses, melainkan keseluruhan bangunan pabrik.

g. Daerah pengolahan limbah

Daerah ini sangat penting untuk menjaga keberlangsungan lingkungan agar potensi kerusakan akibat limbah pabrik dapat diminimalisasi. Selain itu, dengan adanya pengolahan limbah yang baik, masyarakat sekitar tidak akan terganggu oleh limbah yang dihasilkan.

Pendirian pabrik etanol ini rencananya akan dibangun dengan luas tanah 21.249,2 m². Tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.2 sebagai berikut.



Gambar 4.2 Tata letak pabrik etanol (skala 1:1000)

Tabel 4.1 Rincian area bangunan pabrik

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Kantor	50	35	1.750
2	Gedung Serbaguna	35	20	700
3	Masjid	20	16	320
4	Kantin	10	8	80
5	Koperasi	10	5	50
6	Area Parkir Utama	20	15	300
7	Pos Satpam 1	10	8	80
8	Poliklinik	15	8	120
9	Gudang	25	15	375
10	<i>Area Loading Space 1</i>	50	6	300
11	<i>Area Loading Space 2</i>	23	9	207
12	Area Proses	50	20	1.000
13	Area Penyimpanan Bahan	40	28	1.120
14	Area Penyimpanan Produk	42	20	840
15	Ruang Alat	20	20	400
16	Laboratorium	20	20	400
17	Ruang <i>Control Process</i>	20	20	400
18	Ruang <i>Control utilitas</i>	20	20	400

Lanjutan Tabel 4.1 Rincian area bangunan pabrik

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
19	Area Utilitas	40	30	1.200
20	Area Parkir Truk	20	16	320
21	Ruang Listrik	12	10	120
22	Bengkel	19	12	228
23	Area Pemadam Kebakaran	14	8	112
24	UPL	30	25	750
25	Halaman Depan Kantor	60	6	360
26	Halaman Belakang Kantor	60	8	480
27	Perluasan Pabrik	50	25	1.250
28	Taman	28	14	392
Luas Bangunan				10.952
Luas Tanah				21.249,2
Total		813	447	32.201,2

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Aspek lain yang perlu diperhatikan selain tata letak pabrik adalah tata letak mesin/alat proses. Tata letak mesin atau alat proses adalah penyusunan atau pengorganisasian fasilitas pabrik berupa alat-alat proses agar tercipta kondisi yang optimal. Artinya, tujuan optimalisasi adalah supaya tujuan pabrik dapat tercapai secara sistematis, terukur, efektif, efisien, ekonomis, dan aman.

Adapun berbagai macam hal yang perlu menjadi pertimbangan dalam penyusunan tata letak mesin, di antaranya.

a. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk menjadi aspek yang harus diatur dengan baik. Tujuannya adalah untuk kelancaran, efisiensi proses, serta keuntungan ekonomis pabrik. Tujuan lainnya adalah minimalisasi potensi gangguan proses produksi.

b. Aliran udara

Aliran udara, seperti arah angin dan sirkulasi angin adalah salah satu aspek yang perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menjaga aliran udara yang tidak stagnan. Jika aliran udara tidak diatur dengan baik, penyebabnya adalah stagnasi aliran udara yang dapat menciptakan kondisi bahan kimia berbahaya yang terakumulasi sehingga berpotensi membahayakan keselamatan karyawan.

c. Pencahayaan

Lokasi pabrik, khususnya proses produksi perlu dipasangkan penerangan yang memadai. Hal ini dapat mencegah potensi bahaya yang terjadi pada proses produksi.

d. Lalu lintas (mobilitas) manusia dan kendaraan

Pengaturan tata letak alat proses perlu juga untuk mempertimbangkan lalu lintas kendaraan dan manusia. Hal ini berkaitan dengan mobilitas pada area pabrik supaya karyawan dapat menjangkau seluruh alat proses dengan efektif, efisien, dan aman. Hal ini juga berguna untuk penanganan pada alat proses produksi jika mengalami gangguan atau kerusakan.

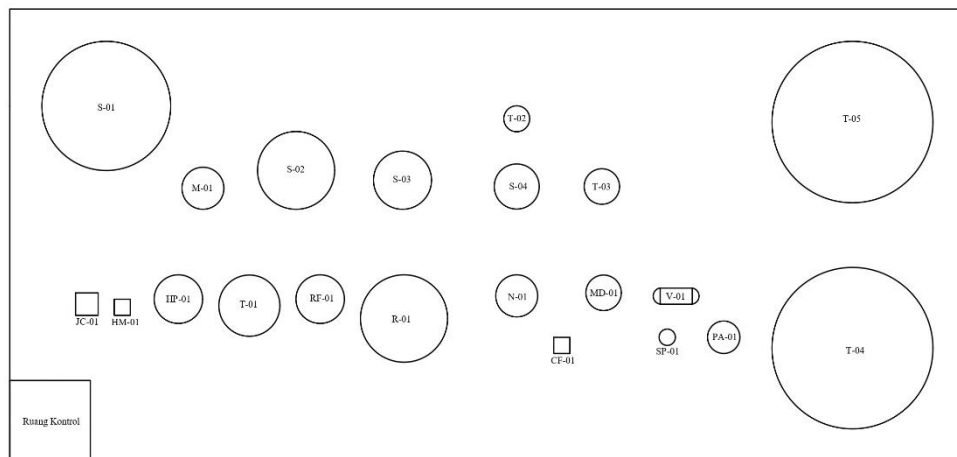
e. Jarak antar-alat proses

Pada pemasangan alat proses, jarak antar-alat harus dipertimbangkan. Alat-alat yang berisiko tinggi, seperti tangki bertekanan tinggi harus dipasang dengan jarak yang lebih jauh dari alat proses lainnya. Tujuannya adalah keamanan dan keselamatan supaya dapat menghindari potensi ledakan dan kebakaran yang tidak akan berdampak kepada alat proses lainnya.

f. Ekonomi

Pemasangan alat-alat proses harus dapat meminimalisasi biaya operasi supaya dapat menguntungkan secara ekonomi. Tentunya, pengaturan ini juga tetap mempertimbangkan keamanan dan kelancaran proses.

Tata letak mesin atau tata letak alat-alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.3 sebagai berikut.



Gambar 4.3 Tata letak mesin/alat proses pabrik (skala 1:2000)

Keterangan:

1. CF-01 = *Centrifuge*
2. HM-01 = *Hammer Mill*
3. HP-01 = *Hopper*

4. JC-01 = *Jaw Crusher*
5. M-01 = *Mixer*
6. MD-01 = Menara Distilasi
7. N-01 = *Neutralizer*
8. PA-01 = *Pressure Swing Adsorption*
9. R-01 = Reaktor SSF
10. RF-01 = *Rotary Drum Vacuum Filter*
11. S-01 = Silo NaOH
12. S-02 = Silo Enzim Selulase
13. S-03 = Silo Enzim Hemiselulase
14. S-04 = Silo *Yeast Saccharomyces cerevisiae*
15. SP-01 = *Separator*
16. T-01 = Tangki Delignifikasi
17. T-02 = Tangki H₂SO₄
18. T-03 = Tangki NH₄OH
19. T-04 = Tangki Penyimpanan Produk
20. T-05 = Tangki Penyimpanan Produk Samping
21. V-01 = *Vaporizer*

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik etanol yang nantinya akan didirikan ini rencananya berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas atau *Naamloze Vennootschap* dalam bahasa Belanda merupakan salah satu badan usaha untuk menjalankan usaha yang

modalnya adalah saham-saham. Pada Perseroan Terbatas (PT), kekayaan perusahaan tidak digabung dengan kekayaan pribadi atau pemilik perusahaan. Pada konteks saham, tiap sekutu dapat mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Lalu, pemegang saham hanya memiliki tanggung jawab untuk memberikan penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Pemilihan PT sebagai bentuk perusahaan ini adalah karena berbagai faktor, yaitu:

- a. Modal yang lebih mudah didapatkan, yaitu melalui penjualan saham perusahaan,
- b. Pemegang saham memiliki keterbatasan tanggung jawab sehingga kelancaran produksi hanya diatur oleh pimpinan perusahaan,
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan bersifat terpisah satu sama lain,
- d. Lebih terjaminnya keberlangsungan jalannya perusahaan karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi serta staf karyawan perusahaan,
- e. Manajemen yang lebih efisien,
- f. Lapangan usaha yang lebih luas, dan
- g. Pergerakan di pasar global lebih mudah.

4.4.2 Struktur Organisasi

Organisasi adalah kesatuan individu-individu yang ingin mencapai suatu visi dan tujuan bersama, serta terkoordinasi secara sadar. Definisi tersebut memiliki makna bahwa sekumpulan orang saja tidak dapat disebut sebagai organisasi karena belum tentu memiliki kesamaan tujuan dan juga tidak terkoordinasi secara sadar.

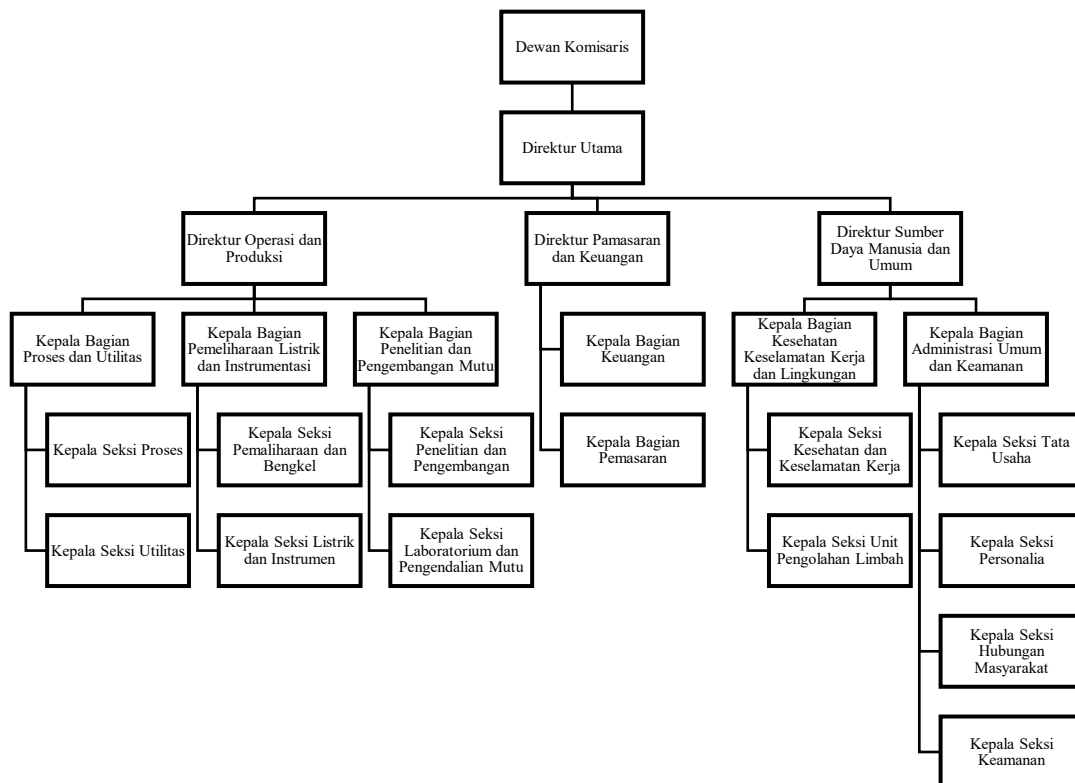
Organisasi menjadi suatu hal yang penting bagi manusia karena sejatinya dapat memudahkan pekerjaan yang sulit dikerjakan sendiri atau memudahkan pencapaian suatu tujuan masing-masing individu. Maka dari itu, dapat pula bahwa organisasi adalah kesatuan sosial (Soeharso & Tripomo, 2021).

Dalam konteks perusahaan, salah satu unsur pada manajemen organisasi adalah dengan dibentuknya struktur organisasi. Struktur organisasi memiliki fungsi sebagai gambaran pembagian tugas dan tanggung jawab, serta hubungannya dengan bagian lain supaya lebih sistematis. Struktur organisasi pada suatu perusahaan memiliki bentuk yang bermacam-macam, tergantung dari kebutuhan perusahaannya itu sendiri. Adapun struktur pimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang Saham,
- b. Dewan Komisaris,
- c. Direktur Utama,
- d. Direktur,
- e. Kepala Bagian,
- f. Kepala Seksi, dan
- g. Operator dan Karyawan.

Masing-masing jabatan memiliki tugas, fungsi, dan wewenang yang berbeda-beda. Jabatan yang lebih tinggi tentunya memiliki tugas dan tanggung jawab yang lebih besar. Dalam konteks ini, tugas dan tanggung jawab dimiliki oleh Dewan Komisaris. Namun, kekuasaan tertinggi dimiliki oleh Pemegang Saham karena sebagai pemilik perusahaan. Secara tugas, Dewan Komisaris memegang tugas

sehari-hari, lalu tugas penjalanan perusahaan dilakukan oleh Direktur yang dibantu oleh Kepala Bagian. Adapun struktur organisasi dapat dilihat pada Gambar 4.4 sebagai berikut.



Gambar 4.4 Struktur organisasi pabrik

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, masing-masing jabatan memiliki pembagiannya yang dirincikan sebagai berikut.

a. Pemegang Saham

Pemegang Saham atau Pemilik Perusahaan adalah orang-orang yang memiliki dana, memberikan tugas kepada seseorang atau perusahaan yang memiliki keahlian dan pengalaman dalam pelaksanaan pekerjaan agar hasil proyek sesuai sasaran & tujuan yang ditetapkan. Pemegang saham akan mengumpulkan modal

untuk jalannya operasional perusahaan yang didirikan sehingga secara struktur dalam PT, Pemegang Saham adalah yang tertinggi. Adapun struktur kekuasaan tertinggi pada PT adalah rapat umum pemegang saham karena di dalamnya dapat mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, Direktur, dan dapat mengesahkan hasil usaha dan kalkulasi untung rugi tahunan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah orang yang bertanggung jawab sebagai pelaksana dari Pemegang Saham. Tugasnya adalah mengawasi jalannya perusahaan yang dibuat oleh Direksi serta menilai rencana Direksi dalam operasional perusahaan. Dewan Komisaris juga turut menjadi penasihat Direktur Utama untuk kebutuhan dan kepentingan perusahaan.

c. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pimpinan tertinggi perusahaan dan memiliki tanggung jawab langsung terhadap Dewan Komisaris. Tugasnya adalah membuat perencanaan, pengorganisasian, dan pembuat arah kebijakan untuk kepentingan dan kelancaran perusahaan. Bentuk perencanaan dan kebijakan yang dibuat ini lah yang harus dapat dipertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris.

d. Direktur

Direktur memiliki tugas yang tidak jauh secara esensial dengan Direktur Utama, yaitu mengelola jalannya perusahaan. Perbedaannya adalah Direktur bertindak sebagai pelaksana arah gerak kebijakan yang telah disusun oleh Direktur Utama. Maka dari itu, dalam struktur organisasi, Direktur dibagi lagi sesuai dengan tugasnya. Berikut adalah tugas dari masing-masing Direktur.

Tabel 4.2 Tugas masing-masing direktur

Jabatan	Tugas
Direktur Operasi dan Produksi	Memimpin dan mengelola pelaksanaan kegiatan pabrik yang berkaitan dengan bagian produksi dan operasi
Direktur Pemasaran dan Keuangan	Memimpin dan mengelola keuangan pabrik, serta mengelola strategi bisnis dan pemasarannya
Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	Memimpin dan mengelola kebutuhan administrasi, personalia, hubungan masyarakat, keamanan, dan keselamatan kerja

e. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tugas untuk mengelola, mengoordinasi, dan dapat membuat perencanaan strategis operasional pabrik yang menjadi derivasi dari kebijakan yang telah dibuat. Kepala bagian juga harus membuat laporan kinerja karyawan dalam perusahaan tersebut. Fokusnya adalah rencana dan kebijakan dari atas dapat sesuai target yang diinginkan. Berikut adalah tugas dari masing-masing Kepala Bagian.

Tabel 4.3 Tugas masing-masing kepala bagian

Jabatan	Tugas
Kepala Bagian Proses dan Utilitas	Mengoordinasi kegiatan pabrik yang berkaitan dengan proses produksi, penyediaan bahan baku, dan utilitas pabrik
Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	Mengoordinasi pelaksanaan kegiatan pabrik yang berkaitan dengan pemeliharaan, penyediaan listrik dan instrumentasi
Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan Mutu	Mengoordinasi kegiatan pabrik yang berkaitan dengan pengendalian proses, pengendalian mutu bahan dan produk, atau berkaitan dengan kuantitas dan kualitas bahan dan produk
Kepala Bagian Keuangan	Mengoordinasi kegiatan keuangan, seperti inventarisasi data keuangan, pencatatan keuangan, dan pembukuan keuangan perusahaan
Kepala Bagian Pemasaran	Mengoordinasi jalannya kegiatan strategi bisnis dan pemasaran produk

Lanjutan Tabel 4.3 Tugas masing-masing kepala bagian

Jabatan	Tugas
Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan	Mengoordinasi pengelolaan yang berhubungan dengan keselamatan dan keamanan kerja, seperti pengolahan limbah
Kepala Bagian Administrasi Umum dan Keamanan	Mengoordinasi kebutuhan administratif perusahaan, keamanan perusahaan, hubungan masyarakat, dan sumber daya manusia

f. Kepala Seksi

Kepala Seksi memiliki tugas sebagai pelaksana yang spesifik sesuai dari bidangnya, serta bertanggung jawab kepada Kepala Bagian. Dalam hal ini, Kepala Seksi bertindak sebagai koordinator seksi/bidangnya guna mewujudkan kegiatan perusahaan yang lancar dan sesuai target. Berikut adalah tugas dari masing-masing Kepala Seksi.

Tabel 4.4 Tugas masing-masing kepala seksi

Jabatan	Tugas
Kepala Seksi Proses	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan proses produksi
Kepala Seksi Utilitas	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan unit utilitas kebutuhan pabrik
Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan perawatan atau pemeliharaan alat-alat
Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan kelistrikan pabrik dan instrumentasi
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan penelitian dan pengembangan produksi
Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan pengendalian proses dan mutu bahan ataupun produk
Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan kesehatan dan keselamatan kerja perusahaan

Lanjutan Tabel 4.4 Tugas masing-masing kepala seksi

Jabatan	Tugas
Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas dalam pengolahan limbah yang dihasilkan pabrik supaya aman dan minim bahaya
Kepala Seksi Tata Usaha	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan administrasi perusahaan
Kepala Seksi Personalia	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan karyawan baik kinerja maupun hal-hal lainnya
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan hubungan kemasyarakatan (bersifat eksternal)
Kepala Seksi Keamanan	Mengoordinasi dan melaksanakan tugas yang berkaitan dengan keamanan lingkungan perusahaan

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Pada penggolongan jabatan, ada kualifikasi yang menjadi standar sesuai dengan jabatannya. Hal ini supaya dapat memenuhi tujuan perusahaan yang

diharapkan. Jenjang pendidikan dalam masing-masing jabatan adalah berkisar dari lulus SMA/SMK, Diploma D-3/D-4 hingga Sarjana S-1 dan S-2 sebagai standar minimum. Berikut adalah penggolongan jabatan sesuai dengan jenjang pendidikannya.

Tabel 4.5 Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-2
Kepala Seksi	S-1
Dokter	S-2
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/D-4/S-1
Operator	SMK/D-3/D-4/S-1
Supir	SMA/Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SMA/Sederajat
Satpam	SMA/Sederajat

b. Status Karyawan

Ada berbagai hal yang menjadi faktor pemberian gaji pada karyawan. Faktor-faktor tersebut di antaranya adalah status karyawan, kinerja/tanggung jawab, kedudukan, dan keahliannya. Adapun penggolongan karyawan adalah sebagai berikut.

1. Karyawan Tetap, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan sesuai dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan gaji bulanan yang diberikan berdasarkan kepada kedudukan, keahlian, dan masa kerja.
2. Karyawan Harian, yaitu karyawan yang bekerja dan mendapat upah harian. Karyawan harian ini diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi.
3. Karyawan Borongan, yaitu karyawan yang berkerja jika diperlukan saja oleh perusahaan. Gaji yang diberikan bersifat upah Borongan untuk suatu pekerjaan.

c. Sistem Gaji Karyawan

Pemberian gaji karyawan dipengaruhi oleh tingkat pendidikan, status/kedudukan, dan tingkat golongannya. Faktor lain yang juga harus diperhatikan adalah Regulasi Pemerintah yang mengatur Upah Minimum Regional (UMR) ataupun Upah Minimum Kabupaten/Kota (UMK). Semakin tinggi golongan dari karyawan, maka semakin tinggi juga gaji pokok yang diberikan oleh perusahaan. Karyawan dapat naik tingkat golongan sesuai dengan tingkat pendidikan, masa kerja, dan tanggung jawab/prestasinya. Sistem pembagian gaji pada perusahaan ini dibagi menjadi tiga, yaitu gaji bulanan, harian, dan lembur. Berikut adalah rincian gaji dari masing-masing bagian yang tertera pada Tabel 4.6 sebagai berikut.

