

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BAGASSE TEBU DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

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



oleh:

Nama : Daffa Shidqi Hibatullah Nama : Muhammad Figo Ahadil G

NIM : 20521066

NIM : 20521239

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

2024

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI
BAGASSE TEBU DENGAN KAPASITAS 20.000
TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama: Daffa Shidqi Hibatullah
NIM: 20521066

Nama: Muhammad Figo Ahadil G.
NIM: 20521239

Yogyakarta, 19 Oktober 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Penyusun I


Daffa Shidqi Hibatullah
20521066

Penyusun II


Muhammad Figo Ahadil G
20521239

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BAGASSE TEBU
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK



Disusun oleh:

Nama : Daffa Shidqi Hibatullah Nama : Muhammad Figo Ahadil G
NIM : 20521066 NIM : 20521239

Yogyakarta, 19 Oktober 2024

Dosen Pembimbing

(Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI
BAGASSE TEBU DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Daffa Shidqi Hibatullah Nama : Muhammad Figo Ahadil G

NIM : 20521066 NIM : 20521239

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

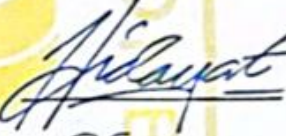
Yogyakarta, 19 Oktober 2024

Tim Penguji,

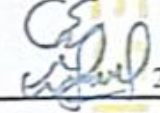
Ifa Puspasari S.T., M.Eng., Ph.D.
Ketua Penguji

 28/11'24

Dr. Arif Hidavat, S.T., M.T.
Anggota I



Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.
Anggota II

 26 November 2024

Mengetahui;

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
NIK.995200445

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan semesta alam, yang telah memberikan anugerah dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik kimia ini dengan baik dan tepat waktu. Shalawat dan salam senantiasa tercurah kepada Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga dan para sahabat beliau, yang telah memberikan contoh hidup yang mulia bagi umat manusia.

Tugas akhir prarancangan pabrik kimia dengan judul “Pabrik Bioetanol dari Bagas Tebu Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” ditulis sebagai penerapan ilmu teknik kimia yang sudah didapat selama perkuliahan, dan juga sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Pembuatan tugas akhir ini bisa berjalan dengan lancar atas bantuan dan juga doa dari banyak pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami sebagai penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas seizinnya, penyusun diberi kemampuan dan kesabaran untuk bisa menyelesaikan tugas akhir ini
2. Orang tua dan keluarga yang sudah selalu membantu memberikan motivasi dan dukungan moril maupun materil selama menuntut ilmu pendidikan di

3. Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Hari Purnomo, Prof., DR., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Ibu Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing yang sudah meluangkan waktu, arahan, serta bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.
8. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya.
9. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
10. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2020 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya
11. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas akhir prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas

Demikian laporan dari tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusun berharap semoga laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat

memberikan inspirasi terhadap pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan mendapatkan kritik dan saran yang membangun.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatu

LEMBAR PERSEMBAHAN

LEMBAR PERSEMBAHAN



Dengan penuh rasa syukur kepada Allah SWT atas segala rahmat dan hidayah-Nya, serta rasa terima kasih yang mendalam, skripsi ini saya persembahkan kepada:

Kedua orang tua saya, atas segala cinta, doa, pengorbanan, dan dukungan tanpa henti yang telah kalian berikan. Terima kasih telah menjadi sumber inspirasi, motivasi, dan semangat dalam perjalanan hidup saya juga memberikan kasih sayang yang tiada lelahnya kepada saya dari saya kecil hingga saya bisa menulis naskah ini. Semoga ini menjadi awal dari perjuangan hidup saya untuk terus memberikan yang terbaik untuk keluarga saya. Nabel Abhinaya Zuhdi yang merupakan adik saya, saya ucapkan banyak terimakasih yang juga telah turut serta mendoakan saya dan juga menyemangati saya hingga akhirnya saya selesai masa kuliah saya.

Untuk partner saya, figo terima kasih atas ilmu, waktu, dan semangat selama ini yang telah diberikan, tidak terasa akhirnya bisa menyelesaikan tugas akhir ini, saya mohon maaf jika ada perbuatan atau perkataan yang tidak berkenan mohon untuk dimaafkan. Semoga ilmu yang didapat bisa bermanfaat di dunia dan di

akhirat, semoga kedepanya kita bisa menjadi pribadi yang lebih baik dan sukses kedepanya, amiiiiinn.

Untuk Bu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., ph.D, selaku dosen pembimbing kami, saya ucapkan terima kasih atas bimbingan dan motivasi kepada kami, serta ilmu yang telah ibu berikan sehingga saya dapat menyelesaikan naskah ini dan juga saya mohon maaf apabila selama masa bimbingan ada salah kata atau perbuatan, saya mohon maaf sebesar besarnya.

Terima kasih untuk teman teman se-TPA dan juga alumni SMA telah menemani suka dan duka saya selama melewati masa perkuliahan ini. Terima kasih telah menjadi teman teman yang terbaik sehingga saya bisa sampai pada titik ini. Semoga kita dikemudian hari akan menjadi orang orang yang sukses dan juga selalu bermanfaat ilmunya, aamiinn.

Dan untuk yang terakhir, untuk diri saya sendiri kamu hebat bisa melewati masa masa perkuliahan ini hingga menyelesaikanya, ini merupakan *step* awal dalam memulai mengejar impian saya dan menjadi orang yang bermanfaat untuk sesama.

(Daffa Shidqi Hibatullah)

LEMBAR PERSEMBAHAN



Dengan penuh rasa syukur, saya mengucapkan terima kasih atas segala hal kemudahan yang diberikan oleh Allah SWT dalam melewati setiap fase dalam kehidupan saya termasuk dengan tugas ini yang mengakhiri masa perkuliahan dan akan memulai fase baru dalam kehidupan ini. Perjuangan untuk sampai pada titik ini tidak lepas dari dukungan-dukungan orang-orang yang sudah membantu baik secara moral maupun materil sehingga saya mampu mencapai fase ini. Maka dari itu saya persembahkan lembar persembahan ini sebagai bentuk dedikasi kepada orang-orang yang akan saya sebutkan

Kepada kedua orang tua, Pak Jhon Hendri Ibu Autada Oktavia terima kasih atas segala yang sudah kalian berikan, saya persembahkan laporan ini kepada kedua orang tua saya. Saya menyadari bahwa saya belum bisa memberikan banyak hal selama ini, dan semoga setelah melewati fase ini saya bisa menjadi orang yang kalian banggakan. Banyak sekali yang sudah dilewati dari berbagai macam fase kehidupan yang sudah kalian korbankan dan usahan untuk ketiga anak kalian sehingga kami bisa mendapat kehidupan yang lebih layak dan saya tidak merasakan kurangnya dukungan moral dan materil selama masa kuliah dan pembuatan dari tugas akhir ini. Sekali lagi terima kasih atas segalanya

Kepada kakak dan adikku, sebagai rasa terimakasih saya persembahkan laporan ini kepada kalian berdua, Naufal Ahadil Ghiyaks dan Muhammad Fairuzul Wafi. Untuk kakakku, Semoga menjadi pribadi yang lebih baik, sukses dalam segala hal yang diusahakan dan bisa berangkat ke Jepang. Untuk adikku, semoga menjadi pribadi yang lebih baik dari kedua kakakmu, meraih segala hal yang diimpikan dan menjadi anak yang tidak hanya sukses di dunia namun di akhirat juga.

Kepada Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., ph.D, selaku dosen pembimbing akhir, saya ucapkan terima kasih atas segala dukungan, dorongan dan motivasi yang ibu berikan. Semoga Allah SWT senantiasa memberkahi ibu dan keluarga.

Kepada Daffa Shidqi Hibatullah, rekan dalam banyak hal, kerja praktik, penelitian, tugas akhir dan juga kegiatan lainnya, saya ucapkan yang pertama adalah terimakasih yang sebesar-besarnya atas segala kesabaran dan kebaikan yang sudah engkau berikan. Saya juga memohon maaf selalu atas segala kelakuan saya yang tidak berkenan dihati. Semoga setelah melalui perjalanan panjang ini, kita dapat menjadi pribadi yang lebih baik dan mendapatkan masa depan yang baik, semoga kamu mendapatkan kesuksesan dalam segala hal yang kamu usahakan dalam hidupmu, sekali lagi terima kasih atas dedikasi bersamanya selama ini.

Kepada teman-teman teknik kimia 2020 yang tidak bisa saya sebutkan satu-satu, terimakasih untuk segala waktu yang kita habiskan dalam masa perkuliahan

ini, segala momen dan drama di perkuliahan ini akan menjadi cerita kita kelak setelah kita semua melangkah dan meraih kesuksesan untuk hidup kita semua.

At last but not a freakin least, Kepada diriku sendiri, Muhammad Figo Ahadil Ghiyaks, terima kasih telah *survive* hingga detik ini. Terima kasih telah berusaha dan berjuang hingga mencapai titik ini, hidup yang tidak pernah terpikirkan dan terbayangkan sebelumnya, meskipun selalu berpikir untuk menyerah *but u still fight until this time*. Terimakasih untuk tetap bertahan walaupun demi hal-hal kecil dikehidupan ini. *Stop to hate yourself and try to love yourself*. Semoga segala hal baik akan terus datang kepadamu, kebahagiaan selalu ada bersamamu dimanapun kamu berada, dan menjadi lebih tangguh dalam menghadapi segala rintangan dari hidupmu, bahagia selalu diriku, Figo.

(Muhammad Figo Ahadil Ghiyaks)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
DAFTAR LAMPIRAN	xix
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xx
ABSTRAK	xxii
ABSTRACT	xxiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor di Indonesia	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	8
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 Bagasse Tebu	10
1.3.2 Bioethanol	10
1.3.3 Proses Pembuatan Bioetanol	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	25
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	25
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	30
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	34
2.1 Spesifikasi Produk.....	34
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	36
2.3 Pengendalian Kualitas	41
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	42
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	43
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	45
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	46

3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	46
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	46
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	47
3.2 Uraian Proses	48
3.2.1 <i>Pretreatment</i>	48
3.2.2 Proses SSF.....	49
3.2.3 Proses Distilasi	49
3.3 Spesifikasi Alat	50
3.3.1 Spesifikasi Reaktor.....	50
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah.....	51
3.3.3 Spesifikasi Alat Pre-treatment.....	56
3.3.4 Spesifikasi Alat Pendukung	60
3.3.5 Spesifikasi Alat Penyimpanan.....	60
3.3.6 Spesifikasi Alat Transportasi	62
3.3.7 Spesifikasi Alat Penukar Panas	70
3.4 Neraca Massa	74
3.4.1 Neraca Massa Total.....	74
3.4.2 Neraca Massa Alat	75
3.5 Neraca Panas	83
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	88
4.1 Lokasi Pabrik	88
4.1.1 Faktor-Faktor Penentuan Lokasi Pabrik	88
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant layout)	90
4.3 Tata Letak Alat Proses (Process plant & equipment)	93
4.4 Organisasi Perusahaan	96
4.4.1 Bentuk Perusahaan	96
4.4.2 Struktur Perusahaan.....	97
4.4.3 Tugas dan Wewenang	99
4.4.4 Pengaturan Jam Kerja	105
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji	107
4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan	109
BAB V UTILITAS	113
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	115
5.2 Unit Pengolahan Air.....	118
5.3 Unit Penyedia Steam.....	122
5.4 Unit Penyediaan Listrik.....	123
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	126

5.6 Unit Penyedia Udara	126
5.7 Unit Pengolahan Limbah.....	126
5.8 Spesifikasi Alat Utilitas.....	127
BAB VI EVALUASI EKONOMI	136
6.1 Perkiraan Harga Alat	137
6.2 Dasar Perhitungan	140
6.3 Perhitungan Biaya	140
6.3.1 <i>Capital Investment</i>	140
6.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	141
6.3.3 <i>General Expense</i>	142
6.4 Analisis Kelayakan.....	142
6.4.1 <i>Return On Investment (ROI)</i>	142
6.4.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	143
6.4.3 <i>Break Even Point</i>	143
6.4.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	144
6.4.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	144
6.5 Hasil Perhitungan	145
BAB VII PENUTUP.....	152
7.1 Kesimpulan	152
7.2 Saran.....	153
DAFTAR PUSTAKA	154
LAMPIRAN A.....	157
LAMPIRAN B	178
LAMPIRAN C.....	180