Tabel 4.6 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
1	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000,00	Rp 600.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
3	Staff ahli	1	Rp 35.000.000,00	Rp 420.000.000,00
4	Sekretaris	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
5	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
6	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp 30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
7	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
8	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
9	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
10	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
11	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
12	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
13	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00

Lanjutan Tabel 4.6 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
14	Ka. Bag. Administrasi Umum dan Keamanan	1	Rp 23.000.000,00	Rp 276.000.000,00
15	Ka. Sek. Proses	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
16	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
17	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
18	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
19	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
20	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
21	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
22	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
23	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
24	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
25	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
26	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
27	Karyawan Proses	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00

Lanjutan Tabel 4.6 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
28	Karyawan Utilitas	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00
29	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00
30	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00
31	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	10	Rp 7.000.000,00	Rp 840.000.000,00
32	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00
33	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00
34	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	8	Rp 7.000.000,00	Rp 672.000.000,00
35	Karyawan Tata Usaha	7	Rp 7.000.000,00	Rp 588.000.000,00
36	Karyawan Personalia	7	Rp 7.000.000,00	Rp 588.000.000,00
37	Karyawan Hubungan Masyarakat	7	Rp 7.000.000,00	Rp 588.000.000,00
38	Karyawan Keamanan	10	Rp 7.000.000,00	Rp 840.000.000,00
39	Operator	29	Rp 10.000.000,00	Rp 3.480.000.000,00
40	Dokter	4	Rp 16.000.000,00	Rp 768.000.000,00
41	Perawat	7	Rp 8.000.000,00	Rp 672.000.000,00
42	Sopir	12	Rp 4.500.000,00	Rp 648.000.000,00

Lanjutan Tabel 4.6 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
43	<i>Cleaning Service</i>	15	Rp 4.500.000,00	Rp 810.000.000,00
44	Satpam	10	Rp 6.000.000,00	Rp 720.000.000,00
Total		200	Rp752.000.000,00	Rp22.674.000.000,00

d. Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik etanol ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan beroperasi selama 24 jam dalam sehari. Sisa hari selain hari libur digunakan untuk perbaikan (*turn around* atau *shut down*). Lalu, pembagian kerja pada pabrik ini dibagi berdasarkan jam kerja karyawan, yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*.

1. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang bertugas untuk menangani proses produksi secara langsung. Lalu, karyawan yang tergolong karyawan *shift* juga bertugas untuk mengatur bagian lain yang berkaitan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Adapun yang tergolong ke dalam karyawan *shift*, di antaranya operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian keamanan, bagian gudang, dan bagian yang harus selalu siap dalam menjaga keamanan, keselamatan, dan kelancaran pabrik. Teknis dari karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 kelompok dengan 3 kelompok yang mendapatkan bagian *shift* dan 1 kelompok yang mendapatkan bagian libur. Pembagian *shift* adalah sebagai berikut.

Shift I = Pukul 08.00-16.00

Shift II = Pukul 16.00-00.00

Shift III = Pukul 00.00-08.00

Adapun rincian pembagiannya adalah sebagai berikut.

Tabel 4.7 Jadwal kerja karyawan *shift*

Kelompok	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	L	III	III	III	L	II	II	II	L	I	I	I
B	II	II	L	I	I	I	L	III	III	III	L	II	II	II	L
C	III	L	II	II	II	L	I	I	I	L	III	III	III	L	II
D	L	III	III	III	L	II	II	II	L	I	I	I	L	III	III
Kelompok	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	L	III	III	III	L	II	II	II	L	I	I	I	L	III	III
B	I	I	I	L	III	III	III	L	II	II	II	L	I	I	I
C	II	II	L	I	I	I	L	III	III	III	L	II	II	II	L
D	III	L	II	II	II	L	I	I	I	L	III	III	III	L	II

Keterangan:

I = *shift* pagi

II = *shift* siang

III = *shift* malam

L = libur

2. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak bertugas secara langsung untuk menangani proses produksi pabrik. Dalam hal ini, karyawan yang termasuk ke dalam karyawan *non-shift* adalah Direktur, Kepala Bagian,

Kepala Seksi, serta bagian administrasi. Berikut adalah pembagian jam kerja karyawan *non-shift*.

Tabel 4.8 Jadwal kerja karyawan *non-shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin-Kamis	08.00-16.00	12.00-13.00
Jumat	08.00-16.30	11.30-13.00

Berdasarkan Tabel di atas, jam kerja pada karyawan *non-shift* adalah selama 8 jam dengan waktu istirahat 1 jam. Hari kerja pada karyawan golongan ini adalah 5 hari. Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar, merupakan hari libur untuk karyawan ini.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas memiliki peran yang penting dalam berdirinya sebuah pabrik. Hal ini disebabkan oleh unit utilitas sendiri yang berperan sebagai sarana penunjang kelancaran proses produksi pabrik. Sarana penunjang yang dimaksud adalah sarana yang dibutuhkan selain bahan baku dan bahan pendukung agar proses produksi dapat berjalan lancar dan sesuai dari keinginan yang telah ditentukan. Jika tidak ada unit utilitas pada pabrik industri kimia, maka proses produksi tidak akan berjalan baik. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik, meliputi:

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 Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

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

5.1.1 Unit Penyedia Air

Dalam pemenuhan kebutuhan air pada suatu pabrik, umumnya air yang digunakan bersumber dari air sungai, air sumur, ataupun air laut sebagai air baku. Air baku ini lah yang pada unit utilitas akan diproses menjadi air bersih. Hal ini disebabkan oleh kandungan air yang berasal dari alam masih banyak mengandung kotoran (*impurities*) yang berpotensi membentuk kerak (*fouling*).

Kandungan *impurities* di dalam air ini terdiri dari *suspended solid* dan *dissolved solid*. *Suspended solid* adalah *impurities* yang tidak terlarut dan diproses pada proses klarifikasi, sedangkan *dissolved solid* adalah *impurities* yang terlarut dan diproses pada proses demineralisasi. Maka dari itu, air baku perlu diolah baik secara fisik maupun kimia.

Air baku yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik etanol ini berasal dari Sungai Barito. Adapun berbagai faktor yang menjadi pertimbangan dalam penggunaan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air bersih adalah sebagai berikut.

1. Air sungai merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas yang relatif tinggi sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan murah dalam pengolahannya dibandingkan dengan pengolahan air laut karena air laut memiliki kandungan mineral dan garam yang perlu dipisahkan.
3. Lokasi sungai dekat dari lokasi pabrik sehingga lebih ekonomis dan relatif mudah dalam penyediaannya.

Pada penggunaannya, air yang diperlukan sebagai utilitas pabrik etanol ini adalah sebagai berikut.

a. Air Domestik (*Domestic Water*)

Air domestik merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, seperti air minum, air toilet, air untuk perumahan, dan kebutuhan lainnya. Maka dari itu, air domestik harus memenuhi persyaratan sebagai berikut.

1. Jernih,
2. Tidak berbau,
3. Tidak beracun,
4. Tidak berasa,
5. Tidak mengandung zat organik dan anorganik.

Kebutuhan air domestik pada pabrik etanol ini adalah berjumlah 70.000 kg/hari atau 2.917 kg/jam. Adapun rinciannya adalah sebagai berikut.

Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik untuk kebutuhan karyawan

Kebutuhan Air (kg/hari)	Jumlah karyawan (orang)	Total Kebutuhan Air (kg/hari)
150	200	30.000

Tabel 5.2 Kebutuhan air domestik untuk kebutuhan perumahan

Kebutuhan Air (kg/hari)	Jumlah rumah (unit)	Jumlah Penghuni (orang)	Total Kebutuhan Air (kg/hari)
400	10	10	40.000

Tabel 5.3 Total kebutuhan air domestik

Sektor	Kebutuhan Air (kg/hari)
Kebutuhan Karyawan	30.000
Kebutuhan Perumahan	40.000
Total	70.000

Berdasarkan Tabel 5.3 di atas, kebutuhan air domestik pada pabrik ini adalah 70.000 kg/hari atau 2.917 kg/jam.

b. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Air layanan umum air yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum, seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid, dan lain-lain. Adapun persyaratan yang harus dipenuhi sebagai air layanan umum adalah sama seperti air domestik. Adapun kebutuhan air layanan umum yang digunakan pada pabrik etanol ini adalah sebagai berikut.

Tabel 5.4 Kebutuhan air layanan umum

Sektor	Kebutuhan Air (kg/hari)
Bengkel	200
Poliklinik	300
Laboratorium	300
Pemadam Kebakaran	5.000
Kantin, Kebun, dan Masjid	5.000
Total	10.800

Berdasarkan Tabel 5.4 di atas, jumlah kebutuhan air layanan umum adalah 10.800 kg/hari atau 450 kg/jam.

c. Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses produksi pabrik. Pada pabrik etanol ini, kebutuhan air proses digunakan pada beberapa alat untuk

keperluan prosesnya. Total kebutuhannya adalah 118.843,18 kg/jam yang dirancang lebih 20% menjadi 134.211,82 kg/jam. Adapun air proses yang digunakan adalah sebagai berikut.

Tabel 5.5 Kebutuhan air proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Mixer</i>	M-01	70.963
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	RF-01	13099
Reaktor SSF	R-01	27.781
Total		111.843
<i>Over Design (20%)</i>		134.212

d. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin (*cooling water*) merupakan air yang digunakan dalam proses produksi sebagai media pendingin. Beberapa faktor yang menjadi kriteria digunakannya air pendingin sebagai media pendingin, antara lain:

1. Air dapat diperoleh dengan mudah dan jumlahnya besar,
2. Pengolahan dan pngaturannya relatif mudah,
3. Daya serap terhadap panas per satuan volume cukup tinggi.
4. Tidak terdekomposisi.

Lalu, berbagai syarat kandungan zat yang tidak boleh terdapat pada air pendingin adalah sebagai berikut.

1. Besi, karena dapat membuat terjadinya korosi,
2. Silika, karena dapat menyebabkan terbentuknya kerak,
3. Oksigen terlarut, karena dapat membuat terjadinya korosi,
4. Minyak, karena dapat mengganggu *film corrosion inhibitor*, menurunkan

koefisien *heat exchanger*, dan membentuk endapan.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik etanol ini terdapat pada Tabel 5.6 sebagai berikut.

Tabel 5.6 Kebutuhan air pendingin (*cooling water*)

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler</i>	CL-01	657.611
	CL-02	36.648
<i>Condenser</i>	CD-01	840
	CD-02	130
<i>Condenser (Chiller Unit)</i>	KU-01	0,53
Total		695.230
<i>Over Design (20%)</i>		834.276

Pada saat berjalannya proses, *cooling water* akan mengalami *blowdown* di dalam Unit *Cooling Tower* sehingga diperlukan air *make up*. Adapun kebutuhan air *make up* pada pabrik ini adalah sebesar 104.285 kg/jam.

e. *Chilled Water*

Chilled water merupakan salah satu jenis air pendingin yang memiliki kegunaan yang sama dengan *cooling water*. Bedanya adalah suhu pada *chilled water* lebih rendah dari pada *cooling water*. *Chilled water* yang digunakan pada pabrik ini adalah bersuhu 15°C. Penggunaannya adalah untuk media pendingin pada Reaktor (R-01) dan *Neutralizer* (N-01) yang dialirkan di jaket pendingin. Adapun kebutuhan *chilled water* adalah sebagai berikut.

Tabel 5.7 Kebutuhan air pendingin (*chilled water*)

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	345.615
<i>Neutralizer</i>	N-01	128
Total		345.742
<i>Over Design (20%)</i>		414.891

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

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam*. *Steam* ini digunakan sebagai penunjang kelangsungan proses produksi. Kebutuhan *steam* untuk alat-alat proses pada pabrik etanol pada Tabel 5.8 sebagai berikut.

Tabel 5.8 Kebutuhan air umpan *boiler*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Tangki Delignifikasi	T-01	22.583
<i>Heater</i>	H-01	1.854
<i>Reboiler</i>	RB-01	263
<i>Vaporizer</i>	V-01	3.157
Total		27.856
<i>Over Design (20%)</i>		33.428

Pada saat berjalannya proses, air pembangkit *steam* akan mengalami *blowdown* di dalam sehingga diperlukan air *make up*. Adapun kebutuhan air *make up* pada pabrik ini adalah sebesar 5.014 kg/jam.

g. Total Kebutuhan Air

Berdasarkan data-data di atas, didapatkan total kebutuhan air pada pabrik, yaitu terdapat pada Tabel 5.9 sebagai berikut.

Tabel 5.9 Total kebutuhan air

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Air Domestik	2.917
Air Layanan Umum	450
Air Proses	134.212
<i>Cooling Water</i>	834.276
<i>Chilled Water</i>	414.891
Air Umpan <i>Boiler</i>	6.686
Total	1.393.431

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air merupakan unit yang digunakan untuk menjadi tempat pengolahan air yang nantinya digunakan dalam baik proses produksi maupun kebutuhan-kebutuhan lainnya di seluruh area pabrik. Air baku yang bersumber dari Sungai Barito ini harus mengalami beberapa tahap pengolahan baik secara fisik maupun kimia agar dapat digunakan. Adapun beberapa tahapan pengolahan air di pabrik etanol ini adalah sebagai berikut.

a. Penghisapan

Penghisapan merupakan tahapan awal pada pengolahan air. Penghisapan yang terjadi adalah air sungai sebagai sumber dihisap dengan menggunakan pompa. Lalu, air akan disaring sebelum kemudian dialirkan ke dalam bak pengendap awal.

b. Penyaringan

Penyaringan atau *screening* adalah salah satu bagian proses pengolahan air, yaitu proses pemisahan kotoran-kotoran yang berukuran besar tanpa melalui proses kimawi. Kotoran-kotoran yang dimaksud adalah daun, ranting, atau sampah-sampah lain yang berada pada sungai sebagai sumber air baku. Adapun kotoran-kotoran berukuran kecil akan tetap terbawa oleh aliran air yang nantinya akan dipisah pada proses selanjutnya. Pada tahap ini, sisi hisap pompa dipasangkan *screener* untuk meminimalisasi alat penyaring selanjutnya supaya tidak cepat kotor dan rusak.

c. Pengendapan Awal

Proses ini merupakan tahapan setelah proses *screening*. Pengendapan awal atau sedimentasi merupakan proses pemisahan dengan prinsip memanfaatkan gaya gravitasi. Pada proses pemisahan ini, kotoran-kotoran yang tidak tersaring pada proses sebelumnya, seperti pasir atau lumpur, akan terpisah dengan terbentuknya sebuah endapan di bagian bawah karena gaya gravitasi.

d. Bak Penggumpal

Proses yang terjadi pada alat ini adalah proses koagulasi atau penggumpalan. Penggumpalan ini terjadi akibat adanya penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air sehingga terbentuk partikel-partikel yang stabil atau netral,

serta terbentuk endapan. Koagulan yang digunakan pada proses ini adalah $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ atau tawas.

e. Flokulasi

Tahapan proses flokulasi dilakukan setelah air telah menggumpal dan membentuk flok-flok. Pada proses ini, flok-flok yang telah terbentuk pada proses koagulasi akan digabung menjadi partikel yang lebih besar sehingga lebih mudah mengendap. Proses ini dilakukan dengan penambahan kapur supaya proses flokulasi dapat berjalan lebih efektif karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat yang terdapat dalam air dan membentuk suasana basa sehingga penggumpalan jadi lebih mudah. Lalu, proses ini juga dilakukan penambahan *caustic soda* (NaOH) sebagai alkali untuk menjaga pH sehingga pH *outlet* dijaga berkisar antara 6,5-7,5.

f. Saringan pasir

Air yang telah mengalami proses koagulasi dan flokulasi akan dialirkan menuju saringan pasir. Pada tahap ini, air akan dialirkan dari bagian atas ke bawah melalui suatu media *filter (spheres)* yang berfungsi untuk menyaring partikel pengotor, seperti *suspended solid*. Keluaran dari proses ini adalah kandungan *suspended solid* yang kurang dari 1 ppm dan pH berkisar antara 6,5-7,5. Air yang telah melalui proses ini akan ditampung di dalam *filtered water storage tank* atau bak penampung air bersih.

g. Bak Penampung Air Bersih

Air bersih atau *filtered water* yang berasal dari keluaran saringan pasir akan ditampung di dalam bak penampungan sementara (*filtered water storage tank*). Air

bersih ini nantinya akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut untuk dapat digunakan sebagai air domestik, air layanan umum, air pendingin (*cooling water* dan *chilled water*), air proses, dan air umpan *boiler*.

h. Klorinasi

Dalam rangka memenuhi kriteria air bersih yang dapat diminum, *filtered water* harus melalui proses klorinasi. Proses ini adalah proses pembunuhan kuman, bakteri, jamur, dan mikroorganisme lain dengan cara penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air supaya air layak untuk digunakan atau dikonsumsi. Air yang telah melalui proses klorinasi akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

i. *Cooling Tower*

Cooling tower adalah suatu alat yang berfungsi untuk menghasilkan air dingin yang nantinya digunakan sebagai media pendingin di dalam alat-alat proses produksi. Proses yang terjadi di dalam alat ini adalah pengolahan air panas menjadi air dingin dengan bantuan udara sebagai media pendinginnya. *Initial water* yang berasal dari bak penampung air bersih dengan suhu sekitar 45°C akan dialirkan ke dalam *cooling tower*. Air akan mengalami evaporasi sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Pada proses ini, secara bersamaan akan terjadi pelepasan panas laten sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Maka dari itu, diperlukan air *make up* sebagai kompensasi terhadap *evaporation loss*. Air *make up* ini juga berasal dari bak penampung air bersih. Pada proses ini, air yang mengalami evaporasi akan sama jumlahnya dengan aliran air *make up* yang

masuk sehingga perpindahan panas antara udara dan air tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses ini akan menjadi 25°C.

Air pendingin ini nantinya digunakan sebagai media pendingin pada alat proses. Oleh sebab itu, air pendingin yang nantinya akan digunakan harus memiliki kriteria tertentu, seperti tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat membentuk lumut. Maka dari itu, diperlukan tambahan bahan-bahan kimia, seperti *corrosion inhibitor*, *scale inhibitor*, *non-oxidizing biocide*, *dispersant*, *pH control*, dan *oxidizing biocide*.

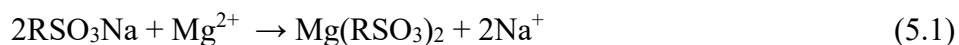
j. Demineralisasi

Filtered water yang berasal dari bak penampung air bersih ini juga nantinya akan digunakan untuk membuat *steam* sehingga diperlukan pengolahan lebih lanjut untuk menjadi air umpan *boiler*. Air yang digunakan harus air yang bebas dari kandungan-kandungan mineral-mineral sehingga diperlukan proses demineralisasi. Proses demineralisasi adalah proses menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* dengan cara penukaran ion. Adapun proses-prosesnya adalah sebagai berikut.

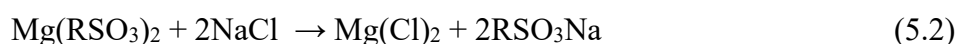
1. *Cation Exchange*

Cation exchanger adalah alat yang berisi resin untuk digunakan sebagai penukar ion-ion positif atau kation. Kation-kation yang terkandung dalam air, seperti kalsium (Ca^{2+}), magnesium (Mg^{+}), natrium (Na^{+}), potassium (K^{+}), mangan (Mn^{2+}), besi (Fe^{2+}), dan aluminium (Al^{3+}) diganti dengan ion H^{+} dan Na^{+} dari resin. Alasan penggantian kation-kation ini adalah karena kation-kation tersebut dapat menimbulkan kerak (*fouling*) pada

boiler sehingga dapat mengganggu jalannya operasi. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

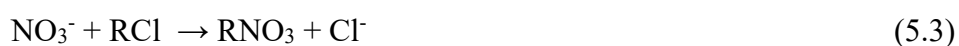


Lalu, kation resin ini perlu untuk diregenerasi dengan NaCl jika telah mengalami jenuh. Adapun reaksinya sebagai berikut.



2. Anion Exchange

Anion exchanger adalah kebalikan dari *kation exchanger*. Alat ini memiliki fungsi yang hampir sama, namun pembedanya adalah penukaran yang terjadi, yaitu penukaran ion-ion negatif atau anion. Anion-anion yang terkandung dalam air, seperti bikarbonat (HCO_3^-), sulfat (SO_4^{2-}), klorida (Cl^-), nitrat (NO_3^-), dan silika (SiO_2^-) diganti dengan resin basa dan memiliki formula RCl. Alasan penggantian anion-anion ini adalah sifatnya yang korosif sehingga dapat mengganggu operasi. Adapun reaksi yang terjadi sebagai berikut.



Lalu, anion resin ini perlu untuk diregenerasi dengan NaCl jika telah mengalami jenuh. Adapun reaksinya sebagai berikut.



3. Deaerasi

Setelah proses demineralisasi, air demin atau air umpan *boiler* akan mengalami proses daerasi pada deaerator. Proses ini merupakan pembersihan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menyebabkan

korosi, seperti karbon dioksida (CO₂) dan oksigen (O₂). Pada prosesnya, air demin dipompakan menuju *deaerator* yang nantinya akan diinjeksikan dengan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₄) yang berfungsi sebagai pengikat gas, seperti oksigen (O₂) sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Reaksi yang terjadi sebagai berikut.



k. *Chiller Unit*

Air yang telah melalui proses demineralisasi (air demin) juga tidak hanya dijadikan air umpan *boiler*, tetapi akan dialirkan juga ke dalam *chiller unit*. Pada unit *chiller* ini akan terjadi proses pendinginan air, seperti yang terjadi pada *cooling tower*, tetapi dengan suhu yang lebih rendah. Fungsinya adalah sebagai media pendingin pada alat proses pabrik. Pada pabrik ini, *chilled water* dibutuhkan untuk pendinginan pada reaktor (R-01) dan *neutralizer* (N-01).

Adapun proses yang terjadi adalah air akan dialirkan ke dalam *evaporator* sebagai tempat terjadinya transfer panas dengan R134a atau 1,1,1,2-Tetrafluoroetana (C₂H₂F₄) yang merupakan refrigeran sebagai pendingin. Setelah itu, air yang sudah dingin atau bersuhu 15°C dialirkan ke bagian bawah untuk nantinya dialirkan ke proses Selanjutnya, siklus media pendingin adalah R134a yang menguap akan dimasukkan ke dalam compressor untuk dinaikkan tekanannya dan dikondensasi di dalam kondensor. Lalu, setelah proses tersebut, R134a dialirkan dengan *expansion valve* untuk mendapat suhu semula sebagai pendingin. Media pendingin yang digunakan pada kondensor adalah air yang berasal dari *cooling tower*. Adapun R134a yang dibutuhkan adalah 359,7 kg/jam.

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

Unit pembangkit *steam* memiliki fungsi untuk menghasilkan dan menyediakan *steam* dalam rangka pemenuhan kebutuhan alat proses. *Steam* ini berfungsi sebagai media pemanas pada proses produksi. Adapun spesifikasi *steam* yang digunakan pada pabrik etanol ini adalah *steam* jenuh bersuhu 150°C dan bertekanan 1 atm. Untuk menghasilkan *steam* diperlukan suatu alat, yaitu *boiler*.

Dalam proses membentuk *steam*, bahan yang digunakan adalah *filtered water* yang sudah didemineralisasi dan dideaerasi untuk nantinya menjadi air pengumpan *boiler*. *Boiler* tersebut dilengkapi dengan *economizer safety valve system* dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Lalu, air pengumpan tersebut juga perlu diatur pH menjadi sekitar 10,5-11,5 untuk menghindari risiko korosi. Pada prosesnya, air diumpankan ke dalam *economizer* yang berfungsi sebagai penukar panas yang menggunakan gas sisa pembakaran yang keluar dari *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Listrik menjadi alat kebutuhan yang sangat penting bagi kelangsungan berjalannya pabrik sehingga dibutuhkan unit pembangkit listrik. Fungsinya adalah sebagai penyedia kebutuhan listrik supaya dapat menjalankan alat proses, alat utilitas, elektronik, pencahayaan, dan fasilitas-fasilitas lainnya di dalam lingkungan pabrik. Sumber listrik pada pabrik ini adalah berasal dari PLN. Akan tetapi, ada juga pembangkit listrik yang dikelola mandiri oleh pabrik berupa *generator* yang berfungsi sebagai cadangan/sumber lain jika listrik yang berasal dari PLN

mengalami kendala atau gangguan. *Generator* yang digunakan adalah *generator* diesel dengan arus bolak-balik berkapasitas 2.574.3 kW. Jenis ini dipilih berdasarkan berbagai faktor, yaitu tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar, serta tegangan dapat dinaikkan dan diturunkan sesuai dengan kebutuhan. Berikut adalah rincian kebutuhan listrik pada pabrik etanol.

a. Kebutuhan listrik alat proses

Tabel 5.10 Kebutuhan listrik alat proses

Nama Alat	Kode Alat	HP	kW
<i>Jaw Crusher</i>	JC-01	300	223,71
<i>Hammer Mill</i>	HM-01	350	261,00
Tangki Delignifikasi	T-01	25	18,64
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	RF-01	125	93,21
<i>Mixer</i>	M-01	15	11,19
Reaktor	R-01	100	74,57
<i>Neutralizer</i>	N-01	15	11,19
<i>Centrifuge</i>	CF-01	20	14,91
<i>Compressor 1</i>	C-01	5	3,73
<i>Compressor 2</i>	C-02	150	111,86
<i>Expander</i>	EX-01	5	3,73

Lanjutan Tabel 5.10 Kebutuhan listrik alat proses

Nama Alat	Kode Alat	HP	kW
Pompa 1	P-01	7,5	5,59
Pompa 2	P-02	5	3,73
Pompa 3	P-03	0,05	0,04
Pompa 4	P-04	2	1,49
Pompa 5	P-05	0,05	0,04
Pompa 6	P-06	1,5	1,12
Pompa 7	P-07	1	0,75
Pompa 8	P-08	0,5	0,37
Pompa 9	P-09	0,750	0,56
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	3,38	2,52
<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	3,38	2,52
<i>Screw Conveyor</i>	SC-03	2,1	1,57
<i>Screw Conveyor</i>	SC-04	2	1,26
<i>Screw Conveyor</i>	SC-05	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor</i>	SC-06	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor</i>	SC-07	0,43	0,32
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	3	2,24
<i>Bucket Elevator</i>	BE-02	1,6	1,19

Lanjutan Tabel 5.10 Kebutuhan listrik alat proses

Nama Alat	Kode Alat	HP	kW
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	0,9	0,67
<i>Belt Conveyor</i>	BC-02	0,9	0,67
<i>Belt Conveyor</i>	BC-03	0,34	0,25
Pompa 10	P-10	0,125	0,09
Pompa 11	P-11	0,75	0,56
Total		1.147,81	855,93

Berdasarkan dari Tabel 5.10 di atas, total kebutuhan listrik pada alat proses adalah sebesar 842,64 kW atau 842640 watt.

b. Kebutuhan listrik alat utilitas

Tabel 5.11 Kebutuhan listrik alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	HP	kW
<i>Compressor 1</i>	CU-01	10	7,46
<i>Compressor 2</i>	CU-02	10	7,46
Cooling Tower Fan	CT-01	20	14,91
Bak Penggumpal	TU-01	0,167	0,12
Clarifier	KL-01	3	2,24
Tangki NaOH	TU-04	2	1,49
Tangki NaCl	TU-05	0,75	0,56

Lanjutan Tabel 5.11 Kebutuhan listrik alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	HP	kW
Pompa 1	PU-01	7,5	5,59
Pompa 2	PU-02	7,5	5,59
Pompa 3	PU-03	7,5	5,59
Pompa 4	PU-04	7,5	5,59
Pompa 5	PU-05	5	3,73
Pompa 6	PU-06	7,5	5,59
Pompa 7	PU-07	3	2,24
Pompa 8	PU-08	1,5	1,12
Pompa 9	PU-09	5	3,73
Total		97,92	73,02

Berdasarkan dari Tabel 5.11 di atas, total kebutuhan listrik pada alat utilitas adalah sebesar 73,02 kW atau 73020 watt. Dari data yang ditampilkan dari Tabel 5.10 dan Tabel 5.11, maka kebutuhan listrik untuk motor penggerak adalah sebagai berikut.

$$\text{Total listrik motor penggerak} = \text{Kebutuhan listrik alat proses} + \quad (5.6)$$

Kebutuhan listrik alat utilitas

$$\text{Total listrik motor penggerak} = 928,95 \text{ kW}$$

$$\text{Over design (10\%)} = 1021,84 \text{ kW}$$

c. Kebutuhan listrik alat kontrol

Kebutuhan listrik pada alat kontrol atau kendali adalah diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor. Maka dari itu, kebutuhan listriknya adalah sebesar 255,46 kW atau 255.460 watt.

d. Kebutuhan listrik penerangan

Kebutuhan listrik pada penerangan adalah diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor. Maka dari itu, kebutuhan listriknya adalah sebesar 153,28 kW atau 153.280 watt.

e. Kebutuhan listrik peralatan kantor

Kebutuhan listrik pada peralatan kantor adalah diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor. Maka dari itu, kebutuhan listriknya adalah sebesar 153,28 kW atau 153.280 watt.

f. Kebutuhan listrik masjid, bengkel, dan laboratorium

Kebutuhan listrik pada masjid, laboratorium, dan bengkel adalah diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor. Maka dari itu, kebutuhan listriknya adalah sebesar 153,28 kW atau 153.280 watt.

g. Kebutuhan listrik perumahan

Adapun kebutuhan listrik pada perumahan dilihat dari kebutuhan per rumahnya. Setiap rumah diperkirakan membutuhkan listrik sebesar 1.300 watt. Berikut adalah kebutuhan listrik untuk perumahan.

Kebutuhan listrik/rumah	= 1,3 kW
Jumlah rumah	= 10
Total kebutuhan	= 13 kW = 1300 watt

h. Total kebutuhan listrik

Berikut adalah total kebutuhan listrik pada pabrik etanol.

Tabel 5.12 Total kebutuhan listrik

Keperluan	Kebutuhan Listrik (kW)
Unit Proses	855,93
Unit Utilitas	73,02
Alat kontrol	255,46
Penerangan	153,28
Kantor	153,28
Masjid, Laboratorium, dan Bengkel	153,28
Perumahan	13
Total	1.657,24
<i>Over design (10%)</i>	1.750,14

i. *Generator*

Lalu, kebutuhan listrik pada pabrik ini tidak hanya bersumber dari PLN. *Generator* juga digunakan pada pabrik ini sebagai penyedia listrik cadangan untuk mengantisipasi gangguan pada PLN. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar. Maka dari itu, penentuannya adalah sebagai berikut.

1. Kebutuhan listrik

Total kebutuhan listrik = 1.750,14 kW

Efisiensi = 80%

Listrik yang dihasilkan (kW) = Total kebutuhan listrik/efisiensi (5.7)

Listrik yang dihasilkan = 2.187,7 kW

Dengan faktor keamanan (20%) = 2.625,2 kW

2. Spesifikasi *generator*

Tipe = *AC Generator*

Bentuk = Silinder Horizontal

Kapasitas = 2625,2 kW

= 7.875.612,47 kJ/jam

3. Spesifikasi tangki bahan bakar *generator*

Volume = 51,83 m³

Diameter = 4,05 m

Tinggi = 4,05 m

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)

Udara tekan dibutuhkan dalam alat proses produksi pabrik. Alat-alat yang membutuhkan udara tekan adalah alat-alat berprinsip *pneumatic* yang biasanya terdapat dalam alat-alat kontrol. Oleh sebab itu, diperlukan unit penyediaan udara tekan untuk memenuhi kebutuhan tersebut.

Proses yang terjadi pada unit ini adalah pengurangan berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrument udara. Konsumsi udara pada setiap satu alat kontrol adalah 28,32 L/menit atau 1,7 m³/jam. Lalu, kebutuhan

total udara tekan terhadap alat-alat kontrol yang ada pada pabrik ini adalah 97,2 m³/jam dengan tekanan 7,2 bar.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar menjadi salah satu kebutuhan yang diperlukan pabrik. Kegunaannya adalah untuk kebutuhan *boiler* dan *generator* sebagai penunjang keberlangsungan jalannya pabrik. Oleh sebab itu, diperlukan unit yang berfungsi sebagai penyedia bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan tersebut. Adapun bahan bakar yang digunakan adalah *diesel*/solar. Kebutuhan solar pada pabrik ini adalah sebagai berikut.

a. Bahan Bakar untuk *Generator*

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{Q}{\text{Heating value} \times \text{Efisiensi}} \quad (5.8)$$

Keterangan:

$$Q = \text{Kapasitas (kJ/jam)} = 7.875.612,47 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Heating value} = 45.766,38 \text{ kJ/kg} = 19.676 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

Sehingga, jumlah kebutuhan bahan bakar dengan menggunakan Persamaan (5.8) adalah sebagai berikut.

$$\text{Kebutuhan solar} = 215,1 \text{ L/jam}$$

b. Bahan Bakar untuk *Boiler*

Untuk menghitung kebutuhan bahan bakar pada *boiler*, digunakan Persamaan (5.8) sebagai berikut.

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{87.680.002,53 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{19.676 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times 80\%}$$

Kebutuhan solar = 2.947 L/jam

Berdasarkan perhitungan di atas, kebutuhan total solar pada pabrik ini adalah 3.162,1 L/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik etanol ini berasal dari berbagai area, yaitu unit proses, utilitas, dan area-area lain. Limbah yang dihasilkan perlu diolah sebelum dibuang ke lingkungan supaya tidak merusak dan mengganggu ekosistem. Limbah yang dihasilkan oleh pabrik ini adalah berupa cairan, gas, dan padat. Adapun limbah yang dihasilkan dari unit-unit tersebut adalah sebagai berikut.

a. Limbah dari alat proses

Limbah yang dihasilkan dari alat-alat proses berasal dari berbagai proses. Proses-proses yang menghasilkan limbah ini adalah keluaran atas (filtrat) dari proses pemisahan RF-01, keluaran bawah dari proses pemisahan CF-01, keluaran bawah dari proses pemisahan di MD-01, dan gas buangan (H_2O) dari proses adsorpsi di PA-01/02. Adapun limbah-limbah yang dihasilkan adalah sebagai berikut.

1. Limbah dari RF-01 adalah *black liquor* yang mengandung lindi hitam.

Lindi hitam harus diolah terlebih dahulu karena kadar *Biological Oxygen Demand* (BOD), *Chemical Oxygen Demand* (COD), dan *Total Dissolved Solid* (TDS) yang masih tinggi. Maka dari itu, perlu diolah dahulu secara fisik, kimiawi, dan biologis sebelum dibuang ke lingkungan dengan mengikuti baku mutu air lindi yang berbasis dari Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia No.

59/Menlhk/Setjen/Kum.1/7/2016. Adapun parameternya adalah sebagai berikut.

Tabel 5.13 Standar baku mutu lindi hitam

Parameter	Satuan	Baku Mutu
pH	-	6-9
BOD	mg/L	150
COD	mg/L	300
TSS	mg/L	100
N Total	mg/L	60
Timbal	mg/L	-
Besi	mg/L	-

(Ramadhani, Asrifah, & Wahyuning, 2019) (Kementerian, 2016)

2. Limbah dari CF-01 berupa padatan (*cake*) dengan kandungan glukosa, xilosa, selulosa, hemiselulosa, lignin, dan air ini akan dialirkan ke UPL. Akan tetapi, keluarannya adalah berupa glukosa dan beberapa senyawa organik lainnya yang memiliki manfaat untuk keperluan lain, seperti bahan pembuatan pupuk. Maka dari itu, pengolahan limbah ini nantinya akan direncanakan untuk dimanfaatkan menjadi pupuk untuk kebutuhan area pabrik, seperti taman.
3. Limbah dari keluaran bawah MD-01 juga rencananya juga akan dibuang ke lingkungan. Akan tetapi, diperlukan pengolahan terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena masih terdapat etanol. Untuk

pengolahannya harus disesuaikan dengan standar dari Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2021 tentang Penyelenggaraan Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup (PP, 2021; Kementerian, 2024).

4. Limbah dari proses adsorpsi PA-01/02 adalah berupa *waste gas*. Kandungannya adalah air. Sebelum dibuang ke lingkungan, keluaran ini harus diolah terlebih dahulu dengan tahapan kondensasi supaya tidak berbahaya ke lingkungan.

b. Limbah dari unit utilitas

Limbah yang dihasilkan pada unit ini adalah air sisa dari regenerasi proses demineralisasi. Air ini harus diolah dengan cara netralisasi dengan H_2SO_4 jika pH buangannya adalah lebih dari 7 (tujuh). Akan tetapi, jika pH yang dihasilkan adalah kurang dari 7 (tujuh), maka perlu dinetralkan dengan penambahan NaOH. Hasil netralisasi ini nantinya akan dialirkan ke kolam penampungan akhir.

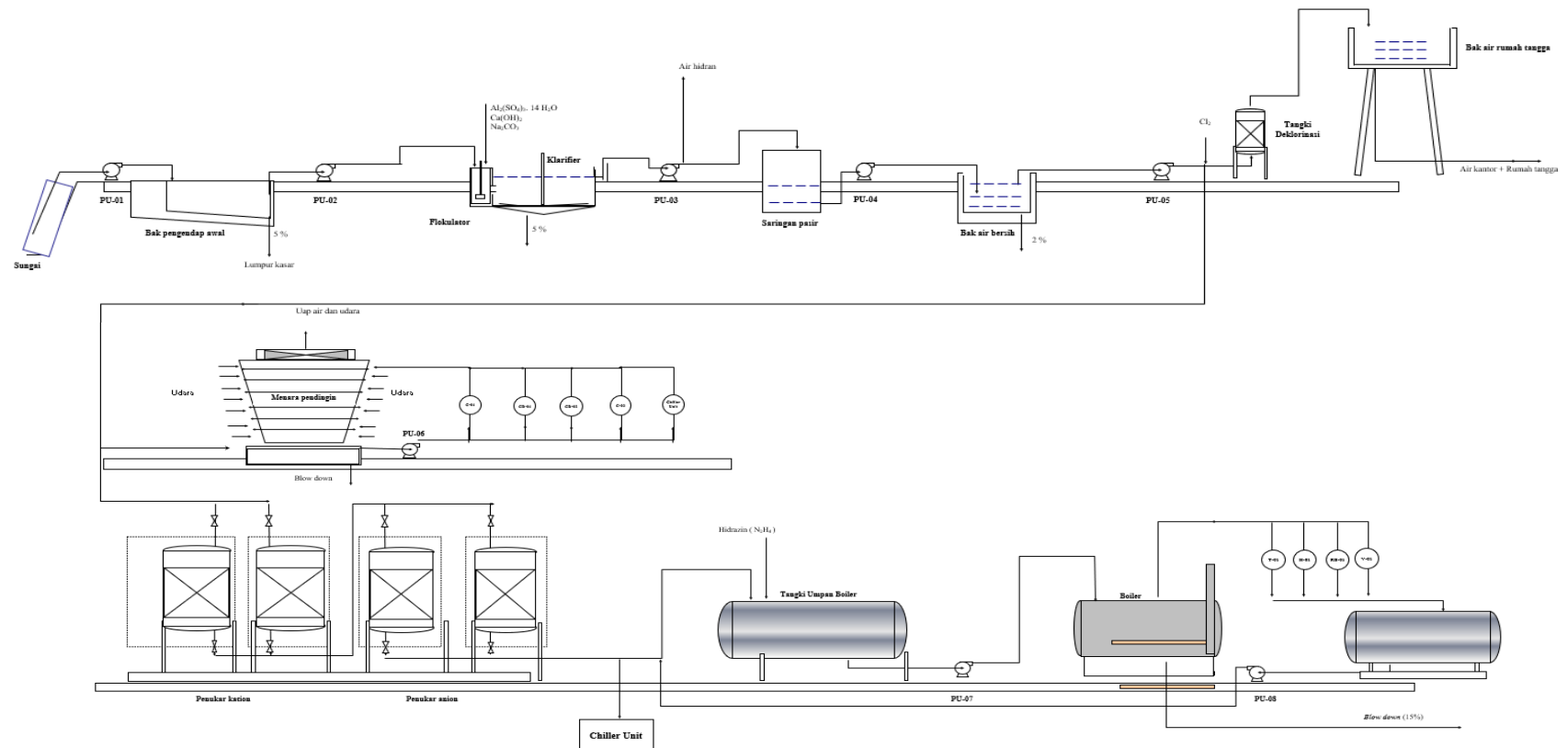
Lalu, limbah yang juga dihasilkan pada unit ini adalah lumpur dari proses pengolahan air. Lumpur yang dihasilkan banyak mengandung padatan (*sludge*). Lumpur ini dapat diolah menjadi abu dengan kadar 0,3% dengan beberapa tahapan, yaitu pengentalan, stabilisasi, pengeluaran air, dan pengeringan.

c. Limbah dari sanitasi

Air buangan yang berasal dari sanitasi, seperti perkantoran, perumahan, toilet, dan lain sebagainya perlu diolah sebelum dibuang. Pengolahannya adalah dengan cara stabilisasi. Stabilisasi ini menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