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Supply-Demand Bioetanol di Indonesia.....	3
Tabel 1. 2 Kapasitas Produksi PG Kediri.....	9
Tabel 1. 3 Perbandingan Proses Pretreatment.....	16
Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Hidrolisis	21
Tabel 1. 5 Perbandingan fermentasi secara SHF dan SSF.....	23
Tabel 1. 6 Data Entalpi Reaksi Standar pada 298,15 K.....	26
Tabel 1. 7 Harga ΔG°_f komponen pada suhu 298,15 K	26
Tabel 1. 8 Data Entalpi Standar pada 298,15 K.....	28
Tabel 1. 9 Harga ΔG°_f komponen pada suhu 298,15 K	28
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor Simultaneous Saccharification and Fermentation	50
Tabel 3. 2 Spesifikasi Centrifuge	51
Tabel 3. 3 Spesifikasi Centrifuge	52
Tabel 3. 4 Spesifikasi Vibrating Screen.....	53
Tabel 3. 5 Spesifikasi Filter Press 1	53
Tabel 3. 6 Spesifikasi Filter Press 2	54
Tabel 3. 7 Spesifikasi Destilasi	55
Tabel 3. 8 Spesifikasi Hammer Mill	56
Tabel 3. 9 Spesifikasi Tangki Pre-treatment	57
Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Pencucian	58
Tabel 3. 11 Spesifikasi Tangki Detoksifikasi	59
Tabel 3. 12 Spesifikasi Accumulator	60
Tabel 3. 13 Spesifikasi Silo Penyimpanan Bahan.....	60
Tabel 3. 14 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	61
Tabel 3. 15 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan.....	62
Tabel 3. 16 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan (Lanjutan).....	64
Tabel 3. 17 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan.....	65
Tabel 3. 18 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan.....	66
Tabel 3. 19 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan.....	67
Tabel 3. 20 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (lanjutan)	67
Tabel 3. 21 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (lanjutan)	68
Tabel 3. 22 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (lanjutan)	69
Tabel 3. 23 Spesifikasi Cooler	70
Tabel 3. 24 Spesifikasi Heater	71
Tabel 3. 25 Spesifikasi Kondensor	72
Tabel 3. 26 Spesifikasi Reboiler	73
Tabel 3. 27 Neraca Massa Total.....	74
Tabel 3. 28 Spesifikasi Hammer Mill	75

Tabel 3. 29 Spesifikasi <i>Vibrating Screen</i>	76
Tabel 3. 30 Spesifikasi Tangki Pre-Treatment.....	76
Tabel 3. 31 Spesifikasi <i>Filter Press</i> 1	77
Tabel 3. 32 Spesifikasi Tangki Pencucian	78
Tabel 3. 33 Spesifikasi <i>Filter Press</i> 2	79
Tabel 3. 34 Spesifikasi Detoksifikasi.....	79
Tabel 3. 35 Spesifikasi Centrifuge	81
Tabel 3. 36 Spesifikasi Reaktor SSF.....	81
Tabel 3. 37 Spesifikasi Centrifuge	82
Tabel 3. 38 Spesifikasi Distilasi.....	83
Tabel 3. 39 Neraca Panas T-01	83
Tabel 3. 40 Neraca Panas FP-01	84
Tabel 3. 41 Neraca Panas T-02	84
Tabel 3. 42 Neraca Panas FP-02	84
Tabel 3. 43 Neraca Panas T-03	85
Tabel 3. 44 Neraca Panas C-01	85
Tabel 3. 45 Neraca Panas R-01	85
Tabel 3. 46 Neraca Panas C-02	86
Tabel 3. 47 Neraca Panas HE-01	86
Tabel 3. 48 Neraca Panas D-01.....	86
Tabel 3. 49 Neraca Panas CL-01.....	87
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik Bioetanol.....	92
Tabel 4. 2 Jadwal Kerja.....	106
Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan dan Gaji	107
Tabel 5. 1 Kebutuhan Listrik Alat Proses	123
Tabel 5. 2 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	124
Tabel 5. 3 Tabel Kebutuhan Listrik Pabrik.....	126
Tabel 5. 4 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas	127
Tabel 5. 5 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas (lanjutan).....	128
Tabel 5. 6 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas (lanjutan).....	129
Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas (lanjutan).....	129
Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak dan Tangki Utilitas.....	130
Tabel 5. 9 Spesifikasi Bak dan Tangki Utilitas (lanjutan)	131
Tabel 5. 10 Spesifikasi Bak dan Tangki Utilitas (lanjutan)	132
Tabel 5. 11 Spesifikasi Filter Utilitas.....	133
Tabel 5. 12 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas	133
Tabel 5. 13 Spesifikasi Blower <i>Cooling Tower</i> Utilitas.	134
Tabel 5. 14 Spesifikasi Deaerator Utilitas.....	134
Tabel 5. 15 Spesifikasi Boiler Utilitas.	135

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat	138
Tabel 6. 2 <i>Phisical Plant Cost</i>	145
Tabel 6. 3 <i>Direct Plan Cost</i>	145
Tabel 6. 4 <i>Fixed Capital Investment</i>	146
Tabel 6. 5 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	146
Tabel 6. 6 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	146
Tabel 6. 7 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	147
Tabel 6. 8 <i>Manufacturing Cost</i>	147
Tabel 6. 9 <i>General Expanses</i>	147
Tabel 6. 10 Working Capital Investment	147
Tabel 6. 11 Tabel <i>Fixed Cost</i>	148
Tabel 6. 12 Tabel <i>Variable Cost</i>	148
Tabel 6. 13 Tabel <i>Regulated Cost</i>	149
Tabel 6. 14 Analisis Keuntungan	149
Tabel 6. 15 Hasil Evaluasi Ekonomi.....	151

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Produksi Bioetanol di Indonesia	4
Gambar 1. 2 Grafik Data Konsumsi Bioetanol di Indonesia	5
Gambar 1. 3 Grafik Data Impor Bioetanol di Indonesia	6
Gambar 1. 4 Grafik Data Ekspor Bioetanol di Indonesia	6
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	46
Gambar 3. 2 Diagram Air Kuantitatif	47
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik	88
Gambar 4. 2 Tata Letak Layout Pabrik	92
Gambar 4. 3 Tata Letak Proses Pabrik	94
Gambar 5. 1 Diagram Proses Pengolahan air	114
Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi	151

DAFTAR LAMPIRAN

Tabel A. 1 Komposisi Tangki Reaktor	158
Tabel A. 2 Jadwal Pengoperasian Reaktor SSF	176
Gambar A. 1 Hubungan dimensional untuk <i>flange and dishead head</i>	164
Gambar A. 2 Tinggi Head.....	166
Gambar A. 3 Marine Propeller	168

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psi
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan kalor, kJ/jam
A	: Luas penampang m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
R	: Jari-jari, in
P	: <i>Power motor</i> , Hp
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan reynold
F	: Allowable Stress, psia
E	: Efisiensi pengelasan
Icr	: Jari-jari sudut dalam, in
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	: <i>Heat transfer factor</i>

Hi : *Inside film coefficient*, Btu/jam ft²°F
Ho : *Outside film coefficient*, Btu/jam ft²°F
LMTD : *Long mean temperature different*, °F
ΔH : *Entalpy*, KJ/Jam
Th : *Tebal head*, in

ABSTRAK

Bioetanol merupakan sumber energi terbarukan yang bisa ditemukan dengan alami. Penggunaan energi terbarukan ini bisa menjadi sebuah solusi yang relevan terhadap aspek ramah lingkungan dengan mengurangi ketergantungan pada energi bahan bakar minyak. Bioetanol terbentuk dari bahan yang memiliki selulosa dan dilakukan proses fermentasi. Produksi bioetanol bergantung pada dengan sumber daya yang ada dan di negara Indonesia ini memiliki potensi sumber daya yang sangat melimpah. Tanaman yang mengandung selulosa dapat ditemukan pada limbah – limbah hasil perindustrian seperti pada limbah pada pabrik gula yaitu bagasse tebu. Indonesia merupakan salah satu penghasil gula terbesar di Asia Tenggara, dengan banyaknya pabrik-pabrik gula di Indonesia, maka banyak pula limbah bagasse tebu yang tidak digunakan. Bagasse tebu memiliki kandungan 41.50% selulosa, hemiselulosa 22.10%, lignin 24.20%, ash 3.70%, arabinan 2.10%, mannan 0.47%, dan galactan 2.11% yang mana dengan komposisi tersebut dapat dibuat sebagai bahan utama dalam produksi etanol. Dengan hal-hal yang disebutkan dibuat pra rancangan pabrik bioetanol dengan berbahan dasar bagas tebu dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di kota Kediri. Pabrik ini akan beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Proses yang akan dilakukan meliputi proses Pre Treatment, Detoksifikasi, Hidrolisis, Fermentasi dan juga proses Distilasi. Berdasarkan analisis ekonomi pabrik ini berisiko rendah dan layak secara ekonomis. Pabrik ini menunjukkn Return on Investment(ROI) sebelum sebesar 21%, dan setelahpajak sebesar 16%, Pay On Time sebelum pajak selama 3,18 tahun dan setelah pajak 3,83 tahun. Break Even Point (BEP) sebesar 54,85 % dan Shut Down Point (SDP) sebesar 25,36%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) tercatat sebesar 24%. Dari data analisis kelayakan tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan juga layak untuk didirikan.

Kata kunci : Bioetanol, Bagasse tebu, Fermentasi, Hidrolisis, Selulosa,

ABSTRACT

Bioethanol is a renewable energy source that can be found naturally. The use of this renewable energy can serve as a relevant solution for environmental friendliness by reducing dependence on fossil fuel energy. Bioethanol is formed from materials that contain cellulose and undergoes a fermentation process. The production of bioethanol depends on available resources, and Indonesia has a very abundant potential for these resources. Plants containing cellulose can be found in industrial waste, such as bagasse from sugar mills. Indonesia is one of the largest sugar producers in Southeast Asia, and with many sugar mills operating in the country, there is also a significant amount of unused bagasse. Bagasse contains 41.50% cellulose, 22.10% hemicellulose, 24.20% lignin, 3.70% ash, 2.10% arabinan, 0.47% mannan, and 2.11% galactan, making it a suitable primary material for ethanol production.

Based on these considerations, a preliminary design for a bioethanol plant using bagasse as the raw material with a capacity of 20,000 tons per year has been developed. This plant is planned to be established in Kediri. It will operate for 330 days a year. The processes involved will include Pre-Treatment, Detoxification, Hydrolysis, Fermentation, and Distillation.

According to the economic analysis, this plant presents low risk and is economically feasible. The Return on Investment (ROI) is estimated to be 21% before tax and 16% after tax, with a Payback Period of 3.18 years before tax and 3.83 years after tax. The Break Even Point (BEP) is at 54.85%, while the Shut Down Point (SDP) is at 25.36%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is recorded at 24%. Based on this feasibility analysis, it can be concluded that this plant is profitable and viable for.

Keywords: Bioethanol, Bagasse, Cellulose, Fermentation, Hydrolysis

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pemanasan global dan kekhawatiran terhadap keterbatasan sumber daya fosil telah memicu pergeseran yang signifikan dalam upaya manusia untuk mengembangkan bahan bakar alternatif yang lebih ramah lingkungan. Salah satu solusi yang menarik adalah bioetanol, yang merupakan bahan bakar bioetanol yang diperoleh melalui fermentasi gula dari bahan baku tumbuhan. Etanol memiliki sejumlah keunggulan, seperti kemampuan untuk mengurangi emisi gas rumah kaca dan ketergantungan pada sumber daya fosil. Bagasse tebu adalah salah satu sumber bahan baku yang menjanjikan untuk produksi bioetanol. Bagasse adalah limbah padat yang dihasilkan dari industri tebu setelah tebu diekstraksi untuk menghasilkan gula. Karena banyaknya produksi tebu di berbagai negara, bagasse tebu memiliki potensi besar sebagai bahan baku untuk produksi etanol, yang pada gilirannya dapat membantu mengurangi masalah limbah padat di pabrik-pabrik gula (Wusnah, 2017).