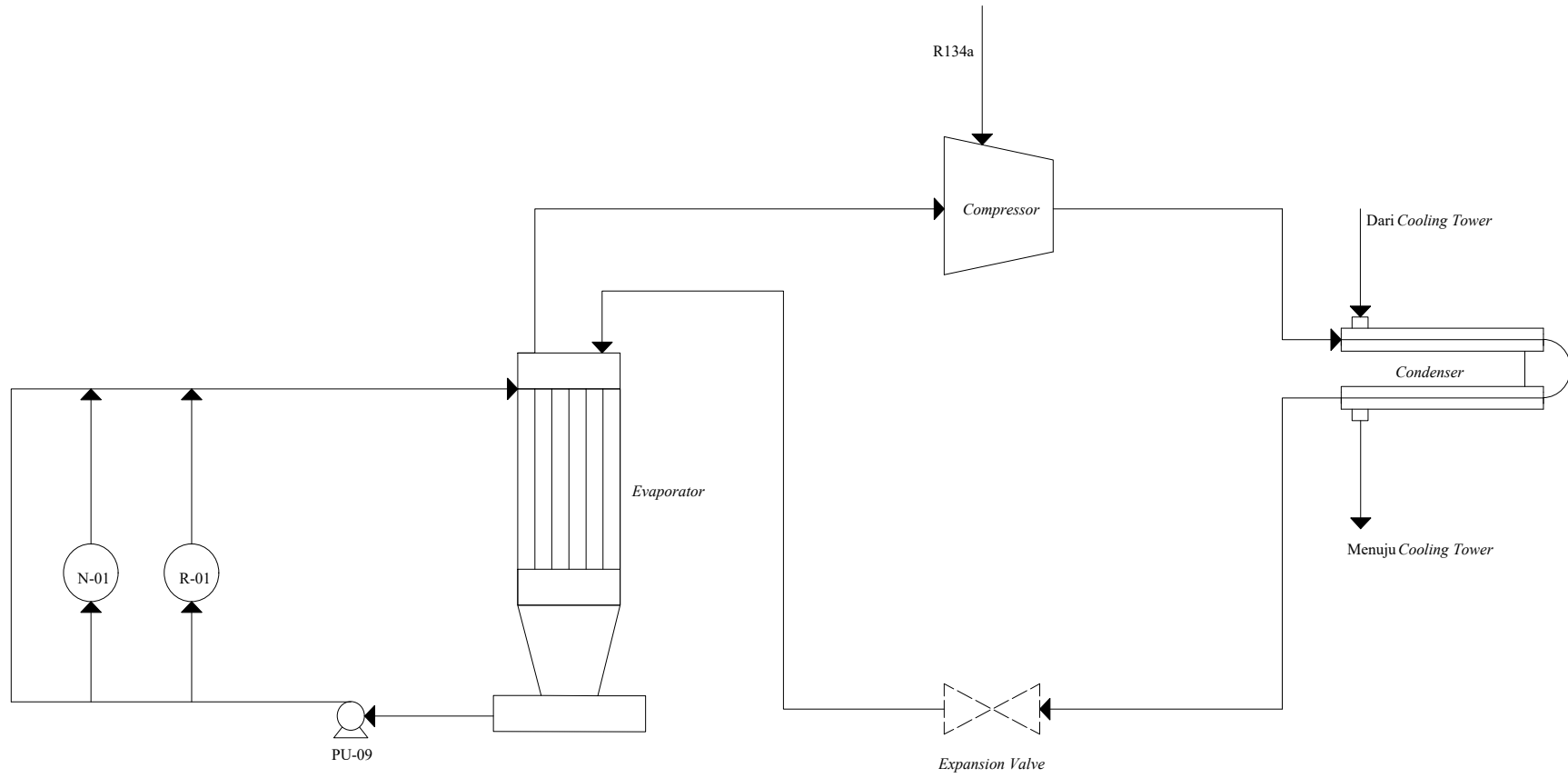
5.7.1 Diagram Alir Unit Utilitas



Gambar 5.1 Diagram alir unit utilitas

Keterangan:

B-01	: <i>Boiler</i>
BU-01	: Bak Pengendap Awal
BU-02	: Bak Penampung Air Bersih
BU-03	: Bak Air Rumah Tangga
CT-01	: <i>Cooling Tower</i>
FU-01	: Saringan Pasir
KL-01	: <i>Clarifier</i>
PU-01-08	: Pompa Utilitas
TU-01	: Bak Penggumpal
TU-02	: Tangki Deklorinasi
TU-03	: Tangki Penukar Kation
TU-04	: Tangki Penukar Anion
TU-05	: Tangki NaOH
TU-06	: Tangki NaCl
TU-07	: Tangki Umpan <i>Boiler</i>
TU-08	: Tangki Kondensat



Gambar 5.2 Diagram alir *chiller unit*

Keterangan:

CU-01	: <i>Compressor</i>
E-01	: <i>Evaporator</i>
KU-01	: <i>Condenser</i>
PU-09	: Pompa Utilitas
VU-01	: <i>Expansion Valve</i>

5.7.2 Spesifikasi Bak Penampung

Tabel 5.14 Spesifikasi bak penampung

Nama Alat	Bak Penampung	
Kode	BU-01	BU-02
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar dari air baku sungai	Mengendapkan dan menampung air bersih dari saringan pasir
Jenis	Bak persegi panjang diperkuat beton bertulang	Bak persegi panjang diperkuat beton bertulang
Jumlah, unit	1	1
Waktu Penyimpanan, jam	12	1
Panjang, m	34,35	15,43
Lebar, m	34,35	15,43
Tinggi, m	17,17	7,71
Volume , m ³	20.261,57	1.836,22
Harga, \$	13.466	13.267

Tabel 5.15 Spesifikasi bak air rumah tangga

Nama Alat	Bak Air Rumah Tangga
Kode	BU-03
Fungsi	Menampung air bersih untuk kebutuhan kantor pelayanan dan rumah tangga
Jenis	Silinder tegak berpengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Waktu Penyimpanan, jam	24
Diameter, m	4,71
Tinggi, m	4,71
Volume , m ³	82,12
Harga, \$	1.592

5.7.3 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tabel 5.16 Spesifikasi bak penggumpal

Nama Alat	Bak Penggumpal
Kode	TU-01
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan
Jenis	Silinder tegak berpengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Waktu Penyimpanan, jam	0,5
Diameter, m	8,5
Tinggi, m	8,5
Jumlah <i>blade</i>	3
Kecepatan putar, rpm	68
Diameter <i>impeller</i> , m	2,83
Volume , m ³	964,02
Daya, HP	0,167
Harga, \$	2.388

Tabel 5.17 Spesifikasi tangki utilitas

Nama Alat	Tangki Utilitas		
Kode	TU-02	TU-03	TU-04
Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air (demineralisasi air)	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air (demineralisasi air)
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1	2	2
Waktu Penyimpanan, jam	1	6	6
Diameter, m	1,71	14,48	9,9
Tinggi, m	1,71	17,38	11,89
Volume , m ³	3,95	2.384,88	763,16
Harga, \$	1.459	2.653	2.653

Lanjutan Tabel 5.17 Spesifikasi tangki utilitas

Nama Alat	Tangki Utilitas	
	TU-07	TU-08
Kode	TU-07	TU-08
Fungsi	Menyimpan air umpan <i>boiler</i>	Menampung kondensat
Jenis	Silinder horizontal	Silinder horizontal
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i> <i>Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i> <i>Grade C</i>
Jumlah, unit	1	1
Waktu Penyimpanan, jam	8	1
Diameter, m	6	8,82
Panjang, m	18	17,63
Volume , m ³	370,9	537,7
Harga, \$	1.326	1.326

Tabel 5.18 Spesifikasi tangki NaOH

Nama Alat	Tangki NaOH
Kode	TU-05
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Jenis	Silinder tegak berpengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Diameter, m	1,75
Tinggi, m	2,1
Jumlah <i>blade</i>	6
Kecepatan putar, rpm	115,7
Diameter <i>impeller</i> , m	0,58
Volume , m ³	4,21
Daya, HP	2
Harga, \$	1.592

Tabel 5.19 Spesifikasi tangki NaCl

Nama Alat	Tangki NaCl
Kode	TU-06
Fungsi	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation
Jenis	Silinder tegak berpengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Diameter, m	1,07
Tinggi, m	1,29
Jumlah <i>blade</i>	3
Kecepatan putar, rpm	188,1
Diameter <i>impeller</i> , m	0,36
Volume , m ³	0,97
Daya, HP	0,75
Harga, Rp	1.326

5.7.4 Spesifikasi Pompa

Tabel 5.20 Spesifikasi pompa utilitas

Nama Alat	Pompa			
	PU-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju BU-01	Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju KL-01	Mengalirkan air dari KL-01 menuju FU-01	Mengalirkan air dari FU-01 menuju BU-02
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Jumlah	2	2	2	2
Bahan Konstruksi	<i>Commerial Steel</i>			
Kapasitas, m ³ /jam	1012,23	964,03	918,13	918,13
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,28	0,27	0,26	0,26
Kecepatan Aliran, m/s	1,5	1,43	1,69	1,69
ID pipa, in	19,25	19,25	17,25	17,25
OD pipa, in	20	20	18	18
IPS, in	20	20	18	18
<i>Flow area, in²</i>	291	291	234	234
Efisiensi pompa	78%	78%	85%	85%
Power pompa, HP	6,15	5,74	5,4	5,4
Power motor, HP	7,5	7,5	7,5	7,5
Harga, \$	8.756	8.756	8.756	8.756

Lanjutan Tabel 5.20 Spesifikasi pompa utilitas

Nama Alat	Pompa			
Kode	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air dari BU-02 menuju TU-02	Mengalirkan air menuju CT-01	Mengalirkan air dari TU-07 menuju B-01	Mengalirkan air dari TU-08 menuju TU-07
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jumlah	2	1	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas, m ³ /jam	900,12	978,77	45,1	39,22
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,25	0,27	0,012	0,011
Kecepatan Aliran, m/s	0,91	1,45	0,67	0,58
ID pipa, in	17,25	19,25	6,065	6,065
OD pipa, in	18	20	6,625	6,625
IPS, in	18	20	6	6
<i>Flow area, in²</i>	234	291	28,9	28,9
Efisiensi pompa	85%	85%	55%	75%
Power pompa, HP	4,36	5,45	2,13	1,18
Power motor, HP	5	7,5	3	1,5
Harga, \$	8.756	8.756	8.756	8.756

5.7.5 Spesifikasi Saringan pasir

Tabel 5.21 Spesifikasi saringan pasir

Nama Alat	Saringan Pasir
Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari KL-01
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Panjang, m	7,33
Lebar, m	7,33
Tinggi, m	3,67
Volume , m ³	197,26
Harga, \$	1.326

5.7.6 Spesifikasi Clarifier

Tabel 5.22 Spesifikasi clarifier

Nama Alat	Clarifier
Kode	KL-01
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan koloid yang terbawa oleh air dari BU-01
Jenis	Silinder tegak dengan bawah <i>conical</i> yang dilengkapi dengan pengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Diameter, m	20,16
Tinggi, m	12,6
Jumlah <i>blade</i>	3
Kecepatan putar, rpm	68
Diameter <i>impeller</i> , m	6,72
Volume , m ³	6426,78
Daya, HP	3
Harga, \$	21.096

5.7.7 Spesifikasi *Cooling Tower*

Tabel 5.23 Spesifikasi *cooling tower*

Nama Alat	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Panjang, m	6,16
Lebar, m	6,16
Tinggi, m	7,97
Volume , m ³	815,63
Daya, HP	20
Harga, \$	47.223

5.7.8 Spesifikasi *Boiler*

Tabel 5.24 Spesifikasi *boiler*

Nama Alat	<i>Boiler</i>
Kode	B-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Jenis	<i>Boiler</i> Lorong api
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah, unit	1
Diameter, m	6,87
Tinggi, m	6,87
Volume , m ³	254,62
Harga, \$	5.041

5.7.9 Spesifikasi *Chiller Unit*

Tabel 5.25 Spesifikasi *evaporator*

Nama Alat	<i>Evaporator</i>
Kode	E-01
Fungsi	Mendinginkan air menjadi suhu 15°C sebagai <i>chilled water</i>
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah <i>hairpins</i> , buah	4
Panjang <i>hairpins</i> , ft	12
<i>Hot Fluid</i>	<i>Annulus, Water</i>
IPS, in	6
<i>Flow area</i> , in ²	28,9
OD, in	6,625
ID, in	6,065
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	1,734
<i>Cold Fluid</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS, in	4
<i>Flow area</i> , in ²	12,7
OD, in	4,5
ID, in	4,025
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	1,178
A, ft ²	78,25
Rd	0,009
Harga, \$	1.061

Tabel 5.26 Spesifikasi *compressor*

Nama Alat	<i>Compressor</i>
Kode	CU-01
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran atas E-01 sebelum diumpankan ke KU-01
Jenis	<i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 212 Grade B</i>
Suhu Masuk, °C	15
Suhu Keluar, °C	47
Tekanan masuk, atm	5
Tekanan keluar, atm	10,2
Jumlah <i>Stage</i>	1
Daya, HP	10
Harga, \$	1.990

Tabel 5.27 Spesifikasi *condenser*

Nama Alat	<i>Condenser</i>
Kode	KU-01
Fungsi	Mengubah fasa refrigeran menjadi cair
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah <i>hairpins</i> , buah	1
Panjang <i>hairpins</i> , ft	12
<i>Hot Fluid</i>	<i>Annulus, Water</i>
IPS, in	2
<i>Flow area</i> , in ²	3,35
OD, in	2,5
ID, in	2,07
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,62
<i>Cold Fluid</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS, in	1,25
<i>Flow area</i> , in ²	1,5
OD, in	1,66
ID, in	1,38
<i>Surface area</i> , ft ² /ft	0,44
A, ft ²	1,29
Rd	0,005
Harga, \$	1.990

Tabel 5.28 Spesifikasi *expansion valve*

Nama Alat	<i>Expansion Valve</i>
Kode	VU-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran KU-01 dari 10,2 atm ke 5 atm sebelum masuk E-01
Jenis	<i>Globe Valve</i>
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Suhu masuk, °C	37
Tekanan masuk, atm	10,2
Tekanan keluar, atm	5
ID pipa, m	0,009
OD pipa, m	0,014
Ai, ft ² /ft	0,093
Daya, HP	0,05
Harga, \$	11.808

Tabel 5.29 Spesifikasi pompa *chiller unit*

Nama Alat	Pompa
Kode	PU-09
Fungsi	Mengalirkan <i>chilled water</i> ke unit proses sebagai media pendingin
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas, m ³ /jam	480,34
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,13
Kecepatan Aliran, m/s	1,5
ID pipa, in	13,25
OD pipa, in	14
IPS, in	14
<i>Flow area</i> , in ²	138
Efisiensi pompa	75%
Power pompa, HP	3,39
Power motor, HP	5
Harga, \$	3.715

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam proses perancangan pabrik, evaluasi ekonomi diperlukan untuk memperkirakan kelayakan investasi modal dalam kegiatan pabrik. Tujuan evaluasi ini adalah untuk memastikan bahwa kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan untuk mencapai titik tersebut, maka biaya produksi total sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, evaluasi ekonomi dilakukan untuk menentukan layak tidaknya mendirikan pabrik. Dalam evaluasi ekonomi, tinjauan beberapa komponen adalah sebagai berikut.

- a. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
 1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)
 1. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 2. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- c. Analisis Keuntungan
- d. Analisis Risiko Pabrik
- e. Analisis Kelayakan Ekonomi
 1. *Return On Investment* (ROI)
 2. *Pay Out Time* (POT)
 3. *Break Event Point* (BEP)
 4. *Shut Down Point* (SDP)
 5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Setiap tahun, harga semua alat industri dipengaruhi oleh perubahan ekonomi. Jadi, untuk tahun tertentu, diperlukan metode untuk menghitung indeks harga peralatan operasi. Data indeks tahun sebelumnya digunakan untuk memperkirakan indeks harga pada tahun 2029. Untuk melakukan analisis ini, digunakan data indeks harga pada tahun 1995 hingga 2022 yang bersumber dari *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Berikut adalah data indeks harga dari CEPCI.

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1995-2022

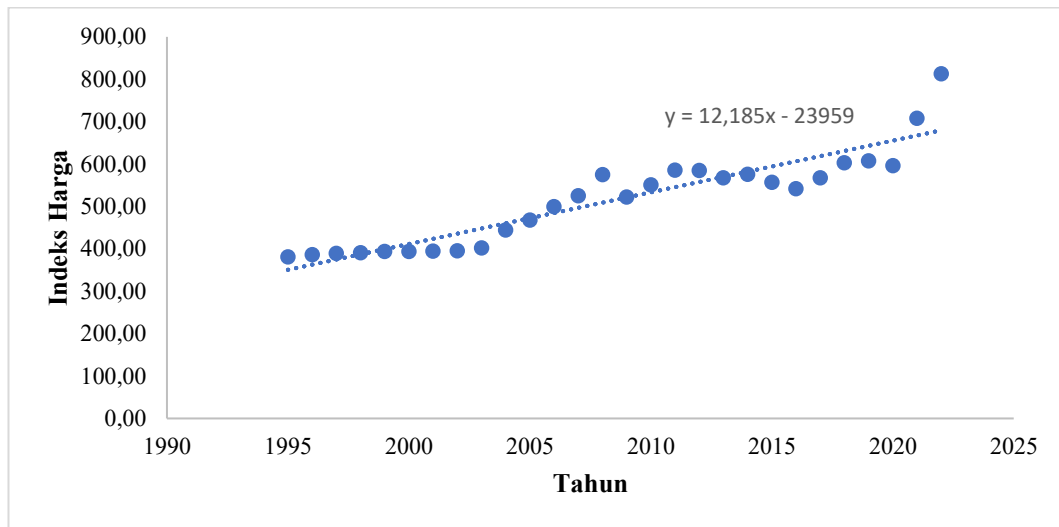
Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1995	381,10
1996	386,50
1997	389,50
1998	390,60
1999	394,10
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40

Lanjutan Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1995-2022

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80
2016	541,70
2017	567,50
2018	603,10
2019	607,50
2020	596,20
2021	708,00
2022	813,00

(The University of Manchester, 2022)

Selanjutnya, penentuan harga alat pada tahun yang direncanakan dapat dicari dengan data indeks harga pembelian. Lalu, untuk mendapatkan indeks harga pembelian, digunakan suatu pendekatan berupa regresi linear dari hubungan antara indeks harga dan tahun digunakan untuk memperkirakan harga alat pada tahun 2029. Hubungan tersebut ditampilkan pada Gambar 6.1 sebagai berikut.



Gambar 6.1 Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga

Berdasarkan Gambar 6.1 didapatkan persamaan $y = 12,185x - 23.959$ dengan y adalah indeks harga dan x adalah tahun pembelian. Maka dari itu, pabrik etanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun yang akan didirikan pada tahun 2029 memiliki indeks harga 764,37.

Selanjutnya, terdapat persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga alat, yang dapat ditentukan dengan mengalikan harga pada tahun referensi dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

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

Keterangan:

E_x = Harga alat pada tahun pembelian

E_y = Harga alat pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun pembelian

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

Selanjutnya, dari indeks harga pembelian yang didapatkan, maka harga alat pada tahun 2029 dapat dihitung dengan Persamaan (6.1) dengan hasil yang ditampilkan pada Tabel 6.2 dan Tabel 6.3 di bawah ini. Adapun indeks harga referensi yang digunakan adalah pada tahun 2014, yaitu 576,1 berdasarkan Tabel 6.1 dan indeks harga pada tahun 2029, yaitu 764,37 berdasarkan Gambar 6.1 di atas.

Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2029
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	1	\$ 3.800,00	\$ 5.041,81
	BC-02	1	\$ 3.800,00	\$ 5.041,81
	BC-03	1	\$ 12.300,00	\$ 16.319,54
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	\$ 17.900,00	\$ 23.749,58
	BE-02	1	\$ 24.800,00	\$ 32.904,45
<i>Centrifuge</i>	CF-01	1	\$ 85.900,00	\$ 113.971,45
<i>Expansion Valve</i>	EV-01	1	\$ 8.900,00	\$ 11.808,00
<i>Cooler</i>	CL-01	1	\$ 36.100,00	\$ 47.897,20
	CL-02	1	\$ 14.100,00	\$ 18.707,77
<i>Hammer Mill</i>	HM-01	1	\$ 74.800,00	\$ 99.244,06

Lanjutan Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2029
<i>Heater</i>	H-01	1	\$ 41.200,00	\$ 54.663,84
<i>Hopper</i>	HP-01	1	\$ 97.200,00	\$ 128.964,20
<i>Jaw Crusher</i>	JC-01	1	\$ 329.300,00	\$ 436.912,68
<i>Compressor</i>	C-01	1	\$ 2.000,00	\$ 2.653,58
	C-02	1	\$ 7.200,00	\$ 9.552,90
<i>Condenser</i>	CD-01	1	\$ 1.800,00	\$ 2.388,23
	CD-02	1	\$ 1.500,00	\$ 1.990,19
Menara Distilasi	MD-01	1	\$ 87.455,00	\$ 116.034,61
<i>Mixer</i>	M-01	1	\$ 227.000,00	\$ 301.182,83
<i>Neutralizer</i>	N-01	1	\$ 432.500,00	\$ 573.837,64
Pompa	P-01	1	\$ 22.100,00	\$ 29.322,11
	P-02	1	\$ 18.100,00	\$ 24.014,94
	P-03	1	\$ 5.800,00	\$ 7.695,39
	P-04	1	\$ 13.300,00	\$ 17.646,34
	P-05	1	\$ 5.800,00	\$ 7.695,39
	P-06	1	\$ 13.300,00	\$ 17.646,34
	P-07	1	\$ 12.500,00	\$ 16.584,90
	P-08	1	\$ 9.700,00	\$ 12.869,88

Lanjutan Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2029
Pompa	P-09	1	\$ 10.900,00	\$ 14.462,04
	P-10	1	\$ 6.200,00	\$ 8.226,11
	P-11	1	\$ 9.600,00	\$ 12.737,21
<i>Pressure Swing Adsorber</i>	PA-01	2	\$ 155.000,00	\$ 205.652,79
Reaktor	R-01	12	\$ 4.068.000,00	\$ 5.397.390,77
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	\$ 14.900,00	\$ 19.769,20
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	RF-01	1	\$ 403.300,00	\$ 535.095,30
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	1	\$ 7.300,00	\$ 9.685,58
	SC-02	1	\$ 7.300,00	\$ 9.685,58
	SC-03	1	\$ 5.800,00	\$ 7.695,39
	SC-04	1	\$ 5.000,00	\$ 6.633,96
	SC-05	1	\$ 3.800,00	\$ 5.041,81
	SC-06	1	\$ 3.800,00	\$ 5.041,81
	SC-07	1	\$ 3.800,00	\$ 5.041,81
<i>Separator</i>	SP-01	1	\$ 11.200,00	\$ 14.860,07
Silo NaOH	S-01	1	\$ 839.300,00	\$ 1.113.576,71

Lanjutan Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2029
Silo Enzim Selulase Padat	S-02	1	\$ 374.300,00	\$ 496.618,33
Silo Enzim Hemiselulase	S-03	1	\$ 198.300,00	\$ 263.102,90
Silo <i>Yeast</i>	S-04	1	\$ 79.200,00	\$ 105.081,94
Tangki Delignifikasi	T-01	1	\$ 349.100,00	\$ 463.183,17
Tangki H ₂ SO ₄	T-02	1	\$ 2.400,00	\$ 3.184,30
Tangki NH ₄ OH	T-03	1	\$ 5.600,00	\$ 7.430,04
Tangki Produk	T-04	1	\$ 385.300,00	\$ 511.213,04
Tangki Produk Samping	T-05	1	\$ 645.100,00	\$ 855.913,66
<i>Vaporizer</i>	V-01	1	\$ 43.300,00	\$ 57.450,10
Total			\$ 9.247.955,00	\$ 12.270.114,78
Ny (2014)			576,1	
Nx (2029)			764,37	

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2029
Pompa	PU-01	2	\$ 6.600,00	\$ 8.756,83
	PU-02	2	\$ 6.600,00	\$ 8.756,83
	PU-03	2	\$ 6.600,00	\$ 8.756,83
	PU-04	2	\$ 6.600,00	\$ 8.756,83
	PU-05	2	\$ 6.600,00	\$ 8.756,83
	PU-06	1	\$ 3.300,00	\$ 4.378,41
	PU-07	1	\$ 3.300,00	\$ 4.378,41
	PU-08	1	\$ 2.800,00	\$ 3.715,02
	PU-09	1	\$ 2.800,00	\$ 3.715,02
Boiler	B-01	1	\$ 3.800,00	\$ 5.041,81
Bak Pengendap Awal	BU-01	1	\$ 10.150,00	\$ 13.466,94
Bak Penampungan Air Bersih	BU-02	1	\$ 10.000,00	\$ 13.267,92
Bak Air Rumah Tangga	BU-03	1	\$ 1.200,00	\$ 1.592,15
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	\$ 35.600,00	\$ 47.233,80
<i>Compressor</i>	CU-01	1	\$ 1.500,00	\$ 1.990,19
	CU-02	1	\$ 1.500,00	\$ 1.990,19
Evaporator	E-01	1	\$ 800,00	\$ 1.061,43
<i>Sand Filter</i>	FU-01	1	\$ 1.000,00	\$ 1.326,79

Lanjutan Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2029
<i>Clarifier</i>	KL-01	1	\$ 15.900,00	\$ 21.096,00
<i>Condenser</i>	KU-01	1	\$ 1.500,00	\$ 1.990,19
Bak Penggumpal	TU-01	1	\$ 1.800,00	\$ 2.388,23
Tangki Deklorinasi	TU-02	1	\$ 1.100,00	\$ 1.459,47
Tangki Penukar Kation	TU-03	2	\$ 2.000,00	\$ 2.653,58
Tangki Penukar Anion	TU-04	2	\$ 2.000,00	\$ 2.653,58
Tangki NaOH	TU-05	1	\$ 1.200,00	\$ 1.592,15
Tangki NaCl	TU-06	1	\$ 1.000,00	\$ 1.326,79
Tangki Kondensat	TU-08	1	\$ 1.000,00	\$ 1.326,79
Tangki Tawas	TU-09	1	\$ 1.500,00	\$ 1.990,19
Tangki CaOH	TU-10	1	\$ 1.200,00	\$ 1.592,15
Tangki Deaerator	TU-11	1	\$ 1.000,00	\$ 1.326,79
<i>Expansion Valve</i>	VU-01	1	\$ 8.900,00	\$ 11.808,45
Total			\$ 150.850,00	\$ 200.146,61
Ny (2014)			576,1	
Nx (2029)			764,37	

Berdasarkan Tabel 6.2 di atas, didapatkan total harga area proses pada tahu 2029 adalah berjumlah \$ 12.270.114,78 atau Rp 204.567.353.577,93 (rupiah). Lalu, dari Tabel 6.3 yang ditampilkan, didapatkan total harga alat utilitas adalah sebesar \$

200.146,61 atau Rp 3.336.844.230,67 (rupiah). Maka dari itu, total harga alat pada pabrik etanol adalah Rp 207.904.197.808,59 (rupiah).

6.2 Dasar Perhitungan Biaya

Adapun dasar perhitungan biaya pabrik ini adalah sebagai berikut.

Kapasitas produksi	= 50.000 ton/tahun
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun
Umur Alat	= 10 tahun
Kurs mata uang	= 1 \$ = 16.672,00 (per September 2025)
Tahun berdiri pabrik	= 2029
UMK Kabupaten Barito Utara	= Rp 4.240.862,00 (tahun 2029)

(Bank Indonesia, 2025)

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Modal atau *capital investment* merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Beberapa aspek yang termasuk ke dalam kategori *capital investment* adalah *fixed capital investment* dan *working capital investment*. Berikut adalah rincian dari *capital Investment*.

a. *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed capital investment (FCI) atau investasi modal tetap adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan seluruh fasilitas fisik dan peralatan utama yang diperlukan agar suatu pabrik atau proyek industri dapat dibangun dan beroperasi. Berikut adalah aspek yang termasuk ke dalam *fixed capital investment*.

Tabel 6.4 *Physical plant cost (PPC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	12.470.261,38	207.904.197.808,59
<i>Purchased Equipment Instalation</i>	5.362.212,40	89.398.805.057,70
Instrumentasi dan Kontrol	1.870.539,21	31.185.629.671,29
<i>Piping</i>	10.724.424,79	178.797.610.115,39
<i>Electrical Equipment and Material</i>	1.870.539,21	31.185.629.671,29
Insulasi	997.620,91	16.632.335.824,69
Bangunan	2.290.786,95	38.192.000.000,00
<i>Land & Yard</i>	766.480,51	12.778.763.015,70
Total	36.352.865,35	606.074.971.164,64

Dari Tabel 6.4 di atas, didapatkan jumlah PPC sebesar \$ 36.352.865,35 yang menandakan jumlah tersebut di atas \$ 5.000.000,00 (USD). Maka dari itu, jumlah biaya *engineering and construction* adalah 20% dari biaya PPC (Peters & Timmerhaus, 1991). Biaya PPC dan *engineering and construction* digunakan untuk mencari nilai *direct plant cost* (DPC). Berikut adalah rinciannya.

Tabel 6.5 *Direct plant cost (DPC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Physical Plant Cost</i>	36.352.865,35	606.074.971.164,64
<i>Engineering and Construction</i>	43.623.438,42	727.289.965.397,57
Total	44.839.661,62	747.566.838.547,05

Tabel 6.6 *Fixed capital investment (FCI)*

Fixed Capital	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Cost Plan</i>	43.623.438,42	727.289.965.397,57
<i>Contractor's Fee</i>	1.744.937,54	29.091.598.615,90
Contingency	4.362.343,84	72.728.996.539,76
Total	49.730.719,80	829.110.560.553,23

Berdasarkan Tabel 6.6 di atas, biaya FCI adalah sebesar \$ 49.730.719,80 atau Rp 829.110.560.553,23 (rupiah).

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment (WCI) adalah modal yang digunakan untuk menjalankan operasi harian pabrik atau perusahaan. Ini adalah dana yang dibutuhkan setelah pembangunan modal tetap (*fixed capital*) selesai untuk pabrik yang ingin beroperasi. Adapun rincian biaya WCI adalah sebagai berikut.

Tabel 6.7 *Working capital investment (WCI)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	3.874.397,79	64.593.959.877,12
<i>Inproses Inventory</i>	5.065.206,93	84.447.129.969,90
<i>Product Inventory</i>	2.363.763,23	39.408.660.652,62
<i>Extended Inventory</i>	12.391.832,66	206.596.634.063,52
<i>Available Cash</i>	10.130.413,86	168.894.259.939,79
Total	33.825.614,47	563.940.644.502,95

6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost atau biaya produksi merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu pabrik. *Manufacturing Cost* merupakan penjumlahan dari *total direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* (Aries & Newton, 1955). Adapun rinciannya adalah sebagai berikut.

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost (DMC) merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan proses pembuatan produk. Berikut adalah yang termasuk ke dalam DMC.

Tabel 6.8 *Direct manufacturing cost* (DMC)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw material</i>	42.618.375,64	710.533.558.648,35
<i>Labor Cost</i>	1.354.246,64	22.578.000.000,00
<i>Supervision</i>	135.424,66	2.257.800.000,00
<i>Maintenance</i>	2.983.843,19	49.746.633.633,19
<i>Plant supplies</i>	447.576,48	7.461.995.044,98
<i>Royalty and Patents</i>	1.363.101,59	22.725.629.746,99
<i>Utilities</i>	49.687.091,98	828.383.197.473,94
Total	98.589.660,18	1.643.686.814.547,45

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost merupakan merupakan biaya yang tidak terkait langsung dengan produksi produk. Dalam hal ini, IMC adalah aspek yang menjadi kebalikan dari DMC. Berikut adalah rinciannya.

Tabel 6.9 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	243.764,40	4.064.040.000,00
<i>Laboratory</i>	135.424,66	2.257.800.000,00
<i>Plant Overhead</i>	677.123,32	11.289.000.000,00
<i>Packaging and Shipping</i>	6.815.507,96	113.628.148.734,94
Total	7.871.820,34	131.238.988.734,94

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost merupakan biaya tetap yang dikeluarkan oleh pabrik saat beroperasi atau tidak beroperasi. Biaya ini tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi. Berikut adalah rinciannya.

Tabel 6.10 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	3.978.457,58	66.328.844.844,26
<i>Property Taxes</i>	497.307,20	8.291.105.605,53
<i>Insurance</i>	497.307,20	8.291.105.605,53
Total	4.973.071,98	82.911.056.055,32

d. *Total Manufacturing Cost (TMC)*

Biaya produksi atau *total manufacturing cost* dapat ditentukan dari biaya DMC, IMC, dan FMC. Berdasarkan Tabel 6.8 hingga Tabel 6.10 didapatkan biaya dari masing-masing aspek biaya produksi. Maka dari itu, biaya produksi dapat ditentukan.

Tabel 6.11 *Total manufacturing cost (TMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	98.589.660,18	1.643.686.814.547,45
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	7.871.820,34	131.238.988.734,94
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	4.973.071,98	82.911.056.055,32
Total	111.434.552,50	1.857.836.859.337,71

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses atau pengeluaran umum merupakan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost* atau biaya produksi. Artinya, biaya ini juga diperlukan karena tetap berkaitan dengan kepentingan jalannya perusahaan. Aspek-aspek yang termasuk ke dalam pengeluaran umum, antara lain (Peters & Timmerhaus, 1991):

- a. Administrasi yang merupakan biaya total *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor,
- b. *Sales* (Penjualan) yang merupakan pengeluaran biaya untuk tujuan menjual produk, seperti iklan dan distribusi produk,

- c. Riset yang merupakan biaya untuk melakukan penelitian dalam menjaga mutu dan inovasi yang akan datang,
- d. *Finance* yang merupakan biaya pendanaan untuk investasi yang berasal dari sumber eksternal, seperti pinjaman.

Tabel 6.12 *General expenses*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	3.343.036,58	55.735.105.780,13
<i>Sales Expense</i>	5.571.727,63	92.891.842.966,89
<i>Research</i>	3.900.209,34	65.024.290.076,82
<i>Finance</i>	1.671.126,69	27.861.024.101,12
Total	14.486.100,22	241.512.262.924,96

6.3.4 *Total Production Cost (TPC)*

Biaya produksi total didapatkan dari biaya total *manufacturing cost* dan *general expenses*. Berdasarkan Tabel 6.11 dan Tabel 6.12 menampilkan biaya dari dua aspek ini. Maka dari itu, biaya TPC dapat ditentukan.

Tabel 6.13 *Total production cost (TPC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Manufacturing Cost</i>	111.434.552,50	1.857.836.859.337,71
<i>General Expenses</i>	14.486.100,22	241.512.262.924,96
Total	125.920.652,73	2.099.349.122.262,67

6.4 Analisis Keuntungan

Dalam perancangan berdirinya suatu pabrik, diperlukan kegiatan analisis keuntungan dalam rangka meninjau untung-rugi suatu pendirian pabrik. Keuntungan ini dapat dihitung melalui data biaya produksi total (TPC) dan harga penjualan total produk. Adapun perhitungannya adalah sebagai berikut

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\text{Keuntungan} = \text{Total penjualan} - \text{TPC} \quad (6.2)$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp } 2.272.562.974.698,75 - \text{Rp } 2.099.349.122.262,67$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp } 173.213.852.436,08$$

b. Keuntungan Setelah Pajak

$$\text{Pajak} = 20\% \times \text{Keuntungan sebelum pajak} \quad (6.3)$$

$$\text{Pajak} = 20\% \times \text{Rp } 173.213.852.436,08$$

$$\text{Pajak} = \text{Rp } 34.642.770.487,22$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \quad (6.4)$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp } 173.213.852.436,08 - \text{Rp } 34.642.770.487,22$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp } 138.571.081.948,87$$

6.5 Analisis Risiko Pabrik

Salah satu aspek dalam evaluasi ekonomi juga ditinjau dari tinggi atau rendahnya risiko pabrik. Artinya, perlu ada analisis dalam meninjau risiko tersebut. Ada beberapa kategori dalam aspek analisis ini, yaitu sifat-sifat bahan dan produk, kondisi operasi alat yang digunakan, dan limbah yang dihasilkan, dan lokasi pabrik. Berikut adalah rincian dari analisis risiko pabrik.

Tabel 6.14 Kategori risiko pabrik etanol

Parameter	Deskripsi	Risiko	
		Tinggi	Rendah
Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan adalah 221°C	✓	
	Tekanan maksimal yang digunakan adalah 50 atm	✓	
Karakteristik Bahan Baku	TKKS		✓
	NaOH	✓	
	H ₂ O		✓
	H ₂ SO ₄	✓	
	Enzim Selulase		✓
	Enzim Hemiselulase		✓
	<i>Yeast S. cerevisiae</i>		✓
	NH ₄ OH		✓
Karakteristik Produk	C ₂ H ₅ OH	✓	
	CO ₂	✓	
Regulasi Pemerintah	Limbah yang dihasilkan		✓
Lokasi Pabrik	Kabupaten Barito Utara, Kalimantan Tengah		✓

Berdasarkan Tabel 6.14 di atas, didapatkan bahwa risiko pabrik etanol ini memiliki risiko pabrik yang relatif rendah.

6.6 Analisis Kelayakan

Aspek lain yang juga perlu dianalisis secara ekonomi adalah kelayakan berdirinya suatu pabrik. Hal ini diperlukan dengan tujuan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh dari suatu industri sehingga pabrik tersebut memiliki potensi atau sebaliknya secara ekonomi. Adapun aspek-aspek dalam menentukan kelayakan suatu industri adalah sebagai berikut.

6.6.1 Return on Investment (ROI)

Percent Return On Investment merupakan tingkat keuntungan yang diperoleh dari tingkat investasi yang dikeluarkan. ROI suatu pabrik kimia dengan risiko rendah adalah minimal sebesar 11% (Aries & Newton, 1955). Adapun perhitungan untuk menentukan ROI adalah sebagai berikut.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.5)$$

Persamaan (6.5) digunakan untuk mencari nilai ROI baik sebelum pajak maupun setelah pajak.

$$\text{ROI sebelum pajak} = 20,89\%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 16,71\%$$

6.6.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan periode pengembalian modal yang dihitung dengan mempertimbangkan keuntungan yang diperoleh. POT dilakukan untuk mengetahui berapa tahun modal investasi yang dilakukan akan kembali. Pada industri kimia dengan risiko rendah, syarat POT sebelum pajak adalah maksimal 5

tahun (Aries & Newton, 1955). Untuk mendapatkan hasil POT, dapat dihitung dengan cara sebagai berikut.

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan tahunan}} \quad (6.6)$$

Persamaan (6.6) digunakan untuk mencari nilai POT baik sebelum pajak maupun setelah pajak.

$$\text{POT sebelum pajak} = 3,46 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = 4,05 \text{ tahun}$$

6.6.3 Break Even Point (BEP)

Break Event Point (BEP) merupakan titik yang menunjukkan hubungan antara biaya dan penghasilan memiliki jumlah yang sama. BEP berfungsi untuk menunjukkan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum sekaligus harga satuan unit yang dijual supaya mendapatkan keuntungan. Nilai BEP yang layak pada suatu industri kimia adalah berkisar antara 40-60% (Aries & Newton, 1955). Adapun nilai BEP dapat hitung dengan cara sebagai berikut.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}} \times 100\% \quad (6.7)$$

Keterangan:

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

Berikut adalah rincian dari Fa, Ra, Va, dan Sa sebagai penunjang perhitungan BEP.

Tabel 6.15 *Annual fixed manufacturing cost*

Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
<i>Depreciation</i>	3.978.457,58	66.328.844.844,26
<i>Property Taxes</i>	497.307,20	8.291.105.605,53
<i>Insurance</i>	497.307,20	8.291.105.605,53
Total	4.973.071,98	82.911.056.055,32

Tabel 6.16 *Annual regulated expenses*

Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	243.764,40	4.064.040.000,00
<i>Laboratory</i>	135.424,66	2.257.800.000,00
<i>Plant Overhead</i>	677.123,32	11.289.000.000,00
<i>Labor Cost</i>	1.354.246,64	22.578.000.000,00
<i>Supervision</i>	135.424,66	2.257.800.000,00
<i>Maintenance</i>	2.983.843,19	49.746.633.633,19
<i>Plant supplies</i>	447.576,48	7.461.995.044,98
<i>General Expenses</i>	14.486.100,22	241.512.262.924,96
Total	20.463.503,58	341.167.531.603,13

Tabel 6.17 *Annual Variable value*

Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
<i>Raw material</i>	42.618.375,64	710.533.558.648,35
<i>Royalty and Patents</i>	1.363.101,59	22.725.629.746,99
<i>Utilities</i>	49.687.091,98	828.383.197.473,94
<i>Packaging and Shipping</i>	6.815.507,96	113.628.148.734,94
Total	100.484.077,17	1.675.270.534.604,21

Tabel 6.18 *Annual sales value*

Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
<i>Annual Sales Value</i>	136.310.159,23	2.272.562.974.698,75
Total	136.310.159,23	2.272.562.974.698,75

Berdasarkan data yang ditampilkan pada Tabel 6.15 hingga Tabel 6.18 di atas, didapatkan nilai BEP sebesar 51,68% dengan menggunakan Persamaan (6.7).

6.6.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan titik yang menandakan operasi pabrik harus dihentikan atau biaya untuk melanjutkan operasi akan lebih besar daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Nilai SDP sebesar > 20% atau di atas 20% adalah nilai yang layak pada suatu industri kimia. Berikut adalah penentuan nilai SDP.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (6.8)$$

$$SDP = 28,55\%$$

Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan Persamaan (6.8), didapatkan nilai SDP sebesar 28,55% sehingga dapat dikategorikan layak.

6.6.5 *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) merupakan bunga maksimum suatu pabrik dapat membayar pinjaman dan bunganya kepada bank selama umur pabrik. Nilai DCFR didasarkan oleh parameter suku bunga. Syarat minimal suku bunga tersebut adalah 4,75% (per November 2025) (Bank Indonesia, 2025). Untuk suku bunga pada tahun 2029 adalah sebesar 7,13%. Adapun nilai DCFR dapat dicari dengan cara sebagai berikut.

$$\frac{(WCI+FCI) \times (1+i)^n}{CF} = [(1+i)^{(n-1)} + (1+i)^{(n-2)} + \dots + (1+i) + 1] \quad (6.9)$$

$$\frac{WCI + SV}{CV}$$

Keterangan:

FCI = *Fixed capital investment*

WCI = *Working capital investment*

CV = *Cash Flow* = Keuntungan setelah pajak + *Depreciation* + *Finance*

SV = *Salvage value* = Depresiasi

n = Umur pabrik = 10 tahun

i = Nilai DCFR

Adapun data-data yang digunakan adalah sebagai berikut.

FCI = Rp 829.110.560.553,23

WCI = Rp 563.940.644.502,95

CV = Rp 232.760.950.894,25

SV = Rp 66.328.844.844,26

$n = 10$ tahun

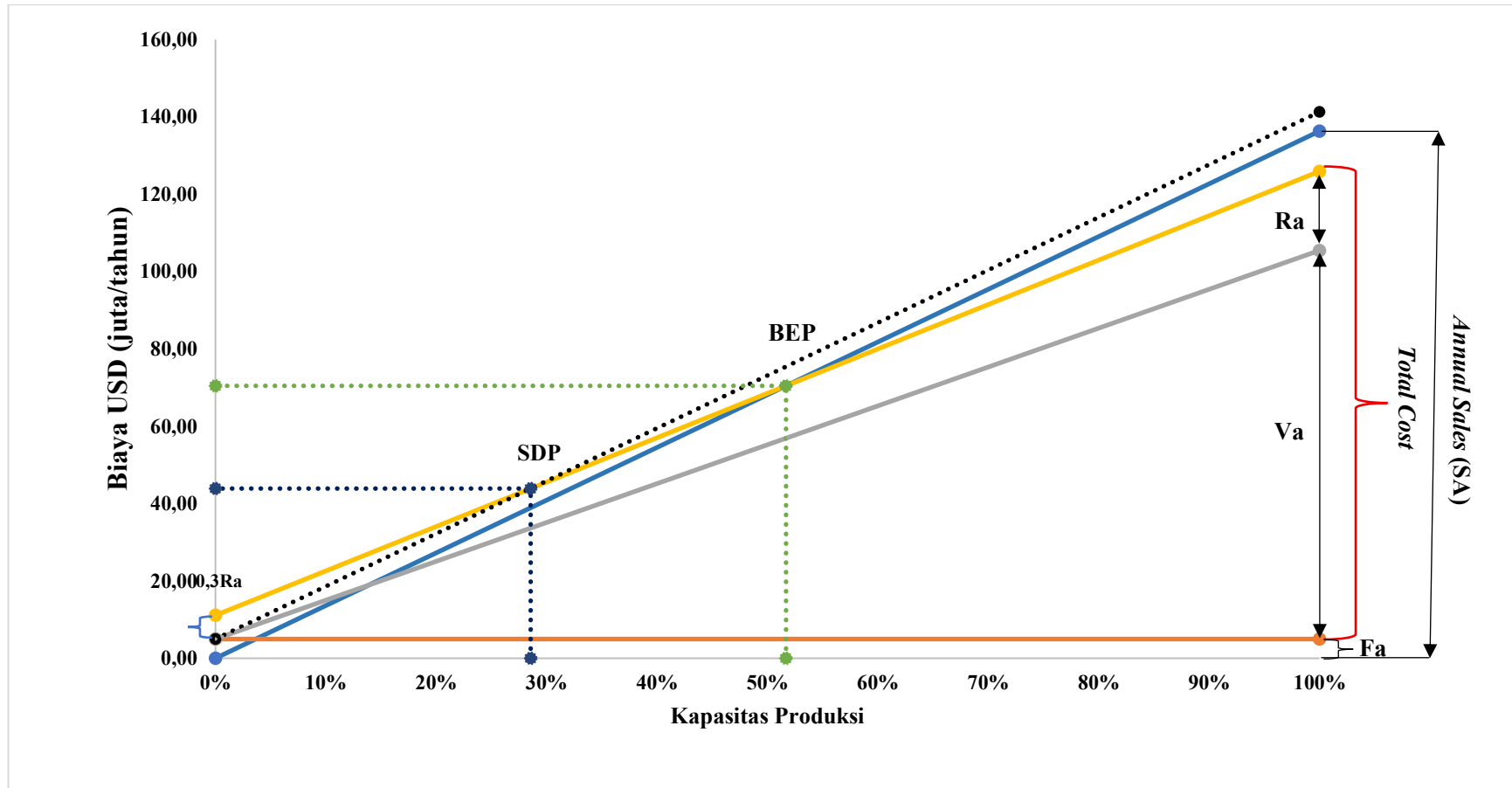
Maka dari itu, nilai DCFR dengan cara memasukkan data ke dalam Persamaan (6.9) adalah sebesar 22,78% yang menandakan bahwa nilai tersebut sesuai dari syarat minimum.

Selanjutnya, setelah didapatkan nilai dari aspek-aspek yang menentukan kelayakan pabrik, maka didapatkan hasil kelayakan berdirinya pabrik dengan parameter risiko rendah yang ditampilkan pada Tabel 6.19 di bawah ini.

Tabel 6.19 Analisis kelayakan pabrik

Komponen	Parameter	Hasil Evaluasi	Keterangan
ROI	$> 11\%$	20,89%	Layak
POT	≤ 5 tahun	3,46	Layak
BEP	40% - 60%	51,68%	Layak
SDP	$> 20\%$	28,55%	Layak
DCFR	Suku bunga bank minimal	22,78%	Layak

Berdasarkan Tabel 6.19 didapatkan bahwa pabrik layak dirikan. Adapun evaluasi ekonomi dapat dilihat melalui grafik yang terdapat pada Gambar 6.2 di bawah ini.



Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan aspek-aspek yang telah didapatkan terhadap perancangan pabrik etanol ini, diperoleh berbagai kesimpulan, antara lain:

- a. Pabrik etanol dari limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) memiliki kapasitas 50.000 ton/tahun yang didasarkan oleh pemenuhan kebutuhan jumlah ekspor dan pengurangan jumlah impor dari luar negeri. Pendirian pabrik ini juga untuk memenuhi kebutuhan bioetanol di Indonesia sebagai bahan bakar, memberikan lapangan pekerjaan bagi masyarakat, dan meningkatkan ekonomi negara.
- b. Metode yang digunakan dalam proses *pretreatment* TKKS adalah metode fisio-kimia *steam explosion* dengan alkali basa berupa NaOH.
- c. Metode yang digunakan dalam proses produksi etanol adalah dengan metode *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF) karena lebih efektif dan ekonomis.
- d. Luas tanah yang dibutuhkan pada pendirian pabrik etanol ini adalah sebesar 21.249,2 m².
- e. Air yang diproses melalui unit utilitas pada pabrik ini untuk pemenuhan kebutuhan pabrik adalah sebanyak 1.393.431 kg/jam.
- f. Tenaga pekerja atau karyawan pada pabrik ini adalah sebanyak 200 orang.

- g. Risiko pabrik yang ditinjau dari karakteristik bahan baku dan produk, limbah yang dihasilkan, kondisi operasi, dan lokasi pabrik, memiliki risiko yang relatif rendah.
- h. *Total capital investment* yang terdiri dari *fixed capital investment* dan *working capital investment* dalam pendirian pabrik ini adalah sebagai berikut.
1. *Fixed capital investment* = Rp 829.110.560.553,23
 2. *Working capital investment* = Rp 563.940.644.502,95
- i. *Total production cost* atau biaya produksi total yang terdiri dari *manufacturing cost* dan *general expenses* adalah sebesar Rp 2.099.349.122.262,67 (rupiah).
- j. Hasil dari analisis kelayakan pabrik etanol ini menunjukkan kategori pabrik yang layak untuk didirikan dengan rincian, di antaranya:
1. ROI sebelum pajak = 20,89%
 2. ROI setelah pajak = 16,71%
 3. POT sebelum pajak = 3,46 tahun
 4. POT setelah pajak = 4,05 tahun
 5. BEP = 51,68%
 6. SDP = 28,55%
 7. DCFR = 22,78%

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia, diperlukan pemahaman konsep dasar yang menunjang pada peningkatan kelayakan berdirinya suatu pabrik kimia yang di antaranya adalah sebagai berikut.

- a. Optimasi pada pemilihan alat proses dan alat penunjang proses yang digunakan supaya dapat lebih menguntungkan secara ekonomi.
- b. Pendirian pabrik etanol berbahan limbah organik dapat menjadi solusi pemerintah dalam mewujudkan energi yang berkelanjutan atau mewujudkan *Sustainable Development Goals* (SDGs) poin ke-tujuh, serta dapat meningkatkan angka pertumbuhan ekonomi negara.
- c. Pendirian pabrik etanol dapat menjadi solusi pemerintah dalam memenuhi kebutuhan bahan bakar untuk masyarakat.
- d. Perancangan pabrik kimia harus memperhatikan aspek produksi limbah sehingga harapannya pabrik-pabrik kimia yang didirikan dapat lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Akinyele, H., Gabriel, R., Ajobiewe, R., Ukhureigbe, O., Adebessin, A., & Omotayo, T. (2019). Xylanase-production potential of *Trichoderma Asperellum* NG-T161 and NG-T163 isolated from banana farm soils in South Western Nigeria. *Journal of Fungal Biology*, 9(1), 301-312. doi:10.5943/cream/9/1/25
- Aklis, N., Riyadi, M., Rosyadi, G., & Cahyanto, T. (2015). Studi Eksperimen Konversi Biomassa menjadi SynGas Pada Reaktor Bubbling Fluidized Bed Gasifier. *Prosiding Seminar Nasional ReTII ke-10*, (pp. 973-978).
- Aries, R., & Newton, R. (1955). *CHEMICAL ENGINEERING COST ESTIMATION*. New York: McGRAW-HILL BOOK COMPANY.
- Arlianti, L. (2018). Bioetanol sebagai sumber green energy alternatif yang potensial di Indonesia. *J. Keilmuan dan Apl. Tek. UNISTEK*, 5(1), 16-22.
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Data Ekspor Impor Nasional*. Retrieved from bps.go.id: <https://www.bps.go.id/id/exim>
- Bank Indonesia. (2025). *JISDOR*. Retrieved from bi.go.id: <https://www.bi.go.id/id/statistik/informasi-kurs/jisdor/default.aspx>
- Blokhin, A., Voitkevich, O., Kabo, G., Paulechka, Y., Shisonok, G., Kabo, A., & Simirsky, V. (2011). Thermodynamic Properties of Plant Biomass Components. Heat Capacity, Combustion Energy, and Gasification Equilibria of Cellulose. *Journal Of Chemical & Engineering Data*, 56, 3523-3531. doi:10.1021/je200270t
- Bradley, C. (2009). Process for Integrating Cellulose and Starch Feedstocks in Ethanol Production. *I*(19).
- Brownell, L., & Young, E. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Chaula, Z., John, G., Said, M., & Manyele, S. (2018). Non-Isothermal Degradation and Thermodynamic Properties of Pine Sawdust. *Smart Grid and Renewable Energy*, 9(12), 272-284. doi:10.4236/sgre.2018.912017
- Chen, Y., Sharma-Shivappa, R., Keshwani, D., & Chen, C. (2007). Potential of agricultural residues and hay for bioethanol production. *Appl Biochem Biotechnol*, 142(3), 276-290. doi:10.1007/s12010-007-0026-3
- Dean, J. (1999). *LANGE'S HANDBOOK OF CHEMISTRY* (15 ed.). McGraw-Hill, INC.

- Direktorat Statistik Tanaman Pangan, Hortikultura, dan Perkebunan. (2023). *Statistik Kelapa Sawit Indonesia* (Vol. 16). Badan Pusat Statistik.
- Felix, E., Clara, O., & Vincent, A. (2014). A Kinetic Study of the Fermentation of Cane Sugar Using *Saccharomyces cerevisiae*. *Journal of Physical Chemistry*, 4, 26-31. doi:10.4236/ojpc.2014.41005
- Fuadi, A. M. (2017). Perbandingan Efektifitas Pembuatan Glukosa dari Kertas Bekas Secara Hidrolisis Asam dan Enzim. *Teknol. Bahan Alam*, 1(1), 6-11.
- Geankopolis, J., & Richardson. (1993). *Transport Processes and Unit Operation* (3 ed.). New Jersey: A Simon & Schuster Company.
- Green, D., & Perry, R. (2008). *PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS* (8 ed.). McGraw-Hill. doi:10.1036/0071422943
- Haniati, M., Fajrin, A., Tetrisyanda, R., & Kuswandi, K. (2021). Pra Desain Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit. *JURNAL TEKNIK ITS*, 10(2), 164-170. doi:10.12962/j23373539.v10i2.67157
- Hermiati, E., Risanto, L., Anita, S., Aristiawan, Y., Sudiyani, Y., Hanafi, A., & Abimanyu, H. (2014). SAKARIFIKASI SERAT TANDAN KOSONG DAN PELEPAH KELAPA SAWIT SETELAH PRETREATMENT MENGGUNAKAN KULTUR CAMPURAN JAMUR PELAPUK PUTIH *Phanerochaete chrysosporium* dan *Trametes versicolor*. *Jurnal Penelitian Hasil Hutan*, 32(2), 111-122. doi:10.20886/jphh.2014.32.2.111-122
- Ihsani, L. (2022). *PRARANCANGAN PABRIK BIOETANOL BERBAHAN BAKU TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES SSF (SIMULTANEOUS SACCHARIFICATION AND FERMENTATION) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN*. Semarang.
- Kementerian. (2016). *Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia tentang Baku Mutu Lindi Bagi Usaha dan/atau Kegiatan TPA Sampah*. Kementrian Lingkungan Hidup.
- Kementerian. (2024). *Penetapan Upah Minimum Tahun 2025*. Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Republik Indonesia.
- Kementerian ESDM. (2012, Oktober). Retrieved from Ditjen Minerba: [https://www.minerba.esdm.go.id/berita/minerba/detil/20121013-maju-mundur-pemakaian-energi-alternatif#:~:text=Ada%205%20produsen%20utama%20bio%20etanol%20C%20yakni,kiloliter%20per%20tahun\)%20C%20PTPN%20XI%20\(4%20ribu](https://www.minerba.esdm.go.id/berita/minerba/detil/20121013-maju-mundur-pemakaian-energi-alternatif#:~:text=Ada%205%20produsen%20utama%20bio%20etanol%20C%20yakni,kiloliter%20per%20tahun)%20C%20PTPN%20XI%20(4%20ribu)
- Kern, D. (1965). *PROCESS HEAT TRANSFER*. MCGRAW-HILL BOOK COMPANY.

- Khairiah, H., & Ridwan, M. (2021). PENGEMBANGAN PROSES PEMBUATAN BIOETANOL GENERASI II DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT. *Jurnal Pangan dan Agroindustri*, 9(4), 233-240.
- Kumar, P., Barret, D., Delwiche, J., & Stroeve, P. (2009). Methods for Pretreatment of Lignocellulosic Biomass for Efficient Hydrolysis and Biofuel Production. *Ind. Eng. Chem*, 48(8), 3713-3729. doi:10.1021/ie801542g
- Ludwig, E. (2001). *APPLIED PROCESS DESIGN* (3 ed., Vol. 3). Boston: Gulf Professional Publishing.
- Modenbach, A., & Nokes, S. E. (2013). Enzymatic Hydrolysis of Biomass at High Solids Loadings - A review. *Biomass and Bioenergy*, 56, 526-544. doi:10.1016/j.biombioe.2013.05.031
- Muryanto, Sudiyani, Y., & Abimanyu, H. (2016). Optimasi Proses Perlakuan Awal NaOH Tandan Kosong Kelapa Sawit untuk menjadi Bioetanol. *J.Kim.Terap.Indones.*, 18(1), 27-35. doi:10.14203/jkti.v18i01.37
- Ohmine, K., Ooshima, H., & Harano, Y. (1983). Kinetic Study on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose by Cellulase from *Trichoderma viride*. *Biotechnology and Bioengineering*, 25, 2041-2053.
- Pemerintah Daerah. (2018). *Rencana Pembangunan Jangka Menengah Daerah (RPJMD) Kabupaten Barito Utara Tahun 2018-2023*. Barito Utara: Pemerintah Daerah.
- Peraturan Daerah. (2019). *Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Tahun 2019*. Pemerintah Daerah.
- Peraturan Presiden. (2005). *BPK RI*. Retrieved from peraturan.bpk.go.id.
- Permatasari, H., Gulo, F., & Lesmini, B. (2014). PENGARUH KONSENTRASI H₂SO₄ DAN NaOH TERHADAP DELIGNIFIKASI SERBUK BAMBU (GIGANTOCHLOA APUS). *Jurnal Penelitian dan Pendidikan Kimia*, 1(2), 131-140. doi:10.36706/jppk.v1i2.1891
- Peters, M., & Timmerhaus, K. (1991). *PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERING* (4 ed.). Singapore: McGraw-Hill, Inc.
- PP. (2021). *Penyelenggaraan Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup*. Peraturan Pemerintah.
- Ramadhani, J., Asrifah, D., & Wahyuning, I. (2019). Pengolahan Air Lindi Menggunakan Metode Constructed Wetland di TPA Sampah Tanjungrejo, Desa Tanjungrejo, Kecamatan Jekulo, Kabupaten Kudus. *Jurnal Ilmiah Lingkungan Kebumihan*, 1(2), 1-8.

- Seda, Y., Anggraini, S., & Chandra K.F, A. (2019). Pra Rancang Bangun Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan Kapasitas 2.972 Ton/Tahun Menggunakan Alat Utama Fermentor. *eUREKA : Jurnal Penelitian Mahasiswa Teknik Sipil dan Teknik Kimia*, 2(2), 238-244.
- Shyaula, M., Regmi, S. K., Poudel, R., Dhakal, A., Koirala, D., Sijapati, A., . . . Maharjan. (2023). Characterization of Thermostable Cellulase from *Bacillus licheniformis* PANG L Isolated from the Himalayan Soil. *International Journal of Microbiology*. doi:10.1155/2023/3615757
- Sindhuwati, C., Mustain, A., Rosly, Y., Aprijaya, A., Mufid, Suryandari, A., . . . Rulianah, S. (2021). Review: Potensi Tandan Kosong Kelapa Sawit sebagai Bahan Baku Pembuatan Bioetanol dengan Metode Fed Batch pada Proses Hidrolisis. *Jurnal Teknik Kimia dan Lingkungan*, 5(2), 128-144. doi:0.33795/jtkl.v5i2.224
- SK Gubernur. (2024). *Upah Minimum Kabupaten/Kota dan Upah Minimum Sektoral Kabupaten/Kota Tahun 2025*. Kalimantan Tengah: Surat Keputusan Gubernur Kalimantan Tengah.
- Smith, J., Van Ness, H., Abbott, M., & Swihart, M. (2005). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (8 ed.). New York: McGraw-Hill.
- Soeharso, S., & Tripomo, T. (2021). *AGILE ORGANIZATION STRUCTURE*. LAUTAN PUSTAKA.
- The University of Manchester. (2022). *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Retrieved from chemengonline.com: https://personalpages.manchester.ac.uk/staff/tom.rodgers/Interactive_graphs/CEPCI.html?reactors/CEPCI/index.html#
- Ulrich, G. (1984). *A GUIDE TO CHEMICAL ENGINEERING PROCESS DESIGN AND ECONOMICS*. Canada: John Wiley & Sons, Inc.
- Walas, S. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Boston: Butterworth-Heinemann.
- Wardani, D. (2012). Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) Sebagai Alternatif Pupuk Organik. *Jurnal Lingkungan Hidup-Bumi-Lestari Bumi Bebas Polusi*.
- Yaws, C. (1999). *CHEMICAL PROPERTIES HANDBOOK*. New York: McGraw-Hill Companies.
- Yunus, R., Salleh, S., Abdullah, N., & Biak, D. (2010). Effect of ultrasonic pretreatment on low temperature acid hydrolysis of oil palm empty fruit bunch. *Bioresour Technol*, 101(24), 9792-9796. doi:10.1016/j.biortech.2010.07.074

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Spesifikasi Reaktor

Kode = R-01

Fungsi = Terjadinya proses sakarifikasi dan fermentasi selulosa dan hemiselulosa menjadi produk bioetanol

Jenis reaktor = Reaktor *batch* berpengaduk

Sifat reaksi = Eksotermis

Kondisi Operasi

Suhu = 35°C

Tekanan = 1 atm

Konversi = 95% (selulosa dan glukosa)
85% (hemiselulosa dan xilosa)

(Felix, Clara, & Vincent, 2014) (Bradley, 2009)

Waktu reaksi = 72 jam

Jumlah Reaktor = 12

Tahapan Perancangan:

a. Penentuan jenis reaktor

Reaktor yang digunakan merupakan tangki silinder vertical berpengaduk dengan atas dan tutup *torispherical* yang dilengkapi dengan jaket.

b. Penentuan bahan konstruksi

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel* SA-167 Grade 11 Tipe 316

dengan pertimbangan:

1. Ketahanan korosi yang baik,
2. *Yield strength* yang dihasilkan 25%,
3. Tingkat kekerasan yang tinggi.

c. Penentuan laju volume umpan reaktor

$$\begin{aligned}\text{Densitas umpan} &= 1256,36 \text{ kg/m}^3 \\ &= 78,43 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju volume umpan} &= 25,05 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 884,68 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

d. Menghitung waktu reaksi

Berdasarkan data yang dihasilkan pada penelitian Ohmine, dkk (1983) dan Felix, dkk (2014), waktu sakarifikasi/hidrolisis dan fermentasi dapat ditentukan dari persamaan berikut (Ohmine, Ooshima, & Harano, 1983) (Felix, Clara, & Vincent, 2014).