Kapabilitas produksi etanol dari bagasse tebu sangat penting dalam konteks ini. Dengan pertimbangan ini, penelitian ini bertujuan untuk merancang pabrik etanol yang mampu menghasilkan 20.000 ton etanol per tahun. Kapasitas produksi yang besar ini memiliki manfaat besar dalam mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil, mengurangi limbah padat di pabrik gula, serta membuka peluang ekonomi bagi daerah yang mengandalkan pertanian tebu.

Meskipun potensi penggunaan bagasse tebu untuk produksi etanol telah diakui, perlu adanya prarancangan pabrik yang cermat untuk memastikan efisiensi produksi yang optimal dan keberlanjutan proses produksi etanol ini. Untuk alasan itu, penelitian ini dilaksanakan untuk merancang pabrik etanol dari bagasse tebu dengan kapasitas produksi yang signifikan.

Penelitian ini akan mempertimbangkan aspek teknis, ekonomi, serta lingkungan dalam merancang pabrik etanol. Selain itu, penggunaan teknologi yang tepat, manajemen limbah yang efektif, dan analisis dampak lingkungan akan menjadi bagian integral dari prarancangan pabrik ini.

Dengan demikian, penelitian ini akan memberikan kontribusi signifikan dalam mempromosikan produksi etanol berkelanjutan dan membuka peluang baru dalam pemanfaatan limbah industri tebu. Selain itu, hasil penelitian ini diharapkan dapat memberikan panduan praktis bagi industri yang ingin merancang pabrik etanol serupa dengan kapasitas produksi yang tinggi.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi pabrik bioetanol dapat ditentukan dengan melihat dari berbagai macam aspek seperti kebutuhan bioetanol di Indonesia, dilihat dari angka *supply* dan *demand* di Indonesia, juga melihat dari ketersediaan bahan baku yang ada.

Pada pra rancangan pabrik etanol ini digunakan bahan baku bagasse tebu atau ampas tebu dengan pertimbangan untuk penentuan kapasitas pabrik sebagai berikut.

1.2.1 Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor di Indonesia

Berikut merupakan data ekspor, impor, produksi dan juga konsumsi bioetanol di Indonesia dari tahun 2009 hingga tahun 2019

Tabel 1. 1 Data Supply-Demand Bioetanol di Indonesia

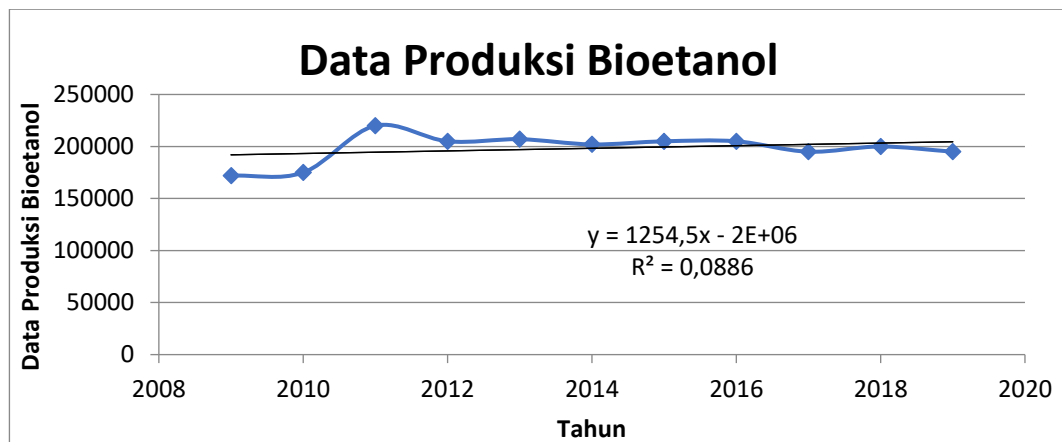
Tahun	Konsumsi			
	Produksi (L)	(L)	Ekspor (L)	Impor (L)
2009	172.000.000	128.000.000	33.000.000	314.000
2010	175.000.000	132.000.000	49.000.000	936.000
2011	220.000.000	134.000.000	81.000.000	1.311.000
2012	205.000.000	135.000.000	59.000.000	363.000
2013	207.000.000	135.000.000	86.000.000	1.336.000
2014	202.000.000	135.000.000	94.000.000	512.000
2015	205.000.000	136.000.000	67.000.000	730.000
2016	205.000.000	137.000.000	71.000.000	2.408.000
2017	195.000.000	137.000.000	64.000.000	5.657.000
2018	200.000.000	138.000.000	158.000.000	1.028.000
2019	195.000.000	139.000.000	64.000.000	1.710.000

(Haniati dkk., 2021)

Dari data *supply-demand* bioetanol kemudian dilakukan perhitungan regresi linear dengan grafik dengan tujuan mendapatkan persamaan regresi yang dapat digunakan dalam perhitungan penentuan kapasitas pabrik bioetanol di Indonesia.

1.2.1.1 Grafik Data Produksi Bioetanol di Indonesia

Berdasarkan data produksi pada yang terdapat pada Tabel 1.1 dapat dibuat grafik regresi linear berupa hubungan antara tahun (sumbu x) dan data jumlah produksi (sumbu y) untuk mendapatkan nilai kenaikan produksi bioetanol di Indonesia.

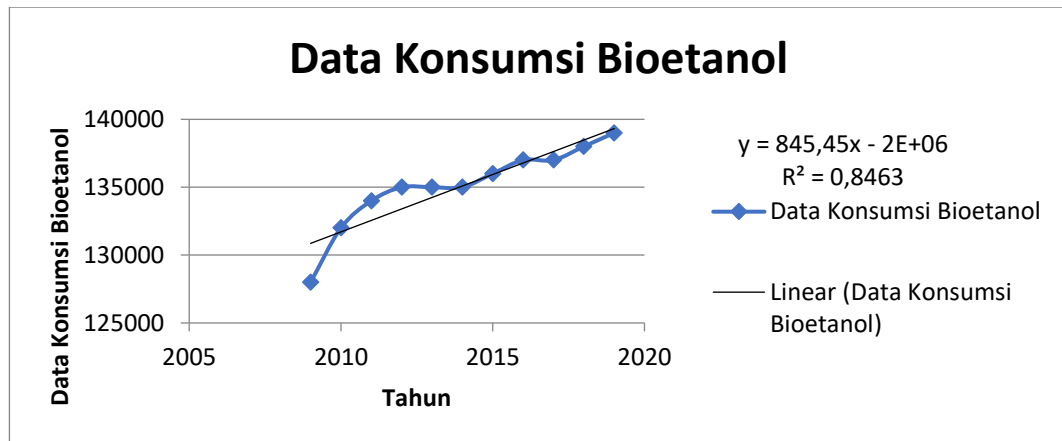


Gambar 1. 1 Grafik Produksi Bioetanol di Indonesia

1.2.1.2 Grafik Data Konsumsi Bioetanol di Indonesia

Berdasarkan data konsumsi pada yang terdapat pada Tabel 1.1 dapat dibuat grafik regresi linear berupa hubungan antara tahun (sumbu x) dan data

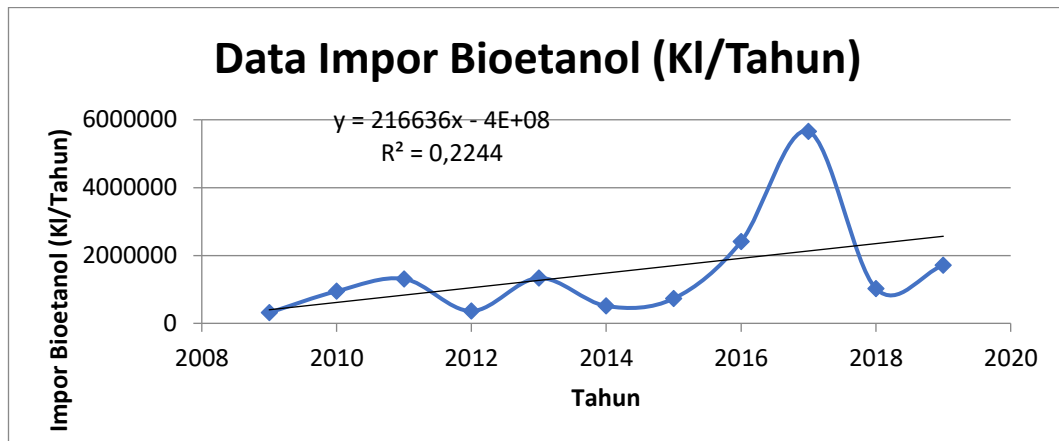
jumlah konsumsi (sumbu y) untuk mendapatkan nilai kenaikan konsumsi bioetanol di Indonesia.



Gambar 1. 2 Grafik Data Konsumsi Bioetanol di Indonesia

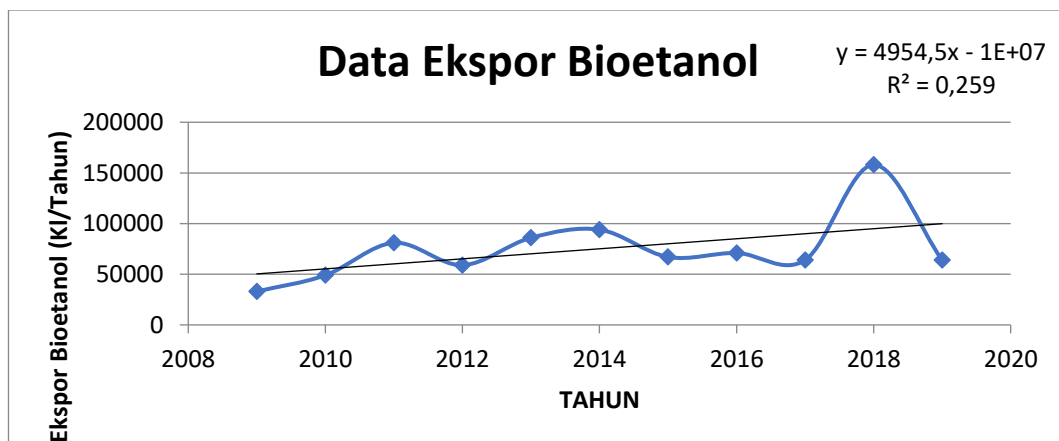
1.2.1.3 Grafik Data Impor Dan Ekspor Bioetanol di Indonesia

Berdasarkan data impor pada yang terdapat pada Tabel 1.1 dapat dibuat grafik regresi linear berupa hubungan antara tahun (sumbu x) dan data jumlah impor (sumbu y) untuk mendapatkan nilai kenaikan impor bioetanol di Indonesia.



Gambar 1. 3 Grafik Data Impor Bioetanol di Indonesia

Dan untuk grafik regresi linear data ekspor bioetanol di Indonesia didapat sebagai berikut



Gambar 1. 4 Grafik Data Ekspor Bioetanol di Indonesia

Dari grafik tersebut didapatkan persamaan regresi linear yang selanjutnya digunakan untuk menghitung proyeksi permintaan bioetanol di tahun 2030.

Persamaan regresi data ekspor :

$$y = 4954,5x - 1E+07$$

$$4954,5(2030) - 1E+07$$

$$154.271 \text{ kL/Tahun}$$

Persamaan regresi data impor :

$$Y = 216,64x - 434822$$

$$216,64(2030) - 434822$$

$$4.957,2 \text{ kL/Tahun}$$

Persamaan regresi data konsumsi :

$$y = 845,45x - 2E+06$$

$$845,45(2030) - 2E+06$$

$$147.695 \text{ kL/Tahun}$$

Persamaan regresi data produksi

$$y = 1254,5x - 2E+06$$

$$1254,5(2030) - 2E+06$$

$$218.253 \text{ kL/Tahun}$$

Dengan :

X = tahun

Y = kebutuhan produk pada tahun ke- x (ton/tahun)

Berdasarkan hasil dari persamaan regresi diatas dapat dilakukan perhitungan untuk mencari nilai peluang.