Reaksi Sakarifikasi

$$v_s = \frac{d[S]}{dt} = \frac{Vm \times [S]}{(Km + [S])} \quad (1)$$

$$\frac{(Km+[S])}{[S]} d[S] = -Vm. dt \quad (2)$$

$$-Km \frac{d[S]}{[S]} - [S] \frac{d[S]}{[S]} = Vm. dt \quad (3)$$

Kecepatan maksimum $S = S_0$, lalu Persamaan (3) diintegalkan dengan waktu $t = 0$, sehingga

$$-Km \int_{S_0}^S \frac{d[S]}{[S]} - \int_{S_0}^S d[S] = Vm. \int_0^t dt \quad (4)$$

$$-Km \ln \frac{S}{S_0} - (S - S_0) = Vm. t \quad (5)$$

Berdasarkan penelitian Ohmine, dkk (1983) konstanta Michaelis-Menten dan kecepatan maksimum adalah sebagai berikut (Ohmine, Ooshima, & Harano, 1983).

$$Km = 154 \text{ kmol/m}^3$$

$$Vm = 15,1 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Sedangkan, data konsentrasi bahan adalah:

$$S_0 = 2,475 \text{ M}$$

$$S = 0,124 \text{ M}$$

Maka dari itu, waktu reaksi sakarifikasi (t_1) dapat ditentukan dengan substitusi data-data di atas ke Persamaan (5).

$$\frac{-154 \ln \frac{0,124}{2,475} - (0,124 - 2,475)}{15,1} = t$$

$$t_1 = 30,71 \text{ jam}$$

Reaksi Fermentasi

$$v_0 = -\frac{d[G]}{dt} = \frac{d[P]}{dt} = k_3 \frac{[E]_0 [G]}{k_s + [G]} \quad (6)$$

$$\frac{(k_s + [G])}{[G]} d[G] = k_3 \cdot [E]_0 \cdot dt \quad (7)$$

$$-k_s \frac{d[G]}{[G]} - [G] \frac{d[G]}{[G]} = k_3 \cdot [E]_0 \cdot dt \quad (8)$$

Selanjutnya, Persamaan (8) diintegrasikan sehingga menjadi Persamaan (9) di bawah ini.

$$-k_s \ln \frac{G}{G_0} - (G - G_0) = k_3 \cdot [E]_0 \cdot t \quad (9)$$

Menurut penelitian Felix, dkk (2014) konstanta Michaelis-Menten dan kecepatan maksimum adalah (Felix, Clara, & Vincent, 2014).

$$k_s = K_m = 2740 \text{ kmol/m}^3$$

$$V_m = 200 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$k_3 = 0,181 \text{ jam}^{-1}$$

Sedangkan, data konsentrasi bahan adalah:

$$G_0 = 2,35 \text{ M}$$

$$G = 0,12 \text{ M}$$

Adapun nilai $k_3 \cdot [E]_0 = V_m$, maka dengan memasukkan angka-angka di atas ke dalam Persamaan (9), didapatkan waktu reaksi fermentasi sebagai berikut.

$$\frac{-2740 \ln \frac{0,12}{2,35} - (0,12 - 2,35)}{200} = t$$

$$t_2 = 41,05 \text{ jam}$$

Selanjutnya, waktu total reaksi didapatkan dengan cara berikut.

$$\text{Waktu total} = t_1 + t_2 \quad (10)$$

$$\text{Waktu total} = 30,71 \text{ jam} + 41,05 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu total} = 71,76 \text{ jam} \approx 72 \text{ jam}$$

e. Volume reaktor

Volume reaktor dapat ditentukan dengan data-data berikut ini.

$$\text{Laju volume umpan} = 25,05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu reaksi} = 72 \text{ jam}$$

$$\text{Volume umpan} = 2229,58 \text{ m}^3$$

Volume cairan/reaktor = 200,41 m³

Jumlah reaktor = 12 reaktor

Hasil ini didapatkan karena reaksi akan dijalankan secara berkala melalui penjadwalan dengan waktu pengisian selama 8 jam dan waktu pengosongan 8 jam. Lalu, ada waktu sterilisasi selama 1 jam sehingga total waktu reaksi adalah 89 jam. Adapun penjadwalan reaktor dibuat *overlap* sebagai berikut.


Penjadwalan reaktor


Reaktor	Jam ke-																																				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33				
1	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█		
2									█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█		
3																		█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█		
4																																				█	
5																																					█
6																																					
7																																					
8																																					
9																																					
10																																					
11																																					
12																																					


Reaktor	Jam ke-																																					
	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66					
1	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow			
2	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow		
3	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow		
4	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow		
5	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow		
6							Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow		
7																Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green		
8																											Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green
9																																					Green	Green
10																																						
11																																						
12																																						

Reaktor	Jam ke-																									
	154	155	156	157	158	159	160	161	162	163	164	165	166	167	168	169	170	171	172	173	174	175	176	177	178	
1	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Blue
2	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Black
3	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
4	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
5	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
6	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
7	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
8	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
9	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
10	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
11	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green
12	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Black	Blue

Keterangan:

 = Waktu pengisian

 = Waktu Reaksi

 = Waktu Pengosongan

 = Waktu Pencucian dan Sterilisasi

Selanjutnya, volume tangki dibuat *over design* sebesar 20% dari volume umpan.

$$\text{Volume tangki} = \text{volume umpan} + (20\% \times \text{volume umpan}) \quad (11)$$

$$\text{Volume tangki} = 200,41 \text{ m}^3 + (20\% \times 200,41 \text{ m}^3)$$

$$\text{Volume tangki} = 240,5 \text{ m}^3$$

$$= 8.492,97 \text{ ft}^3$$

$$= 63.531,74 \text{ gal}$$

$$= 240.493,83 \text{ l}$$

f. Menghitung dimensi reaktor

Desain reaktor yang digunakan adalah reaktor silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical* karena pertimbangan kondisi tekanan vessel dari 15-200 psi (Ulrich, 1984).

$$\text{Volume tutup} = 0,000049D^3 \quad (12)$$

$$\text{Volume atap} = \text{Volume dasar}$$

(Brownell & Young, 1959)

1. Mencari nilai diameter (D) dan tinggi tangki (H)

Jika biaya lahan dan pendirian diabaikan, maka:

$$D = 2H$$

Maka volume tangki,

$$V = \frac{\pi D^2(H)}{4} \quad (13)$$

Keterangan:

V = Volume tangki, ft³

D = Diameter tangki, ft

H = Tinggi tangki, ft

π = nilai *phi* (3,14)

$$V = 1,57 D^3$$

$$H = \frac{4V}{D^2\pi} \quad (14)$$

(Brownell & Young, 1959)

Dari Persamaan (14), didapatkan nilai tinggi dan diameter reaktor, yaitu sebagai berikut.

$$H = 35,11 \text{ ft}$$

$$D = 17,55 \text{ ft}$$

2. Menghitung tinggi cairan

$$H_c = \frac{V_{caian}}{V_{tangki}} \cdot H_s \quad (15)$$

Keterangan:

H_c = Tinggi cairan, ft

Hs = Tinggi tangki, ft

Vcairan = Volume cairan, ft³

Vtangki = Volume tangki, ft³

Nilai tinggi cairan dengan menggunakan Persamaan (15) adalah sebagai berikut.

Hc = 29,26 ft

= 351,1 in

3. Menghitung tekanan desain

Mencari tekanan internal hidrostatis

$$p = \rho \frac{(H - 1)}{144} \quad (16)$$

Keterangan:

P = tekanan internal hidrostatis

ρ = densitas cairan

H = tinggi cairan

P = 15,4 psi

(Brownell & Young, 1959)

Tekanan yang dioperasikan adalah 1 atm atau 14,7 psi sehingga tekanan total yang didapat, yaitu:

P total= 30,1 psi

Mencari tekanan desain

$$P \text{ desain} = (1 + \text{faktor kelonggaran})(P_h + P_0) \quad (17)$$

Faktor kelonggaran = 0,1

P desain = 33,1 psi

4. Menghitung tebal *shell*

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0,6P)} + C \quad (18)$$

Keterangan:

ts = tebal dinding *shell*

P = tekanan desain, (lb/in²)

r = jari-jari, in

f = tegangan yang diizinkan

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

(Brownell & Young, 1959)

Efisiensi yang digunakan sesuai dengan Tabel 13.2 Brownell & Young (1959) halaman 254 adalah menggunakan *Double-Welded Butt Joint*.

E = 80%

C = 0,075

f = 18.750 psi

r = 8,78 ft

= 105 in

Maka dari itu, nilai tebal *shell* dengan menggunakan Persamaan (18) adalah sebagai berikut.

$$ts = \frac{33,1 \times 105}{(18750 \times 80\% - 0,6 \times 33,1)} + 0,075$$

$$t_s = 0,31 \text{ in}$$

Dengan menggunakan ukuran standar sesuai Tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, didapatkan hasil t_s sebesar 0,375 in (Brownell & Young, 1959).

5. Menghitung *head*

Langkah pertama merupakan mencari dimensi *head* dengan cara sebagai berikut.

$$ID = 210,65 \text{ in}$$

$$OD = ID + (2 \times 210,65)$$

$$OD = 211,4 \text{ in}$$

Berdasarkan nilai OD, didapatkan nilai i_{cr} dan r sesuai Brownell & Young, halaman 91 (Brownell & Young, 1959).

$$OD = 228 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 13,75 \text{ in}$$

$$r = 180 \text{ in}$$

Selanjutnya, tebal *head torispherical* (th) didapatkan melalui Persamaan (19) sebagai berikut.

$$th = \frac{prcW}{(2fE - 0,2p)} + c \quad (19)$$

Keterangan:

W = faktor intensifikasi tegangan

C = faktor korosi

Nilai W dapat ditentukan melalui persamaan berikut.

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{r1}} \right) \quad (20)$$

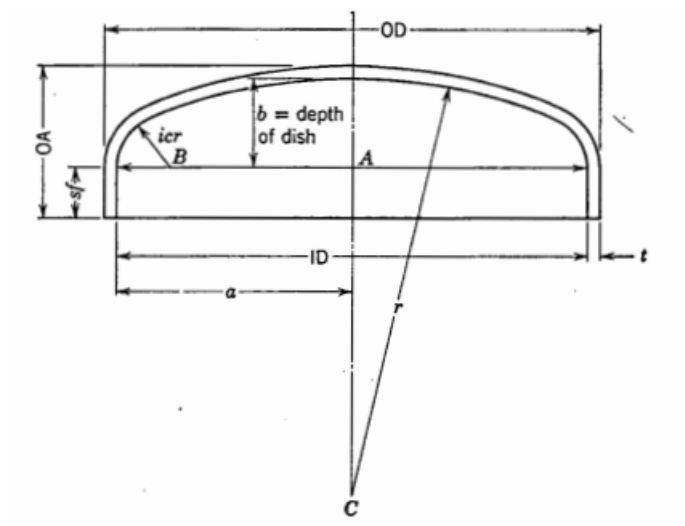
$$W = 1,66 \text{ in}$$

Berdasarkan hasil di atas, maka dengan menggunakan Persamaan (19) di atas, didapatkan nilai th sebagai berikut.

$$th = \frac{33,1 \times 180 \times 1,66}{(2 \times 18.750 \times 80\% - 0,2 \times 33,1)} + 0,075$$

$$th = 0,4 \text{ in}$$

Dengan menggunakan ukuran standar sesuai Tabel 5.4, Brownell & Young, hal 87, didapatkan hasil th sebesar 1 in (Brownell & Young, 1959).



Gambar 1. Spesifikasi *head*

Dari gambar tersebut, dapat dicari spesifikasi head dengan persamaan pada Brownell & Young (1959) halaman 87 sebagai berikut.

$$a = \frac{ID}{2} \quad (21)$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \quad (22)$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr) \quad (23)$$

$$BC = r - (icr) \quad (24)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \quad (25)$$

$$OA = r - b + sf \quad (26)$$

(Brownell & Young, 1959)

Dari Persamaan (21) hingga Persamaan (26) di atas, didapatkan nilai sebagai berikut.

$$a = 113,63 \text{ in}$$

$$b = 47,1 \text{ in}$$

$$AB = 99,88 \text{ in}$$

$$BC = 166,25 \text{ in}$$

$$OA = 50,6 \text{ in}$$

$$= 4,22 \text{ ft}$$

$$= 1,29 \text{ m}$$

6. Menghitung tinggi total

Tinggi total dapat ditentukan dengan cara berikut.

$$H_{\text{total}} = 2H_{\text{head}} + H_{\text{shell}} \quad (27)$$

$$H_{\text{total}} = 43,54 \text{ ft}$$

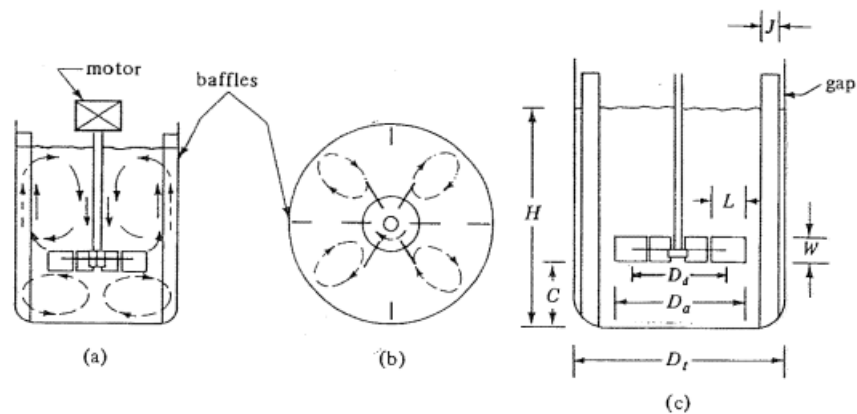
$$= 13,27 \text{ m}$$

g. Menghitung spesifikasi pengaduk

Jenis Pengaduk yang digunakan adalah *Curved Blade Turbin Agitator* dengan 6 *blade* dan 4 *baffle*. Lalu, diketahui bahwa densitas campuran adalah $1256,36 \text{ kg/m}^3$. Berikut adalah langkah-langkah dalam menentukan spesifikasi pengaduk.

1. Dimensi pengaduk

Persamaan yang digunakan adalah Geankopolis & Richardson (1993) halaman 144 sebagai berikut.



Gambar 2. Komponen pengaduk

Lalu, persamaan yang didapatkan berdasarkan Geankopolis & Richardson (1993) halaman 144 adalah sebagai berikut.

$\frac{D_s}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_s} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_s}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_s} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

Gambar 3. Persamaan pengaduk

Keterangan:

Dt = Diameter tangki, ft

Da = Diameter pengaduk, ft

C = Jarak pengaduk-dasar reaktor, ft

W = Tebal *impeller*, ft

L = Panjang paddle, ft

J = Lebar baffle, ft

(Geankopolis & Richardson, 1993)

Dari persamaan pada Gambar 3 di atas, didapatkan nilai sebagai berikut.

Dt = 17,55 ft = 5,35 m

Da = 8,78 ft = 2,68 m

C = 5,85 ft = 1,78 m

W = 1,76 ft = 0,54 m

L = 2,2 ft = 0,67 m

J = 1,46 ft = 0,45 m

2. Menghitung kecepatan pengaduk

Dalam menentukan kecepatan, tahapan-tahapan yang digunakan adalah sebagai berikut.

$$WELH = hc \times sg \quad (28)$$

Keterangan:

WELH = *Water Equivalent Liquid High*, ft

sg = *specific gravity*

Nilai sg didapatkan dari cara sebagai berikut.

$$sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \quad (29)$$

$$sg = 1,23$$

Maka dari itu, dengan memasukkan data ke dalam Persamaan (28), nilai WELH dapat ditentukan.

$$WELH = 36,1 \text{ ft}$$

Setelah didapatkan nilai WELH, langkah selanjutnya yang dilakukan adalah menghitung kecepatan pengaduk dengan cara berikut ini.

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{WELH/2Di} \quad (30)$$

Keterangan:

N = Kecepatan putaran, rpm

Di = Diameter pengaduk (Da)

Dengan menggunakan Persamaan (30), maka nilai N adalah sebagai berikut.

$$N = 31,22 \text{ rpm}$$

$$N = 0,52 \text{ rps}$$

3. Menghitung tenaga pengaduk

Tenaga pengaduk dapat ditentukan dengan cara berikut ini.

$$N' Re = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \quad (31)$$

Keterangan:

Re = Bilangan Reynold

μ = viskositas campuran, = 0,00021 lb/ft.s = 0,31 cP

(Geankopolis & Richardson, 1993)

Dari Persamaan (31) di atas, didapatkan nilai N'Re, yaitu:

$$N'Re = 149.455,46$$

Selanjutnya, dalam mencari tenaga pengaduk, digunakan cara berikut di ini.

$$Np = \frac{P}{\rho N^3 D a^5} \text{ (SI)} \quad (32)$$

$$Np = \frac{Pgc}{\rho N^3 D a^5} \text{ (English)} \quad (33)$$

Keterangan:

Np = Bilangan tenaga

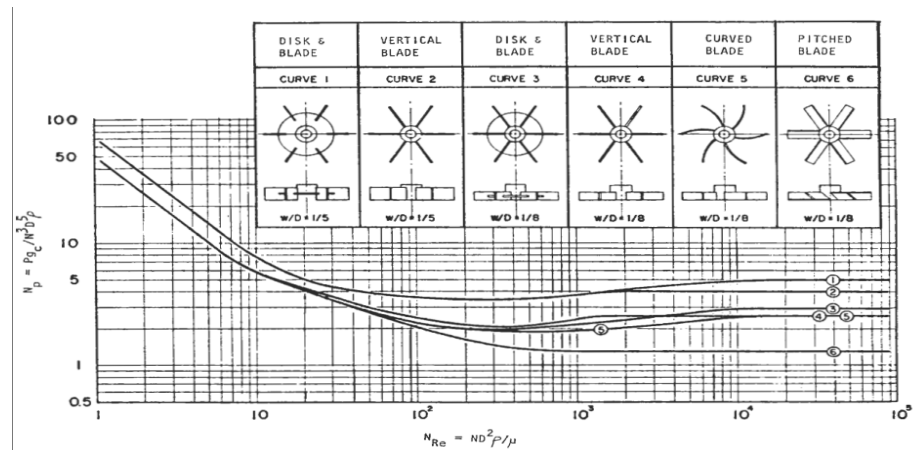
P = tenaga yang dibutuhkan, ft.lbf/detik

gc = percepatan gravitasi, (ft/s²)

$$= 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 32,152 \text{ ft/s}^2$$

Nilai Np ditentukan dari nilai N'Re dengan menggunakan hubungan Np dan N'Re yang terdapat pada Walas (1990) halaman 292 pada Gambar 4 sebagai berikut.



Gambar 4. Hubungan N_p dan N_{Re} pada berbagai jenis pengaduk

(Walas, 1990)

Berdasarkan Gambar 4 didapatkan nilai N_p sebesar 2,6 sehingga tenaga pengaduk dapat ditentukan. Dalam menentukan daya pengaduk, digunakan Persamaan (33).

$$2,6 = \frac{P \times 32,152}{78,43 \times 0,52^3 8,78^5}$$

$$P = 84,6 \text{ HP}$$

Sesuai standar NEMA, didapatkan nilai P sebesar 100 HP (Ludwig, 2001).

h. Merancang jaket reaktor

1. Menentukan suhu *Log Mean Temperatur Difference* (ΔT_{LMTD})

Log Mean Temperature Difference (LMTD) merupakan rata-rata logaritmik perbedaan suhu antara fluida panas dan dingin di setiap ujung penukar panas yang digunakan untuk menentukan laju perpindahan panas dalam sistem aliran. Adapun suhu LMTD pada reaktor ini ditentukan dengan cara sebagai berikut.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (34)$$

Keterangan:

ΔT_{LMTD} = suhu LMTD, °F

ΔT_1 = selisih suhu antara suhu masuk fluida panas dengan suhu keluar fluida dingin, °F

ΔT_2 = selisih suhu antara suhu keluar fluida panas dengan suhu masuk fluida dingin, °F

(Kern, 1965)

Adapun data-data suhu aliran fluida ditampilkan sebagai berikut.

Komponen	C	K	F
Th in	35	308,16	95
Th out	35	308,16	95
Tc in	15	288,16	59
Tc out	25	298,16	77

Dari data di atas didapatkan nilai ΔT_1 dan ΔT_2 , yaitu:

$$\Delta T_1 = 36 \text{ °F}$$

$$\Delta T_2 = 18 \text{ °F}$$

Lalu, ΔT_{LMTD} yang didapatkan menggunakan Persamaan (34), yaitu:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{36 - 18}{\ln \left(\frac{36}{18} \right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 69,94 \text{ °F}$$

Nilai LMTD ini dapat digunakan untuk menentukan jenis pendingin.

2. Menentukan jenis pendingin

Penentuan jenis pendingin ini dilakukan dengan melihat nilai luas transfer panas dan luas selubung. Untuk menentukan jumlah luas selubung dilakukan dengan cara berikut.

$$A_{selubung} = (\pi \cdot OD \cdot H) + \left(\frac{1}{4}\pi \cdot OD^2\right) \quad (35)$$

Keterangan:

A selubung = luas selubung, ft²

OD = diameter luar tangki, ft = 19 ft

H = tinggi tangki, ft = 35,11 ft

π = phi = 3,14

Dengan menggunakan Persamaan (35), didapatkan luas selubung reaktor, yaitu:

$$A_{selubung} = (3,14 \times 19 \times 35,11) + \left(\frac{1}{4} 3,14 \cdot 19^2\right)$$

$$A_{selubung} = 2.378 \text{ ft}^2$$

Setelah didapatkan nilai luas selubung, Langkah selanjutnya dilakukan adalah mencari luas transfer panas yang terjadi. Jumlah luas ini dapat ditentukan dengan cara berikut.

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T} \quad (36)$$

Keterangan:

A = luas transfer panas, ft²

Q = laju perpindahan panas, btu/jam = 13.772.495,45 btu/jam

Ud = overall heat transfer coefficient, btu/ft².°F

ΔT = suhu LMTD, °F

(Kern, 1965)

Nilai U_d dapat ditentukan melalui sifat umpan berdasarkan viskositasnya. Viskositas umpan adalah sebesar 0,31 cP. Pada Tabel 8 Kern (1965), viskositas tersebut termasuk ke dalam golongan *light organic* sehingga nilai U_d adalah sebesar 150 btu/ft².°F yang dapat digunakan untuk menghitung luas transfer panas (Kern, 1965). Dengan memasukkan Persamaan (36) di atas, didapatkan luas transfer panas, yaitu:

$$A = \frac{13.772.495,45}{150 \times 69,94}$$

$$A = 1.312,85 \text{ ft}^2$$

Ada dua faktor yang jadi pertimbangan pemilihan jenis media pendingin, yaitu:

Jika luas transfer panas > luas selubung, maka digunakan pendingin *coil*.

Jika luas transfer panas < luas selubung, maka digunakan pendingin *jacket*.

Berdasarkan hasil di atas, maka pendingin yang digunakan adalah *jacket*.

3. Menghitung diameter jaket

Diameter jaket dapat dihitung dengan cara berikut.

$$ID \text{ jaket} = OD + 2T_j \quad (37)$$

Keterangan:

ID jaket = diameter jaket, in

OD = diameter luar tangki, in

T_j = jarak antara dinding luar tangki dan dinding dalam jaket,

in = 2 in

Dengan memasukkan angka ke dalam Persamaan (37), didapatkan diameter jaket, yaitu:

$$\text{ID jaket} = 232 \text{ in}$$

4. Menghitung tebal jaket

Tebal jaket dihitung dengan menggunakan Persamaan (18) di atas sehingga didapatkan hasil sebagai berikut.

$$t = \frac{33,1 \times 116}{(18750 \times 80\% - 0,6 \times 33,1)} + 0,075$$

$$t = 0,375 \text{ in}$$

Lalu, untuk menentukan tebal *bottom* jaket, digunakan Persamaan (19) di atas sehingga didapatkan hasil sebagai berikut.

$$tb = \frac{33,1 \times 180 \times 0,82}{(2 \times 18750 \times 80\% - 0,2 \times 33,1)} + 0,075$$

$$tb = 0,16 \text{ in}$$

$$tb = 0,1875 \text{ (dengan menggunakan standar)}$$

(Brownell & Young, 1959)

5. Menghitung tinggi *bottom* jaket

Penentuan *bottom* jaket dihitung dengan Persamaan (21) hingga Persamaan (26). Adapun nilai yang didapat, yaitu:

$$a = 119,63 \text{ in}$$

$$b = 52,15 \text{ in}$$

$$AB = 105,2 \text{ in}$$

$$BC = 165,56 \text{ in}$$

$$OA = 52,33 \text{ in}$$

6. Menentukan tinggi total jaket

Setelah didapatkan tinggi *bottom*, maka dapat dicari tinggi total jaket dengan cara berikut.

$$H_{total} = H_{cairan} + H_{bottom} \quad (38)$$

$$H_{total} = 351,09 + 52,33$$

$$= 403,42 \text{ in}$$

$$= 10,25 \text{ m}$$

7. Menghitung luas transfer panas jaket

Luas transfer panas jaket dapat dihitung dengan langkah-langkah berikut ini.

$$A_{total} = A_{shell} + A_{bottom} \quad (39)$$

Untuk mencari luas transfer panas *bottom*, digunakan diameter (D_e) dengan Persamaan (5.12) Brownell & Young (1959) halaman 88 sebagai berikut.

$$D_e = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr \quad (40)$$

Keterangan:

OD = diameter luar jaket, in = 240 in

sf = panjang *straight-flange*, in = 2 in

icr = *inside-corner radius*, in = 14,44 in

(Brownell & Young, 1959)

Dengan memasukkan data-data di atas ke dalam Persamaan (40), didapatkan D_e , yaitu:

$$De = 240 + \frac{240}{42} + (2 \times 2) + \frac{2}{3} 14,44$$

$$De = 259,34 \text{ in}$$

Lalu, didapatkan nilai luas *shell* jaket dan luas *bottom*, yaitu:

$$A_{shell} = 304.019,15 \text{ in}^2$$

$$A_{bottom} = 105.593,28 \text{ in}^2$$

Maka dari itu, luas transfer panas total dengan Persamaan (39) adalah sebagai berikut.

$$A_{total} = 304.019,15 + 105.593,28$$

$$A_{total} = 409,612,3 \text{ in}^2$$

Lalu, luas yang dialiri antara fluida panas dan dingin adalah

$$A = 631,3 \text{ in}^2$$

8. Menghitung koefisien perpindahan panas antara reaktor dan jaket

Pada Persamaan (20.1) Kern (1965), ditampilkan langkah dalam mencari nilai koefisien perpindahan panas, yaitu:

$$\frac{hiDi}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (41)$$

Keterangan:

Di = diameter reaktor, ft = 17,55 ft

c = kapasitas panas umpan, btu/lb°F = 0,66 btu/lb°F

ρ = densitas umpan, lb/ft³ = 78 lb/ft³

L = diameter pengaduk, in = 105,33 in

N = kecepatan pengaduk, rph = 1873,12 rph

k = konduktivitas termal, btu/ft.jam.°F = 0,359 btu/ft.jam.°F

μ = viskositas umpan, lb/ft.jam = 0,87 btulb/ft.jam

μ_w = viskositas umpan, lb/ft.jam = 0,87 btulb/ft.jam

h_i = koefisien perpindahan panas dalam, btu/jam.ft².°F

(Kern, 1965)

Dengan menggunakan Persamaan (41), didapatkan nilai h_i , yaitu:

$$h_i = 549,57 \text{ btu/jam/ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Lalu, dengan menggunakan Persamaan (6.5) Kern (1965) halaman 105, didapatkan nilai h_{io} , yaitu:

$$h_{io} = h_i \frac{A_i}{A} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (42)$$

Keterangan:

h_{io} = koefisien perpindahan panas (luas permukaan), btu/jam.ft².°F

ID = diameter reaktor, ft

OD = diameter jaket, ft

(Kern, 1965)

Maka dari itu, didapatkan h_{io} dengan Persamaan (42), yaitu

$$h_{io} = 482,39 \text{ btu/jam/ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Selanjutnya, dapat dicari koefisien transfer panas (h_o) dengan cara berikut.

$$h_o = 0,87 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4} \quad (43)$$

(Kern, 1965)

$$h_o = 201,58 \text{ btu/jam/ft}^2 \cdot \text{°F}$$

9. Menghitung *clean overall coefficient* (U_c) dan *designed overall coefficient*

(U_d)

Untuk mencari nilai U_c dan U_d , digunakan Persamaan (6.38) Kern (1965) sebagai berikut.

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (44)$$

$$U_c = \frac{482,39 \times 201,58}{482,39 + 201,58}$$

$$U_c = 142,17 \text{ btu/jam/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_d = \frac{h_d \cdot U_c}{h_d + U_c} \quad (45)$$

Nilai h_d didapatkan melalui cara berikut.

$$h_d = \frac{1}{R_d} \quad (46)$$

Keterangan:

$$R_d = \text{fouling factor} = 0,003$$

(Kern, 1965)

Dengan menggunakan Persamaan (46), didapatkan nilai h_d , yaitu:

$$h_d = 333,33$$

Selanjutnya, nilai h_d digunakan untuk mencari U_d dengan menggunakan

Persamaan (45), yaitu:

$$U_d = \frac{333,33 \times 142,17}{333,33 + 142,17}$$

$$U_d = 99,66 \text{ btu/jam/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

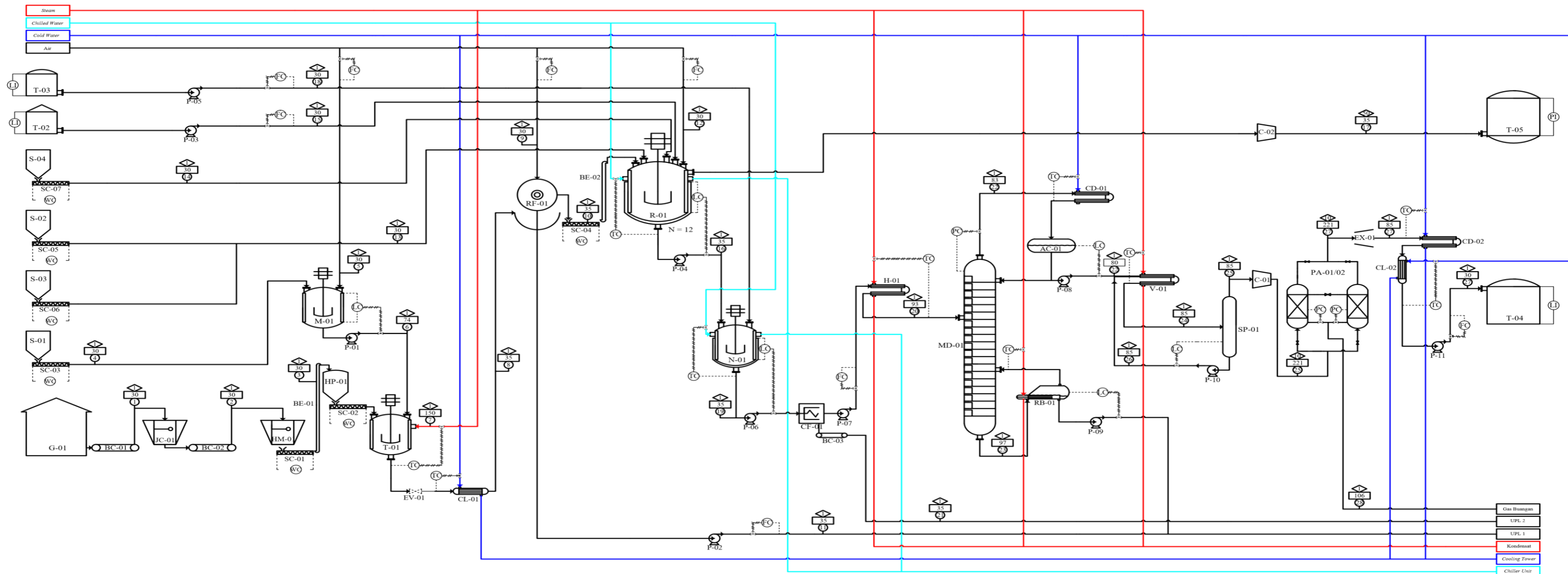
LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

DIAGRAM ALIR PROSES

PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT

DENGAN KAPASITAS 50.000 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	23	24	25	26	27	28	
C ₆ H ₁₀ O ₅	10044,19	10044,19	10044,19				10044,19			10044,19						502,21			502,21		502,21								
CSH ₂ O	6854,42	6854,42	6854,42				3781,04			3781,04						567,16			567,16		567,16								
I ₂ gmin	7282,65	7282,65	7282,65				696,08			696,08						696,08			696,08		696,08								
Abu	491,37	491,37	491,37				466,20			466,20																			
Ekstraktif	2778,00	2778,00	2778,00				1088,33			1088,33																			
NaOH				13725,32			4980,57			4980,57																			
C ₂ H ₅ O ₂																530,11			530,11	514,21	15,90			514,21					
C ₂ H ₄ O ₂																547,82			547,82	531,39	16,43			531,39					
C ₂ H ₅ OH																6734,61			6734,61	6532,57	202,04	6271,27	261,30	7839,08	6271,27	1567,82	6271,27		
H ₂ O	29702,47	29702,47	29702,47	280,11	70962,64	71242,75	44825,11	27781,44	726,07	71880,48	13099,11		2169,54		0,05	12326,75	3,51	12331,23	11961,29	369,94	478,45	11482,84	598,06	478,45	119,61	41,86	436,59		
Enzim Selulase													816,70			2169,54		2169,54	2169,54										
Enzim Hemiselulase													816,70			816,70		816,70	816,70										
Saccharomyces cerevisiae													138,25			138,25		138,25	138,25										
H ₂ SO ₄																2,65		2,65											
NH ₄ OH																	1,89		1,89										
(NH ₄) ₂ SO ₄																		3,56	3,46	0,11			3,46						
CO ₂																		6441,80											
Lindi Hitam																													
Steam							22582,65			98822,29			98822,29																
Total	57153,10	57153,10	57153,10	14005,43	70962,64	84968,06	22582,65	164703,81	27781,44	15247,38	177237,87	13099,11	2986,25	138,25	2,70	25031,88	6441,80	5,40	25037,28	19542,91	5494,37	6749,72	12793,19	8437,15	6749,72	1687,43	6313,13	436,59	

Keterangan Alat	Keterangan Simbol
AC Accumulator	○ Nomor Arus
BC Belt Conveyor	□ Suhu (°C)
BE Bucket Elevator	◇ Tekanan (atm)
C Compressor	→ Aliran Proses
CD Condenser	→ Aliran Pneumatic
CF Centrifuge	→ Aliran Listrik
CL Cooler	→ Flow Controller
EV Expansion Valve	○ Level Controller
EX Expander	○ Temperature Controller
G Gudang	○ Pressure Controller
H Heater	○ Level Indicator
HP Hopper	○ Weight Controller
M Mixer	○ Pressure Indicator
MD Menara Distilasi	→ Cooling Water
N Neutralizer	→ Chilled Water
P Pompa	→ Steam
PA Pressure Swing Adsorption	
R Reaktor	
RB Reboiler	
RF Rotary Drum Vacuum Filter	
S Silo	
SC Screw Conveyor	
SP Separator	
T Tangki	
V Vaportizer	

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI LIMBAH
TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN







Disusun oleh:
 Damar Seno Prabowo (20521142)
 Ardhan Barullah Widarso (20521231)





Dosen Pembimbing:
 Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Damar Seno Prabowo
NIM : 20521142
2. Nama Mahasiswa : Ardhan Barullah Widanarso
NIM : 20521231
- Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Etanol dari Limbah Tandan
Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 50.000
Ton/Tahun
- Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2024
- Batas Akhir Bimbingan : 13 September 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	25-03-2024	Perkenalan dan diskusi judul	
2	21-04-2024	Konsultasi data kapasitas	
3	06-05-2024	Konsultasi peluang kapasitas produksi	
4	22-05-2024	Konsultasi penetapan kapasitas produksi	
5	11-06-2024	Konsultasi penetapan kapasitas produksi	
		Konsultasi penetapan kapasitas produksi	
6	09-07-2024	Konsultasi pemilihan proses	

7	05-08-2024	Konsultasi pemilihan proses	
8	24-08-2024	Konsultasi pemilihan proses	
		Konsultasi spesifikasi bahan dan produk	
		Konsultasi termodinamika dan kinetika	
9	30-08-2024	Konsultasi spesifikasi bahan dan produk	
		Konsultasi termodinamika dan kinetika	
		Konsultasi diagram alir proses	
10	06-09-2024	Konsultasi diagram alir proses	
		Konsultasi neraca massa	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Damar Seno Prabowo

NIM : 20521142





2. Nama Mahasiswa : Ardhan Barullah Widanarso







NIM : 20521231

Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Etanol dari Limbah Tandan
Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 50.000
Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2024

Batas Akhir Bimbingan : 13 Maret 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	20-09-2024	Konsultasi diagram alir proses	
		Konsultasi termodinamika dan kinetika	
		Konsultasi neraca massa	
2	30-09-2024	Konsultasi neraca massa	
		Konsultasi kinetika reaksi	
		Konsultasi optimasi reaktor	
3	07-10-2024	Konsultasi neraca massa	
		Konsultasi optimasi reaktor	
4	29-10-2024	Konsultasi neraca massa	
		Konsultasi optimasi reaktor	

5	15-11-2024	Konsultasi neraca massa	
		Konsultasi perancangan reaktor	
6	22-11-2024	Konsultasi neraca massa	
		Konsultasi perancangan reaktor	
		Konsultasi perancangan alat-alat besar/pemisah	
7	05-12-2024	Konsultasi neraca massa	
		Konsultasi perancangan reaktor	
		Konsultasi perancangan alat-alat besar/pemisah	
8	16-01-2025	Konsultasi perancangan reaktor	
		Konsultasi perancangan alat-alat besar/pemisah	
9	25-01-2025	Konsultasi perancangan alat-alat besar/pemisah	
		Konsultasi PEFD	
10	07-02-2025	Konsultasi perancangan alat-alat besar/pemisah	
		Konsultasi PEFD	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Damar Seno Prabowo

NIM : 20521142

2. Nama Mahasiswa : Ardhan Barullah Widanarso

NIM : 20521231






Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Etanol dari Limbah Tandan

Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 50.000

Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 17 Maret 2025





Batas Akhir Bimbingan : 13 September 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14-03-2025	Konsultasi PEFD	
		Konsultasi perancangan alat-alat besar/pemisah	
		Konsultasi alat-alat penyimpanan	
2	22-04-2025	Konsultasi alat-alat penyimpanan	
		Konsultasi alat-alat transportasi bahan	
3	04-05-2025	Konsultasi alat-alat penyimpanan	
		Konsultasi alat-alat transportasi bahan	
4	14-05-2025	Konsultasi alat-alat transportasi bahan	
		Konsultasi alat-alat penyimpanan	
5	23-07-2025	Konsultasi alat-alat transportasi	

		Konsultasi alat-alat penukar panas	↓
6	15-08-2025	Konsultasi alat-alat penukar panas	↓
		Konsultasi neraca panas	
7	03-09-2025	Konsultasi neraca panas	↓
8	12-09-2025	Konsultasi neraca panas	↓
		Konsultasi tata letak pabrik	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Damar Seno Prabowo
NIM : 20521142
2. Nama Mahasiswa : Ardhan Barullah Widanarso
NIM : 20521231
- Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Etanol dari Limbah Tandan
Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 50.000
Ton/Tahun
- Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2025
Batas Akhir Bimbingan : 15 Maret 2026

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24-09-2025	Konsultasi tata letak pabrik	
		Konsultasi utilitas pabrik	
2	03-10-2025	Konsultasi tata letak pabrik	
		Konsultasi utilitas pabrik	
		Konsultasi evaluasi ekonomi	
3	10-10-2025	Konsultasi naskah	
4	23-10-2025	Konsultasi gambar <i>layout</i> pabrik	
		Konsultasi evaluasi ekonomi	
		Konsultasi naskah	