Rumus yang digunakan untuk mencari peluang sebagai berikut :

Peluang = *Demand* - *Supply*

= (Ekspor + Konsumsi) – (Impor + Produksi)

= 301966 - 223210,2

= 78.755,8 kL/tahun

Nilai Densitas bioetanol : 0,789 kg/l

= 78.755.800 Liter X 0,789 kg/l

= 62.138 ton

Proyeksi permintaan bioetanol di tahun 2030 setelah melalui perhitungan diatas sebesar 62.138 ton

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Data ketersediaan Tebu di Kediri, Jawa Timur dapat dilihat pada tabel di bawah ini

Tabel 1. 2 Kapasitas Produksi PG Kediri

Perusahaan	Jumlah Tebu Giling (Ton)
PG Meritjan	2850
PG Pesantren Baru	6250
PG Ngadirejo	6250
Total	15350

(Endah dkk., 2019)

Potensi bahan baku didapat dari pabrik gula Ngadirejo dengan kapasitas 6250 ton/hari.

$$6250 \text{ ton} \times 330 = 2.062.500$$

Jadi bisa didapat 2.062.500 ton/tahun. Potensi bagasse yang didapat dari proses penggilingan tebu adalah sebesar 32% (Erawati, 2013).

$$2.062.500 \times 32\% = 660.000 \text{ ton/tahun}$$

Jadi didapat jumlah bagasse sebesar 660.000 ton/tahun.

Untuk 1 ton bagasse memiliki potensi menghasilkan 210 liter (Erawati, 2013) .

Jadi bagasse sebesar 660.000 ton/tahun memiliki potensi menghasilkan bioetanol sebesar 138.600 kL/tahun bioetanol. Dengan nilai densitas bioetanol sebesar 0,789 g/ml

Konversi dari kL ke ton = $138.600 \times 0,789$ (densitas bioetanol) = 109.355
ton/tahun

Dikonversikan ke ton maka didapat 109.355 ton/tahun.

Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik gula, proyeksi kebutuhan serta kapasitas pabrik terpasang maka ditentukan kapasitas pabrik yang akan dibuat sebesar 20.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Bagasse Tebu

Bagasse tebu merupakan sisa / limbah dari pabrik produksi gula yang dimana biasanya bagasse tersebut dibuang atau tidak dipergunakan kembali, akan tetapi *bagasse* tebu memiliki kandungan yang dapat dijadikan sebagai bahan baku bioetanol.

Komposisi kandungan bagasse tebu terdiri dari selulosa 45-55%, hemiselulosa 20-34 %, lignin 20-34 %, dan zat ekstraktif 2-6 %, kandungan inilah yang sangat berpotensi untuk dijadikan sebagai bahan baku bioetanol (Novia dkk., 2022).

1.3.2 Bioethanol

Bioetanol merupakan salah satu jenis bahan bakar yang dihasilkan dari proses fermentasi mikroorganisme, seperti *Saccharomyces cerevisiae*, pada bahan baku yang mengandung gula, seperti tebu, jagung, atau bahan lignoselulosa lainnya.

Bioetanol adalah etanol (C_2H_5OH) yang diproduksi dari biomassa yang mengandung karbohidrat, seperti pati, melalui proses fermentasi menggunakan

mikroorganisme. Rumus kimia bioetanol adalah C_2H_6O atau CH_3-CH_2-OH , yang mencakup kelompok metil (CH_3) dan hidroksil ($-OH$). Bioetanol berbeda dari etanol yang berasal dari minyak bumi, yang dibuat dengan hidrasi etilena menggunakan katalis asam. Bioetanol berasal dari biomassa yang kaya monosakarida, disakarida, dan polisakarida (Suharto, 2017).

1.3.3 Proses Pembuatan Bioetanol

1.3.3.1 Pre Treatment

Pada proses pretreatment ini meliputi pemisahan komponen lignin pada biomassa lignoselulosa untuk memperoleh komponen selulosa dan hemiselulosa supaya proses hidrolisis secara kimiawi maupun kimiawi. Ada beberapa macam proses pretreatment ini, secara fisika dan juga secara kimia.

A. Fisika

Pada proses pretreatment fisik, struktur fisik biomassa lignoselulosa diubah dan matriksnya dipecah. Tahapan awal ini mencakup penggilingan, penghalusan, pemotongan, dan pengurangan ukuran untuk meningkatkan luas permukaan spesifik, ukuran pori, serta menurunkan derajat polimerisasi dan kristalinitas. Pemotongan (chipping) mengubah bahan menjadi potongan yang lebih kecil. Penggerusan (grinding) menghaluskan bahan melalui friksi antara dua permukaan keras. Penggilingan (milling) menghaluskan bahan dengan berbagai metode penggilingan.

B. Kimia

Alkaline pre treatment

Pre treatment yang akan digunakan adalah alkaline pretreatment yang merupakan metode yang dapat menghilangkan lignin dari biomassa agar dapat meningkatkan reaktivitas polisakarida yang tersisa dan menghilangkan gugus asetil dan juga substitusi berbagai asam pada hemiselulosa. Proses ini menguraikan kandungan lignin dengan memakai ammonia. Proses ini juga meningkatkan kandungan selulosa dan cukup efektif menghilangkan lignin. (Chen dkk.,2011)

Metode alkaline pretreatment ini diperkirakan mengurangi kandungan lignin pada bagasse sebesar 4% dan 75.91% dalam waktu 60 menit dengan menambahkan ammonia sebanyak 28-30%. Proses ini biasanya dilakukan pada suhu 120°C. Proses pretreatment alkaline ini tidak membutuhkan suhu dan tekanan yang tinggi hal ini membuat proses ini sangat ekonomis dalam pembuatan bioetanol. (US Patent 0330638A1,2010)

Steam Explosion

Metode ini memadukan kekuatan mekanik dan kimia. Pada metode ini, biomassa diberikan tekanan uap tinggi, kemudian diikuti dengan penurunan tekanan secara cepat yang menyebabkan depresurisasi biomassa secara eksplosif. Penurunan tekanan mendadak ini memicu pemisahan serat biomassa. Selain itu, metode ini juga memicu hidrolisis gugus asetil hemiselulosa (autohidrolisis). Asam asetat terbentuk melalui hidrolisis gugus asetil pada suhu tinggi. Pada suhu tinggi, air juga berfungsi sebagai asam. Proses ini umumnya berlangsung pada suhu antara 160 hingga 260 °C dengan tekanan 0,69 hingga 4,83 mPa selama beberapa detik hingga menit, sebelum biomassa terkena tekanan atmosfer. Proses ini dapat

menyebabkan degradasi hemiselulosa dan perubahan lignin, yang pada gilirannya meningkatkan laju hidrolisis selulosa (Hidayat, 2013). Meskipun ledakan uap merupakan salah satu proses yang paling umum digunakan dalam industri, hingga kini belum ada standar teknis yang baku untuk proses ini. Berbagai teknologi dengan konfigurasi reaktor yang berbeda juga tersedia, yang dapat digabungkan dengan pretreatment asam atau basa (Harmsen dkk., 2013).

Ammonia Fibre Explosion (AFEX)

Proses ini adalah pretreatment fisikokimia yang menggunakan amonia cair dan tekanan uap. Biomassa lignoselulosa direndam dalam amonia cair pada suhu dan tekanan tinggi, kemudian tekanan diturunkan secara cepat. Proses AFEX ini dapat mengakibatkan dekristalisasi selulosa, depolimerisasi sebagian hemiselulosa, pemutusan ikatan lignin-karbohidrat, pemecahan ikatan C-O-C pada lignin, serta peningkatan aksesibilitas selulase akibat degradasi matriks ini.

Metode ini umumnya menggunakan 1 hingga 2 kg amonia cair per kg biomassa kering pada suhu 90 °C selama sekitar 30 menit. Salah satu keuntungan utama dari proses ini adalah amonia yang digunakan dapat didaur ulang dan dipakai kembali. Selain itu, proses lanjutan setelah pretreatment tidak serumit metode lainnya. Pretreatment ini sangat efektif untuk limbah pertanian, rumput, dan bahan lainnya yang mengandung lignin rendah. Sebagai contoh, perlakuan rumput bermuda (*Cynodon dactylon*) dengan metode ini menghasilkan lebih dari 90% hidrolisis selulosa dan hemiselulosa. Namun, metode ini kurang efektif pada bahan baku dengan kandungan lignin tinggi, seperti kayu atau sekam biji-bijian. Masalah

utama dari proses ini adalah efisiensi daur ulang amonia yang masih rendah, yang mengakibatkan biaya tinggi (Hidayat, 2013).

Dilute Acid Pretreatment

Asam menggunakan larutan asam sebagai katalis dalam prosesnya, yang memiliki dampak lebih besar pada hemiselulosa dan lignin dibandingkan dengan struktur kristalin selulosa. Tujuan utama dari metode ini adalah untuk melarutkan sebagian hemiselulosa, sehingga enzim selulase dapat mengakses struktur selulosa. Metode ini dibagi menjadi dua kategori: asam pekat dan asam encer. Perlakuan dengan asam pekat jarang diterapkan karena dapat meningkatkan pembentukan senyawa penghambat, menyebabkan korosi pada peralatan, dan kesulitan dalam pemulihan asam. Sebaliknya, perlakuan dengan asam encer lebih umum digunakan meskipun menghasilkan produk degradasi yang lebih sedikit dibandingkan dengan asam pekat.

Keunggulan metode ini terletak pada kemampuannya untuk dilakukan pada suhu tinggi dan secara kontinu ($T > 160^{\circ}\text{C}$, 5-10% berat substrat) dalam waktu singkat, atau pada suhu lebih rendah dan secara batch ($T \geq 160^{\circ}\text{C}$, 10-40% berat substrat) namun memerlukan waktu lebih lama (30-90 menit). Asam yang digunakan tidak hanya dapat melarutkan hemiselulosa, tetapi juga dapat mengubah hemiselulosa yang terlarut menjadi gula. Metode ini membantu mengurangi kebutuhan akan hemiselulase selama proses hidrolisis enzimatik. Beberapa larutan asam yang dapat digunakan dalam proses ini antara lain asam sulfat (H_2SO_4), asam klorida (HCl), asam nitrat (HNO_3), dan asam fosfat (H_3PO_4). Berdasarkan hasil

hidrolisis enzimatik, larutan asam yang paling efektif untuk pretreatment lignoselulosa adalah asam sulfat (Hidayat, 2013).

Liquid Hot Water

Liquid Hot Water (LHW) adalah metode pretreatment hidrotermal yang menggunakan tekanan untuk menjaga air tetap dalam bentuk cair pada suhu tinggi. Proses ini umumnya dilakukan pada suhu antara 170 hingga 230°C dengan tekanan lebih dari 5 MPa. Dalam kondisi subkritis, air menunjukkan sifat-sifat tertentu, seperti kekuatan dielektrik dan sifat ionik, yang dapat dikendalikan dengan mudah melalui pengaturan tekanan dan suhu. Metode ini menghasilkan hasil yang tinggi dengan sedikit produk samping, di mana sekitar 40% hingga 60% biomassa larut dalam proses ini, termasuk 4-22% selulosa, 35%-60% lignin, dan seluruh hemiselulosa terpisah. Lebih dari 90% hemiselulosa dapat dipulihkan sebagai monomer ketika asam digunakan untuk menghidrolisis produk dari proses liquid-nya. Selama proses ini, terbentuk asam asetat yang dapat bertindak sebagai katalis dalam hidrolisis polisakarida, yang mengarah pada dekomposisi gula monomer menjadi furfural. Namun, untuk biomassa lignoselulosa dengan kandungan lignin tinggi, pemulihan hemiselulosa bisa terhambat (Harmsen dkk., 2013).

Wet Oxidation

Wet oxidation adalah metode pretreatment hidrotermal di mana bahan lignoselulosa diperlakukan dengan kombinasi air dan udara, atau oksigen, pada suhu tinggi (150 – 350°C) dan tekanan tinggi (5-20 MPa). Dalam proses ini, terjadi dua jenis reaksi, yaitu reaksi hidrolitik pada suhu rendah dan reaksi oksidatif pada

suhu tinggi. Acid wet oxidation yang dilakukan pada suhu 195°C selama 15 menit dapat menghasilkan pemisahan ampas tebu yang cukup baik, namun banyak polisakarida yang hilang, sehingga hidrolisis enzimatis yang dihasilkan kurang optimal (Karp dkk., 2013).

Tabel 1. 3 Perbandingan Proses Pretreatment

Metode	Keunggulan	Kelemahan
Alkaline Pretreatment	1. Metode ini lebih efektif dalam solubilisasi lignin.	1. Hemiselulosa yang dapat terdegradasi kurang maksimal.
	2. Dampak lingkungan rendah.	
	3. Dapat meningkatkan efektifitas metode selanjutnya yaitu hidrolisis menghasilkan hingga 90% glukosa.	
	4. Pemecahan lignin maksimal hingga 4%.	
	5. Ekonomis karena tidak memerlukan suhu maupun tekanan yang terlalu tinggi.	

Steam Explosion (SE)	1. Dampak lingkungan yang rendah.	1. Terbentuknya inhibitor selama degradasi gula yang dapat menghambat tahap hidrolisis dan fermentasi lebih lanjut. Biaya produksi mahal.
	2. Modal investasi yang diperlukan kecil.	
	3. Dapat menggunakan bahan berukuran besar.	
	4. Hasil hidrolisis enzimatisnya baik.	
Ammonia Fibre Explosion (AFEX)	1. Efektif untuk biomassa lignoselulosa dengan kadar lignin rendah. ammonia yang digunakan dapat di-recovery.	1. Tidak efektif untuk biomassa lignoselulosa dengan kadar lignin tinggi. Recovery ammonia masih kurang efektif dan efisien sehingga menyebabkan biaya tinggi.

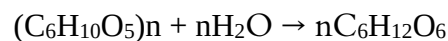
Dilute Acid (DA)	1. Salah satu metode paling efektif dalam Pretreatment biomassa lignoselulosa dan menghasilkan recovery hemiselulosa yang tinggi.	1. Hemiselulosa dapat terdegradasi menjadi furfural dan hydroxymethylfurfural (inhibitor). Penggunaan asam dapat menyebabkan korosi sehingga modal investasi lebih besar. Selain itu, netralisasi dengan alkali akan menghasilkan limbah padatan.
Liquid Hot Water (LHW)	1. Tidak membutuhkan tambahan bahan kimia sehingga tentunya tidak butuh material anti korosi. Menghasilkan sedikit inhibitor dibanding Pretreatment asam atau basa.	1. Tekanan lebih tinggi dari steam explosion dan kurang efektif untuk biomassa dengan kadar lignin tinggi.

Pretreatment yang akan digunakan meliputi metode fisik dan kimia. Pertama, bagasse digiling untuk mengurangi ukurannya, meningkatkan efektivitas enzim

selulase. Kemudian, dilakukan pretreatment kimia dengan menggunakan larutan alkali, seperti amonia, untuk menghilangkan lignin dan meningkatkan kandungan selulosa.

1.3.3.2 Hidrolisis

Hidrolisis holoselulosa (hemiselulosa dan selulosa) menjadi gula monomer merupakan tahap selanjutnya setelah dilakukan pre treatment. Di tahap ini selulosa dan hemiselulosa diubah menjadi gula sederhana dengan reaksi seperti berikut.



Pada reaksi pertama ini menunjukkan bahwa setiap unit glukosa pada rantai panjang bergabung dengan molekul air, 162 unit massa selulosa dan 18 unit massa air melepas 180 unit glukosa. Dari persamaan tersebut pula didapat konversi selulosa menjadi glukosa adalah 1,111. Oligomer terdiri dalam beberapa glukosa bisa dihasilkan sebagai produk antara dalam hidrolisis selulosa. Umumnya oligomer yang terbentuk yaitu selobiosa yang mengandung 2 unit glukosa (Wyman dkk., 2005).

Hidrolisis Kimia

Hidrolisis kimia merupakan perlakuan biomassa lignoselulosa dengan bahan kimia dengan waktu dan temperatur tertentu yang memecah polimer selulosa dan hemiselulosa menjadi monomer gulanya (glukosa dan xilosa). (Taherzadeh & Karimi ,2008). Bahan kimia yang dominan digunakan dalam proses hidrolisis

adalah asam seperti asam sulfat, asam klorida, asam fluorida, asam fosfat, asam nitrat dan asam format (Galbe & Zacchi, 2002).

Asam pekat atau Konsentrasi asam tinggi yang digunakan untuk proses hidrolisis adalah antara 10-30%. Penggunaan asam dengan konsentrasi tinggi pada kondisi temperatur operasi rendah akan memperoleh selulosa yang tinggi (90% perolehan glukosa teoritis) tetapi memerlukan waktu lama. Asam encer atau konsentrasi asam rendah berfungsi Untuk mendapatkan konsentrasi selulosa tinggi, penggunaan asam dengan konsentrasi rendah (antara 2 – 5 %), harus dibarengi dengan temperatur yang tinggi (Verardi dkk., 2012).

Hidrolisis dengan enzim

Hidrolisis enzimatis adalah proses hidrolisis yang dilakukan memakai enzim. Fungsi enzim ini bekerja sebagai katalis untuk mempercepat reaksi. Enzim yang digunakan untuk memecah kandungan selulosa adalah enzim selulase. Dengan proses ini akan menjanjikan proses yang lebih ramah lingkungan, kondisi operasi lebih lunak dan berpotensi untuk memberikan hasil yang lebih tinggi pada jika dibandingkan dengan hidrolisis yang menggunakan asam sebagai katalisnya (Setyoko, 2016).

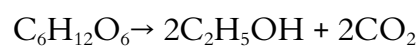
Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Hidrolisis

Metode	Keunggulan	Kelemahan	Keterangan
Hidrolisis Asam Kuat	1. Kondisi proses pada temperatur rendah	1. Konsumsi asam tinggi	1. Konsentrasi asam 10- 30%
	2. Perolehan monomer gula tinggi	2. Terjadi korosi pada peralatan	
		3. Konsumsi energi tinggi untuk pengambilan kembali asam	
		4. Waktu lama	
		5. Memerlukan biaya yang lebih besar dari asam encer	
Hidrolisis Asam Lemah	1. Konsumsi asam rendah.	1. Kondisi proses pada temperatur tinggi.	1. Konsentrasi asam 2- 5%
	2. Waktu yang dibutuhkan singkat.	2. Perolehan konsentrasi selulosa tinggi.	
		3. Terjadi korosi pada peralatan.	
		4. Terbentuk produk samping yang tidak diinginkan seperti furfural	

		dan 5-hidroksimetil-furfural (HMF)	
Hidrolisis Enzimatis	1. Menurunkan resiko korosi pada alat proses.	1. Kurangnya laju hidrolisis yang disebabkan oleh inhibisi enzim.	1. Menggunakan enzim selulase.
	2. Mengurangi kehilangan energi pada bahan bakar produksi.		
	3. Gula yang dihasilkan seragam dan tidak mengandung produk lain sebagai hasil degradasi glukosa.		
	4. Biaya perawatan alat murah.		

1.3.3.3 Fermentasi

Tahap utama dalam produksi bioetanol adalah fermentasi glukosa, sukrosa maupun fruktosa dengan memakai yeast. Pada proses ini gula dikonversi menjadi bioetanol dan gas karbondioksida.



Fermentasi adalah proses pemecahan senyawa organik oleh mikroorganisme dalam kondisi anaerob. Dalam produksi bioetanol dengan metode fermentasi ini dibutuhkan mikroorganisme agar bahan organik menjadi komponen sederhana. (Lin & Tanaka, 2006)

Hidrolisis dan Fermentasi Terpisah (Separate Hydrolysis And Fermentation) SHF

Dalam proses ini, biomassa lignoselulosa awal yang diberi perlakuan dihidrolisis menjadi glukosa dan fermentasi menjadi etanol dilanjutkan dalam reaktor lainnya. Keunggulan metode ini adalah proses hidrolisis dan fermentasi dapat dilakukan dalam kondisi optimal. Proses hidrolisis dan fermentasi dapat dilakukan pada kondisi optimal. Proses ini mengakibatkan akumulasi glukosa dan selulosa selama proses hidrolisis dapat menghambat kinerja selulase dan mengurangi efisiensi proses (Burhani dkk., 2019).

SSF (Simultan Saccharification and Fermentation)

Pada proses ini sakarifikasi dan fermentasi dilakukan di reaktor yang sama. Proses ini polisakarida yang dihidrolisis menjadi monosakarida difermentasi langsung menjadi bioetanol. Etanol yang terbentuk tidak menghambat enzim selulase sehingga dapat mempercepat laju konversi selulosa menjadi etanol. Keunggulan dari proses ini dibanding dengan SHF ada beberapa seperti proses yang dihasilkan lebih ramah lingkungan, meningkatkan rendemen produk, mengurangi kebutuhan steril produk karena glukosa langsung di fermentasi, proses lebih singkat, biaya lebih rendah karena hanya menggunakan satu reaktor, dan kondisi anaerob (Lin & Tanaka, 2006).

Tabel 1. 5 Perbandingan fermentasi secara SHF dan SSF.

Faktor	SHF	SSF
--------	-----	-----

%rendemen	76	97
Waktu	96 jam	72 jam
Harga	Lebih mahal	Lebih murah

Proses SSF lebih optimal untuk digunakan karena rendemen yang dihasilkan lebih besar dan juga waktu untuk fermentasi lebih singkat, dan juga lebih hemat biaya karena menggunakan satu reaktor. Bakteri yang akan digunakan adalah bakteri *saccharomyces cerevisiae* untuk mikroorganisme fermentasi. *saccharomyces cerevisiae* memiliki keunggulan yaitu:

1. Toleran terhadap etanol dan lebih tahan terhadap zat beracun.
2. Dapat memfermentasi gula pada pH yang rendah oleh karena itu memiliki risiko kontaminan yang dapat diminimalisir.
3. Dapat menghasilkan etanol dengan konsentrasi tinggi.

1.3.3.4 Proses Destilasi

Distilasi adalah proses pemisahan dari suatu campuran berdasarkan perbedaan titik didih masing-masing komponen penyusun. Proses distilasi yang akan digunakan akan dilakukan sebanyak satu kali dengan tujuan mendapatkan konsentrasi bioetanol yakni 96%.

Titik didih etanol murni adalah 78°C sedangkan titik didih air sebesar 100°C pada kondisi standar. Ketika suhu menyentuh 78°C etanol akan menguap lebih dulu dibandingkan air. Uap etanol akan dialirkan melalui pipa yang terendam dengan air

sehingga akan terkondensasi kembali menjadi etanol cair. Kondensasi (proses perubahan dari uap ke cair) dan penguapan suatu cairan menjadi uap melibatkan perubahan fase cairan dengan koefisien pindah panas yang besar. Kondensasi dapat terjadi ketika uap jenuh bersentuhan dengan padatan yang memiliki temperatur di bawah suhu jenuh dan hal ini akan membentuk cairan seperti air (Geankoplis, 1983).

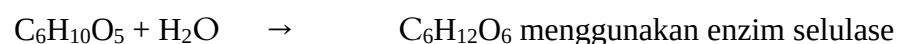
Proses distilasi pada perancangan pabrik ini adalah setelah proses SSF, hasil dari fermentor yang berupa slurry harus dipisahkan fraksi padat dan cairnya memakai Centrifuge. Hasil padatan akan dikirim ke unit pengolahan limbah untuk diolah menjadi kompos sedangkan hasil cairan akan masuk ke dalam proses distilasi

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Analisis termodinamika ini bertujuan untuk menentukan apakah reaksi yang terjadi dalam proses kimia melepaskan atau menyerap kalor (eksotermis/endotermis) melalui perhitungan entalpi (ΔH) dengan menggunakan data panas pembentukan standar pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K. Reaksi sakarifikasi dan fermentasi dalam produksi bioetanol adalah sebagai berikut:

a. Reaksi sakarifikasi



- Panas reaksi

Data entalpi reaksi standar pada 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1. 6 Data Entalpi Reaksi Standar pada 298,15 K

Komponen	Harga ΔH°_f (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	-878,166
H_2O	-285,829
$C_6H_{12}O_6$	-1273,3

$$\Delta H^\circ_f = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H^\circ_f C_6H_{10}O_5) - (\Delta H^\circ_f H_2O + (\Delta H^\circ_f C_6H_{12}O_6))$$

$$= -109,305 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan panas reaksi, diperoleh nilai ΔH_f negatif. Nilai ΔH negatif menunjukkan bahwa reaksi tersebut bersifat eksotermis.

- Energi Bebas Gibbs

Harga ΔG°_f masing masing komponen pada suhu 298,15 bisa dilihat pada tabel 1.4

Tabel 1. 7 Harga ΔG°_f komponen pada suhu 298,15 K

Komponen	Harga ΔG°_f (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	-569,77
H_2O	-237,588
$C_6H_{12}O_6$	-1134,862

$$\Delta G^{\circ}_f = \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_6) - (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2\text{O})$$

$$= -327,50 \text{ kJ/mol}$$

Hasil perhitungan menunjukkan nilai ΔG° negatif, yang mengindikasikan bahwa reaksi tersebut berlangsung secara spontan.

$$\Delta G^{\circ}_f = -R T \ln K_{298}$$

$$\ln K_{298,15} = \Delta G^{\circ}/R T$$

$$\ln K_{298,15} = (-327,50 \text{ kJ/mol}) : 8,314 \text{ kJ/mol K} \cdot 298,15 \text{ K}$$

$$\ln K_{298,15} = 0,13212097$$

$$K_{298,15} = \exp^{(0,13212097)}$$

$$K_{298,15} = 1,14124637$$

Menghitung K pada temperatur operasi 306,15 K

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{306,15}} = \Delta H^{\circ} \frac{R}{R} \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T} \right)$$

$$= - \frac{109,305 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{8,314 \text{ kJ/mol}} (1/298,15 - 1/306,15 \text{ K})$$

$$= -0,001152261$$

$$K_{306,15} = \frac{1,14124637}{\exp(-0,001152261)}$$

$$= 1,142538095$$

Diperoleh nilai $k > 1$ sehingga dapat disimpulkan reaksi berjalan secara irreversible

b. Reaksi Fermentasi



Saccharomyces cerevisiae

-Panas reaksi

Data entalpi pada reaksi standar di suhu 298,15 K dapat dilihat pada tabel 1.5

Tabel 1. 8 Data Entalpi Standar pada 298,15 K

Komponen	Harga ΔH°_f (kJ/mol)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	-277,7
CO_2	-393,5052
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	-1273,3

$$\Delta H^\circ_f = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

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

$$= -69,1104 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan, didapatkan nilai ΔH°_f negatif yang artinya, reaksi tersebut bersifat eksotermis.

-Energi Bebas Gibbs

Harga ΔG°_f masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 1.6

Tabel 1. 9 Harga ΔG°_f komponen pada suhu 298,15 K

Komponen	Harga ΔG°_f (kJ/mol)
C_2H_5OH	-174,78
CO_2	-394,38384
$C_6H_{12}O_6$	-1134,862

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= ((2 \Delta G^\circ_f C_2H_5OH) + (2 \Delta G^\circ_f CO_2)) - (\Delta G^\circ_f C_6H_{12}O_6)$$

$$= -2273,18968 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan didapatkan nilai ΔG° negatif, yang menandakan bahwa reaksi tersebut berlangsung spontan.

$$\Delta G^\circ = -R T \ln K_{298}$$

$$\ln K_{298,15} = \frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\ln K_{298,15} = \left(-\frac{2273,18968 \text{ kJ/mol}}{8,314 \text{ kJ/mol} \cdot 298,15 \text{ K}} \right)$$

$$\ln K_{298,15} = 0,917045411$$

$$\ln K_{298,15} = \exp^{(0,917045411)}$$

$$\ln K_{298,15} = 2,50188741$$

Menghitung K pada temperatur operasi 306,15 K

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{306,15}} = \Delta H^\circ \frac{R}{R} \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T} \right)$$

$$- \frac{69,1104 \text{ kJ/mol}}{8,314 \text{ kJ/molK}} \left(\frac{1}{298,15} - \frac{1}{306,15} \right)$$

$$= 0,000715232$$

$$K_{333,15} = \frac{2,50188741}{\exp(0,000715232)}$$

$$= 2,50009862$$

Nilai $k > 1$ sehingga dapat diketahui bahwa reaksi berjalan secara irreversible

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Dalam pemodelan ini, enzim selulase digunakan untuk mengubah selulosa menjadi glukosa. Glukosa kemudian akan difermentasi oleh yeast menjadi etanol. Pemodelan konversi selulosa menjadi etanol mengikuti persamaan Michaelis-Menten dan Monod, dengan asumsi bahwa transfer massa terbatas dan variasi dalam struktur enzim diabaikan. Etanol dihasilkan sebagai produk utama, sementara produk samping lainnya tidak dipertimbangkan karena reaksi yang sangat kompleks dan penghambatan substrat yang disebabkan oleh konsentrasi glukosa yang tinggi tidak diperhitungkan. Oleh karena itu, pemodelan ini dapat diselesaikan dengan persamaan berikut:



$$-r_R = r_R = K \frac{C_{eo}CA}{C_m + CA}$$

Keterangan:

$-r_A$ = kecepatan reaksi reaktan A (mol/L.s)

r_R = kecepatan reaksi produk R (mol/L.s)

k = konstanta kecepatan reaksi

C_{E0} = total kebutuhan enzim (mol/L)

CM = konstanta Michaelis

CA = konsentrasi akhir reaktan (mol/m³)

(Sina dkk., 2020)

$$-r_A = r_R = K \frac{C_{eo} CA}{C_m + CA}$$

$$r_R = 1.81 \times 10^{-1} * C_{eo} * CA / 2.74 \times 10^3 + CA$$

Feo : Input Enzim Selulase / 26.000

$$0,004257 \text{ kmol/jam}$$

ρ Umpan : ρ campuran

$$: 1411,984 \text{ kg/m}^3$$

F umpan : Total Input Reaktor

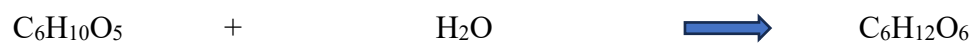
$$: 19630,31 \text{ kg/jam}$$

Q umpan : F umpan / ρ umpan

$$: 13,90264$$

$$C_{eo} : \frac{Feo(\text{kmol})}{Feo(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}) + \rho \text{ Umpan}}$$

$$: 0,054307$$



$$M \quad 8,1994 \qquad \qquad 156,4265 \qquad \qquad 0$$

$$R \quad 7,3794 \qquad \qquad 7,3794 \qquad \qquad 7,3794$$

$$S = 0,8199$$

$$7,3794$$

$$F_{a0} = 8,1994 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{\text{umpan}} = 13,902 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{a0} = 0,5897 \text{ mol/l}$$

$$C_a = C_{a0} - C_{a0} \times X_a$$

$$C_a = 0,0589 \text{ mol/l.s}$$

$$r_R = (1,81 \times 10^{-1}) \times (0,054307 \times 0,0589) / (2,74 \times 10^3) +$$

$$0,0589$$

$$r_R = 1,26944\text{E-}05$$

$$X = (1 - (0,8199 / 8,1994))$$

$$= 90\%$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X}{-r_a}$$

$$V : (V_0 \cdot C_{a0} \cdot X_a) / (1,81 \times 10^{-1} \cdot C_{a0} \cdot C_A / 2,74 \times 10^3 + C_A)$$

$$V/V_0 : C_{a0} \cdot C_a / R_r$$

$$t : C_{ap} \cdot X_a / R_r$$

$$t : (C_{a0} \cdot x) / r_R$$

$$: 41813,451 \text{ s}$$

t : 11,615 jam

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi Produk Utama

a. Etanol (C_2H_5OH)

- Sifat Fisik

Berat molekul: 46,069 g/mol

Titik beku: $-114,1^{\circ}C$

Titik didih (pada 760 mmHg): $78^{\circ}C$

Densitas (pada $20^{\circ}C$): 0,789 g/ml

Viskositas ($20^{\circ}C$): 1,17 cp

Temperature kritis: $243,1^{\circ}C$

Tekanan kritik: 63 atm

Panas penguapan: 38770 kJ/mol

(Perry dkk., 1999).

- Sifat Kimia

– Reaksi adisi air (hidrasi) alkena (ethylene) akan membentuk

alkohol (etanol) $CH_2 + H_2O \longrightarrow C_2H_5OH$

(Hart, 2003)

- Fermentasi glukosa dengan bantuan *saccharomyces cerevisiae*

akan membentuk etanol (bioetanol) $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$

(Faith Keyes, 1950)

Spesifikasi Produk Samping

a. Karbondioksida (CO_2)

- Sifat Fisis

Berat molekul : 44 gr/mol

Wujud : gas

Warna : tidak berwarna

Titik didih : $-78,45^\circ\text{C}$

Titik lebur : -57°C

Specific gravity (60°F) : 0,827

Temperatur kritis : $31,05^\circ\text{C}$

Tekanan kritis : 72,8 atm

Densitas : 1600 gram/L (padat), 1,98 gram/L (gas)

Viskositas (-78°C) : 0,07 cP

(Perry & Green, 1997)

- Sifat Kimia

- Tidak terlalu reaktif

- Tidak mudah terbakar

- Mengalami proses dekomposisi (perubahan fase padat menjadi gas) pada suhu $-78,5^\circ\text{C}$

- Larut dalam air secara spontan membentuk H_2CO_3 (asam karbonat) dalam kesetimbangan dengan CO_2 .

(Coulson & Richardson's, 2005)

b. Air (H_2O)

- Sifat Fisis

Wujud: Cairan

Warna : Tidak berwarna

Bau : Tidak berbau

Berat molekul : 18,153 g/mol

pH : netral Titik beku : 0 °C

Titik didih : 100 °C

Densitas : 0,998 g/cm³ (pada 20°C)

(Perry dkk., 1999)

- Sifat Kimia

- Bersifat polar dan dijadikan sebagai pelarut yang baik.
- Mempunyai ikatan hidrogen.
- Bersifat netral dalam keadaan murni.

(MSDS)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. Ampas Tebu

Komposisi

- Selulosa: 41,50%
- Lignin :24,20%
- Hemiselulosa: 22,10%
- Ekstraktif: 5,6%

(Novitasari dkk., 2012)

- Sifat Fisis

Wujud : padat

Tekstur : berserat

Warna: coklat

Diameter (μm): 10-34 (serat tebu)

Panjang (mm): 0,8 – 2,8 (serat tebu)

Moisture content (%): 49%

(Yadav dkk., 2015)

- Sifat Kimia

Selulosa

- Tidak larut dalam air maupun pelarut organik, tetapi Sebagian larut dalam larutan alkali
- Dapat terdegradasi oleh hidrolisis, oksidasi, fotokimia maupun secara mekanis sehingga berat molekulnya menurun
- Selulosa dalam keadaan kering bersifat hidroskopis, keras dan rapuh. Bila selulosa cukup banyak mengandung air maka akan bersifat lunak. Jadi fungsi air sebagai pelunak.

(Fengel & Wenger, 1995)

Lignin

- Kandungan lignin dapat dihilangkan dengan menggunakan pretreatment alkali
- Lignin dapat dipisahkan dengan penambahan H_2SO_4 pekat dan HCL pekat sebagai pereaksi an organik untuk mendestruksi karbohidratnya.

(Karp dkk., 2013)

Hemiselulosa

- Mudah dihidrolisis oleh asam menjadi monomer yang mengandung glukosa, mannose, galaktosa, xilosa dan arabinosa.
- Hemiselulosa mengikat lembaran serat selulosa membentuk microfibril yang meningkatkan stabilitas dinding sel.
- Hemiselulosa berikatan silang dengan lignin membentuk jaringan kompleks dan membentuk struktur yang kuat.

(Suparjo, 2008)

Spesifikasi Bahan Pendukung

a. Ammonia

- Sifat Fisis

Rumus Molekul: NH_3

Bentuk: Cair

Warna: Tidak berwarna Bau: Menyengat

BM: 17,03 g/mol

Titik lebur normal, 0°C : $-77,7^\circ\text{C}$

Titik didih normal, 0°C : $-33,4^\circ\text{C}$

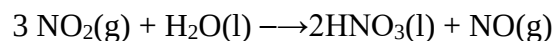
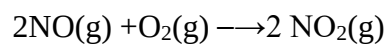
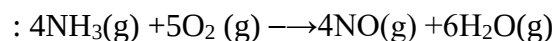
Spesifik gravity pada -79°C : 0,817

Kemurnian: 99,5%

(Perry dkk., 1999)

- Sifat Kimia

– Dengan katalis Pt-Rhodium dioksidasi menjadi nitrogen oksida dan air untuk menghasilkan asam nitrat



- Amonia bereaksi secara katalitik dengan rantai alkali pada hidrokarbon aromatis nitrile atau olefin dan beberapa rantai alkana.

- Amonia dapat membentuk senyawa dengan garam dan membentuk senyawa yang baik. Meskipun senyawa tersebut bukan konduktor, tetapi dapat menyebabkan inisiasi suatu elektrolit.

(Othmer, 1962)

b. Air (H_2O)

- Sifat Fisis

Wujud: Cairan

Warna: Tidak berwarna

Bau: Tidak berbau

Berat molekul : 18,153 g/mol

pH : netral Titik beku : 0°C

Titik didih : 100°C

Densitas : 0,998 g/cm³ (pada 20°C)

(Perry dkk., 1999)

- Sifat Kimia

- Bersifat polar dan dijadikan sebagai pelarut yang baik.

- Mempunyai ikatan hidrogen.
- Bersifat netral dalam keadaan murni.

(MSDS)

c. Enzim Selulase

- Sifat Fisis

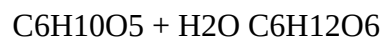
pH : 4-5

Specific gravity : 1,10 – 1,30

Suhu : 20-50°C

(Nanda dkk., 2020)

- Sifat Kimia



- Dapat menghidrolisis selulosa menjadi glukosa.
- Menghasilkan kompleks multienzim dan stabil pada beberapa kondisi

(Septiani, 2019)

d. Diammonium Phosphate $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$

- Sifat Fisis

Wujud : Padat, Powder

Warna : Putih Titik lebur : 155°C

Densitas : 1,619 g/cm³

Digunakan sebagai nutrisi

- Sifat Kimia



- Larut dalam air
- Pada temperatur tinggi, asam dapat bereaksi dengan metal

(MSDS)

e. Ragi *Saccharomyces Cerevisiae*

- Sifat Fisis

Wujud : padat, bulat

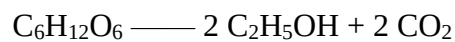
Ukuran : lebar 1-7 μm dan Panjang 5-10 μm

Kondisi optimum pH : 4 – 4,5

Kondisi optimum suhu : 30 - 37°C

(Prescott & Dumn, 1959)

- Sifat Kimia



- Memiliki kemampuan fermentasi yang tinggi terhadap glukosa dan sukrosa dengan menghasilkan alkohol 10-12%.

- Tahan dengan kadar alkohol tinggi 15

(Waites, 2001)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah serangkaian teknik dan aktivitas yang direncanakan untuk mencapai, menjaga, dan meningkatkan kualitas produk dan jasa

agar sesuai dengan standar yang ditetapkan serta dapat memenuhi kepuasan konsumen.

Tujuan Pengendalian Kualitas:

- Tujuan Utama: Memastikan produk yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan.
- Mengurangi Biaya: Meminimalkan biaya yang terkait dengan inspeksi, desain, dan produksi.
- Mengurangi Kesalahan: Menekan atau mengurangi jumlah kesalahan dan kebutuhan untuk perbaikan.
- Mengoptimalkan Biaya Produksi: Memaksimalkan efisiensi penggunaan biaya produksi, khususnya biaya inspeksi.
- Meningkatkan Kepuasan Konsumen: Mempertahankan atau meningkatkan kualitas produk agar sesuai dengan standar dan memenuhi kepuasan konsumen.
- Mengurangi Keluhan Konsumen: Mengurangi jumlah keluhan atau penolakan dari konsumen.

(Shiyami dkk., 2021)

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk memastikan apakah kualitas bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan dalam proses produksi. Oleh karena itu, dilakukan pengujian terhadap bahan baku

bioetanol dan bahan pendukung yang digunakan dalam produksi. Tujuan pengendalian kualitas bahan baku adalah untuk memastikan produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang baik serta mengurangi kebutuhan proses tambahan untuk meningkatkan kualitas bahan baku, yang dapat meningkatkan biaya operasional produksi.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas dalam proses produksi bertujuan untuk menjaga kualitas produk dari bahan baku hingga menjadi produk jadi. Pengawasan selama proses produksi tidak hanya dilakukan di laboratorium, tetapi juga melalui alat kontrol. Pengawasan dan pengendalian operasi dilakukan dengan menggunakan alat pengendali yang ada di ruang kontrol (control room), di mana hal ini dilakukan secara otomatis dengan bantuan indikator.

Alat ukur dan instrumentasi memegang peranan yang sangat penting dalam mengendalikan proses produksi. Dengan adanya sistem ini, bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi memiliki tiga fungsi utama: sebagai alat ukur, alat analisis, dan alat kendali. Selain untuk memantau kondisi operasi, instrumentasi juga berfungsi untuk mengatur variabel proses, baik secara manual maupun otomatis, serta memberikan peringatan kepada operator jika terjadi kondisi kritis atau berbahaya. Instrumen ini harus tersedia dan berfungsi sesuai kebutuhan di lokasi penempatannya, karena instrumen merupakan salah satu faktor penentu mutu hasil produksi.

Pengendalian proses produksi pabrik meliputi pengaturan aliran dan sistem kontrol alat. Pengawasan ini mencakup pemantauan kondisi operasi seperti suhu dan tekanan. Berikut adalah sistem alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu:

a. Level Control (LC)

Alat ini, sesuai dengan namanya, berfungsi untuk mengendalikan atau mengatur ketinggian air dalam sebuah bak atau tangki secara otomatis. Prinsip kerja *Water Level Control* ini secara singkat adalah mengatur operasi pompa air yang akan mengisi bak atau tangki berdasarkan ketinggian air sebagai acuannya.

b. Flow Control (FC)

Alat kontrol yang dipasang pada aliran masuk dan keluar bahan baku untuk memantau dan mengendalikan laju aliran bahan yang masuk ke proses atau keluar dari alat.

c. Pressure Control (PC)

Alat kontrol yang berfungsi untuk memantau dan mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan, sangat penting dalam sistem yang menggunakan aliran uap atau gas.

d. Temperature Control (TC)

Alat kontrol yang dipasang di setiap alat proses untuk memantau dan mengendalikan suhu operasi berdasarkan kondisi yang telah ditetapkan.

Jika suhu tidak sesuai dengan kondisi operasi, sinyal berupa suara atau lampu akan menyala sebagai peringatan.

e. pH Control

Alat ini digunakan untuk mengatur pH yang ada dalam proses produksi.

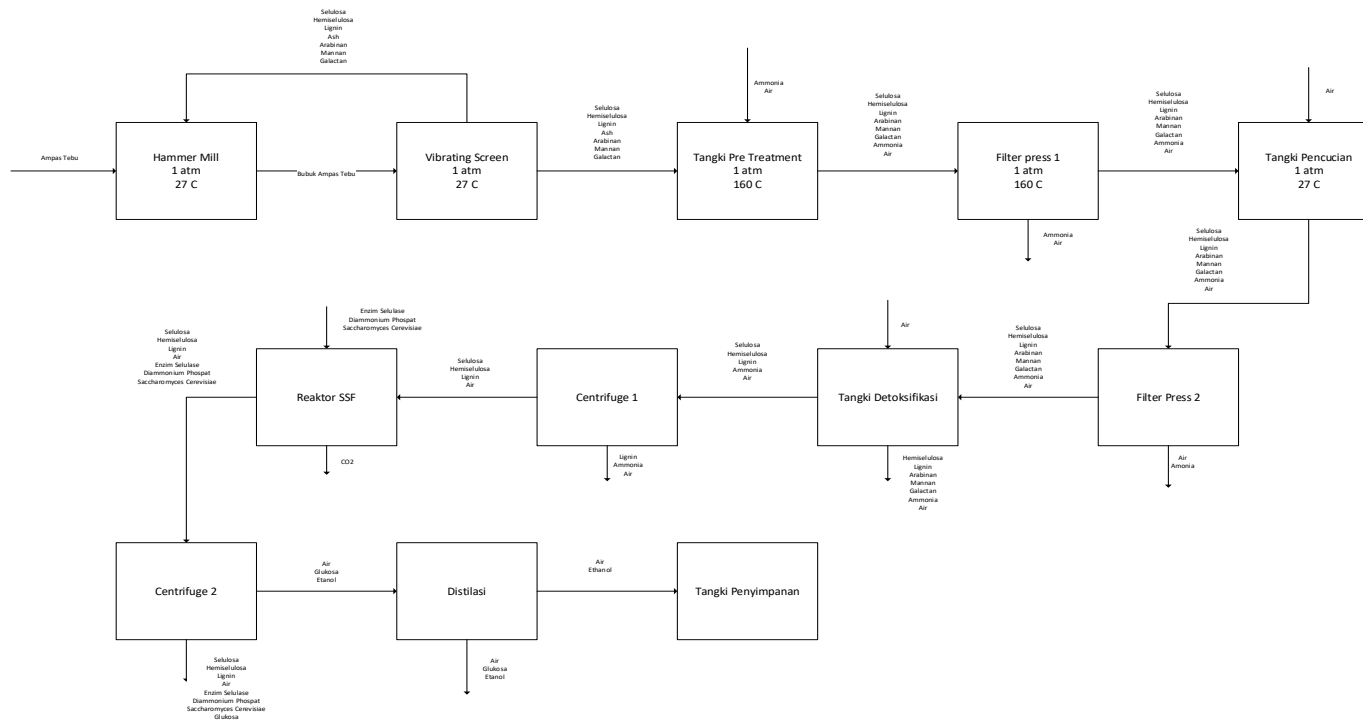
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh proses-proses sebelumnya. Untuk mencapai mutu produk yang sesuai standar, diperlukan bahan baku berkualitas, serta pengawasan dan pengendalian yang baik terhadap proses produksi. Hal ini bertujuan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan standar dan memenuhi kebutuhan pasar. Pengawasan terhadap kualitas produk dilakukan untuk memastikan mutu yang tinggi, sehingga produk yang dihasilkan tidak hanya memenuhi standar, tetapi juga berkualitas baik dan sesuai dengan target produksi yang telah direncanakan.

BAB III PERANCANGAN PROSES

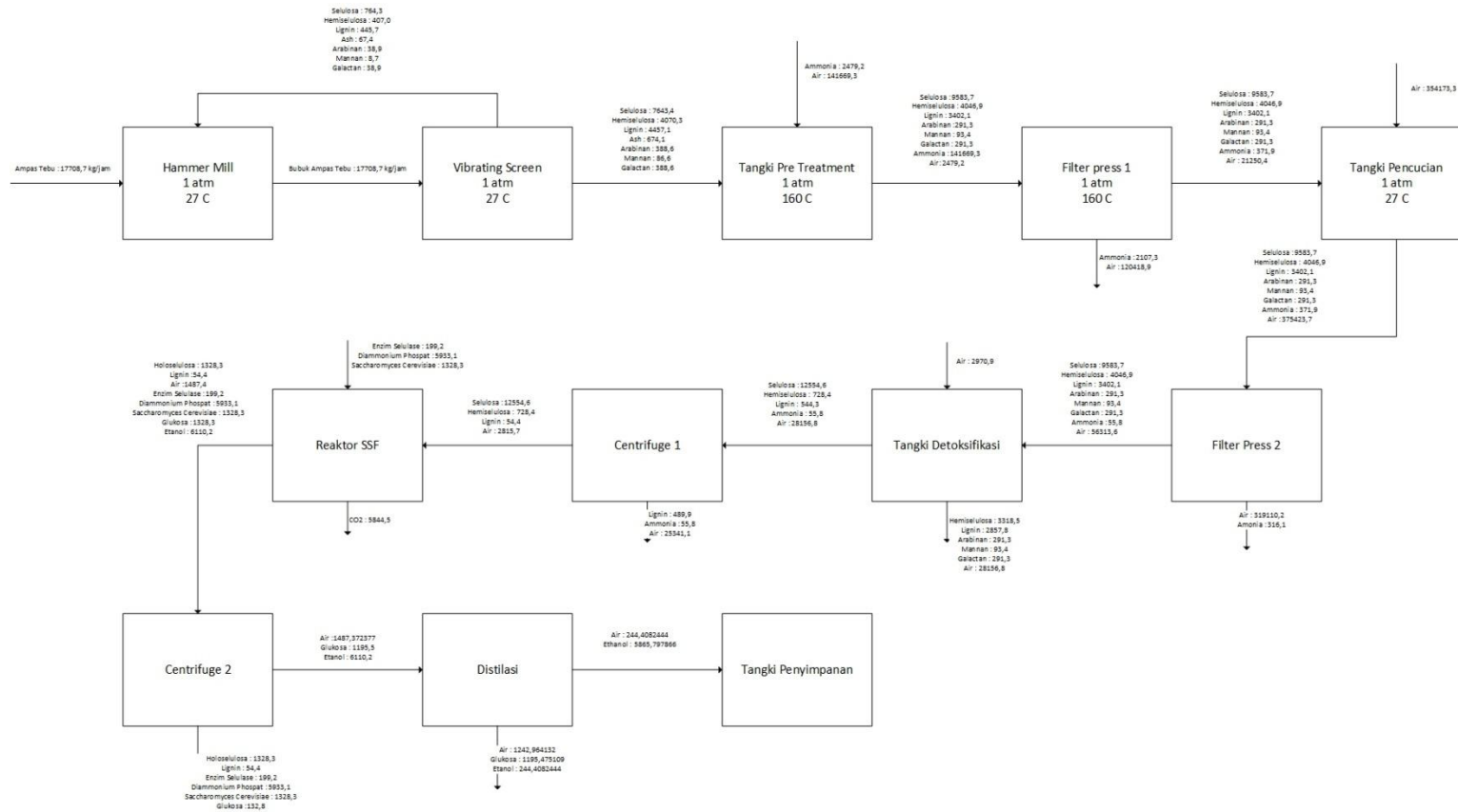
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Air Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi bioetanol melibatkan tiga tahapan, yaitu *pre-treatment*, proses SSF, dan distilasi.

3.2.1 *Pretreatment*

Pre-treatment dilakukan untuk merusak struktur biomassa sehingga mempermudah proses sakarifikasi dengan enzim dan fermentasi menggunakan ragi. *Bagasse* dari gudang penyimpanan diangkut dengan belt conveyor menuju hammer mill untuk dipotong menjadi ukuran 2 mm. *Bagasse* yang telah diperkecil ukurannya kemudian dimasukkan ke dalam vibrating screen untuk menyamaratakan ukuran partikel *bagasse*. Selanjutnya, material tersebut diangkut dengan bucket elevator menuju tangki *pre-treatment*. Di dalam tangki *pretreatment*, biomassa, air, dan larutan amonia dengan perbandingan 1:8:0,14 dimasukkan dan diproses pada suhu 160°C selama 60 menit untuk menghilangkan lignin yang terkandung dalam biomassa. Setelah itu, slurry dialirkan menuju filter press untuk memisahkan padatan dan cairan. Lalu padatan dicuci di tangki pencucian untuk menghilangkan amonia, lalu di *press* untuk mengurangi kandungan air. biomassa yang masih mengandung air dan inhibitor fermentasi dimasukkan ke dalam tangki detoksifikasi, di mana steam dengan suhu 160°C ditambahkan untuk menghilangkan inhibitor fermentasi. Selanjutnya biomassa yang masih mengandung air dan amonia diproses di Centrifuge untuk memisahkan padatan dan cairan serta menurunkan suhu hingga 37°C, sesuai kondisi operasi fermentor.

3.2.2 Proses SSF

Proses sakarifikasi dan fermentasi merupakan tahap di mana selulosa diubah menjadi glukosa, lalu glukosa difermentasi menjadi etanol dalam fermentor yang sama. Selulosa hasil pretreatment dimasukkan ke dalam fermentor pada suhu 37°C dan tekanan 1 atm untuk mengkonversi selulosa menjadi glukosa dan glukosa menjadi etanol. Kondisi operasi fermentor diatur pada suhu 37°C dan tekanan 1 atm dengan durasi operasi selama 72 jam. Dalam fermentor, ditambahkan enzim selulase untuk membantu konversi selulosa menjadi glukosa dengan efisiensi 90%. Selain itu, diammonium phosphate (DAP) digunakan sebagai nutrisi untuk pertumbuhan *saccharomyces cerevisiae*. Penambahan *saccharomyces cerevisiae* bertujuan untuk mengkonversi glukosa menjadi etanol. Proses fermentasi ini menghasilkan gas CO₂ yang akan dialirkan ke unit pengolahan limbah sebelum dilepaskan ke udara. Karena reaksi dalam fermentor bersifat eksotermis dan menghasilkan panas, diperlukan jaket pendingin untuk menjaga suhu fermentor tetap stabil.

3.2.3 Proses Distilasi

Proses selanjutnya yaitu proses distilasi dimana sebelum masuk ke menara distilasi perlu untuk diatur suhunya yang sesuai pada menara distilasi dengan menggunakan *heater* kemudian baru dialirkan menuju menara distilasi. Proses distilasi ini menggunakan metode Antoine dimana memasukkan konsentrasi yang diinginkan pada menara distilasi untuk kemudian dilakukan *trial* untuk mengetahui suhu dan juga tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi ini. Proses distilasi ini

memisahkan hasil atas yaitu etanol + air dan untuk hasil bawah air + glukosa. Untuk suhu pada kondisi atas yaitu 87,08 °C dan pada kondisi bawah 107,1°C.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor Simultaneous Saccharification and Fermentation

Spesifikasi Umum Reaktor		
Kode	:	R-01
Fungsi	:	Tempat berlangsungnya proses sakarifikasi dan fermentasi secara bersamaan pada produksi bioetanol.
Jenis/Tipe	:	Reaktor berpengaduk dengan jaket pendingin.
Mode Operasi	:	<i>Semi Batch</i>
Jumlah Unit	:	12
Harga, Rp	:	351.703.186.289
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	37
Tekanan, atm	:	1
Kondisi Proses	:	<i>Adiabatic, Isothermal</i>
Konstruksi dan Material		
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel SA 203 grade B</i>
Diameter (ID) shell, m	:	10,744
Tebal shell, m	:	0,026
Tinggi total, m	:	12,357
Jenis Head	:	<i>Torispherical head</i>
Spesifikasi khusus		

Tipe dan ukuran pengaduk	:	<i>Marine propeller with 3 blades,</i> 3,256 m
Kecepatan pengadukan, rpm	:	25
Power/tenaga pengadukan, hp	:	5
Jenis coolant	:	Air
Kebutuhan coolant, kg/jam	:	391.086
Mode transfer panas (jaket/koil)	:	Jaket pendingin
UD, W/m ² K	:	500
Luas area transfer panas, m ²	:	60,98
Tebal jaket, m	:	0,762

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

3.3.2.1 Centrifuge

Tabel 3. 2 Spesifikasi Centrifuge

Centrifuge		
Kode	:	C-01
Fungsi	:	Tempat memisahkan amonia, lignin, dengan <i>slurry</i>
Jenis	:	Tangki vertikal dan tutup bawah berbentuk konikal
Material	:	<i>Stainless steel SA 204 type 316</i>
Harga, Rp	:	23.430.407.797
Kondisi Operasi		
Suhu	:	27 °C
Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi		
Kapasitas, m ³	:	183,22
<i>Bowl Diameter</i> , m	:	0,3556
<i>Centrifugal Force</i> , lbf/ft ²	:	3180

Laju putar rotor, rpm	:	4.000,
Daya motor, hp	:	20

3.3.2.2 Centrifuge 2

Tabel 3. 3 Spesifikasi Centrifuge

Centrifuge		
Kode	:	C-02
Fungsi	:	Tempat memisahkan filtrat sebelum masuk destilasi
Jenis	:	Tangki vertikal dan tutup bawah berbentuk konikal
Material	:	<i>Stainless steel SA 204 type 316</i>
Harga, Rp	:	23.438.643.442
Kondisi Operasi		
Suhu	:	27 °C
Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi		
Kapasitas, m ³	:	1613,93
<i>Bowl Diameter</i> , m	:	0,3556
<i>Centrifugal Force</i> , lbf/ft ²	:	3180
Laju putar rotor, rpm	:	4.000,00
Daya motor, hp	:	20

3.3.2.3 Vibrating Screen

Tabel 3. 4 Spesifikasi Vibrating Screen

Vibrating Screen		
Kode	:	VS-01
Fungsi	:	Menyeragamkan ukuran <i>bagasse</i> sebesar 2 mm.
Jenis	:	Vibrating Screen
Harga, Rp	:	385.016.367
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	27
Tekanan, atm	:	1
Spesifikasi		
Kapasitas, Kg/jam	:	19.479
Speed, vibration/s	:	50
Power, hp	:	5
Spesifikasi screen, mm	:	1,2 x 3,7
Jumlah	:	1

3.3.2.4 Filter Press

Tabel 3. 5 Spesifikasi Filter Press 1

Filter Press		
Kode	:	FP-01
Fungsi	:	Tempat memisahkan amonia, air, dan padatan
Jenis	:	Filter Press Plate & Frame
Material	:	<i>Stainless steel SA 204 type 316</i>

Harga, Rp	:	10.220.434.473
Jumlah	:	4
Kondisi Operasi		
Suhu	:	27 °C
Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi		
Kapasitas, ft ³ /in tebal	:	5,00
Luas area filtrasi, m ²	:	37,16
Jumlah plate and frame	:	38

3.3.2.4 Filter Press 2

Tabel 3. 6 Spesifikasi Filter Press 2

Filter Press		
Kode	:	FP-02
Fungsi	:	Tempat memisahkan ammonia, air, dan padatan
Jenis	:	Filter Press Plate & Frame
Material	:	<i>Stainless steel SA 204 type 316</i>
Harga, Rp	:	10.220.434.473
Jumlah	:	4
Kondisi Operasi		
Suhu	:	27 °C
Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi		
Kapasitas, ft ³ /in tebal	:	5,00
Luas area filtrasi, m ²	:	37,16
Jumlah plate and frame	:	101

3.3.2.5 Menara Distilasi

Tabel 3. 7 Spesifikasi Destilasi

Spesifikasi Menara Distilasi		
Kode	:	D-01
Fungsi	:	Memurnikan bioetanol dari keluaran centrifuge
Jenis	:	<i>Distillation Multicomponent</i>
Tipe	:	<i>Tray Distillation columns</i>
Jumlah Unit	:	1
Material	:	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Harga, Rp	:	10.193.668.630
Kondisi Operasi		
Umpan		
Suhu, °C	:	91,90
Tekanan, atm	:	1,3
Distilat		
Suhu, °C	:	87,08
Tekanan, atm	:	1,3
Bottom		
Suhu, °C	:	107,119668
Tekanan, atm	:	1,3
Spesifikasi Alat		
Shell		
Diameter Dalam, m	:	0,514
Tebal, m	:	0.003
Tinggi, m	:	5,027
Head		

Jenis	:	Head torispherical
Tebal, m	:	0,004
Material	:	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Tipe Menara Tray		
Jenis Tray	:	<i>Sieve</i>
Feed Plate	:	15
Jumlah Plate Actual	:	27
Susunan Hole	:	Triangular
Diameter Hole, m	:	5
Jumlah Tray	:	15
Tray Spacing , m	:	0,15
Jumlah	:	1

3.3.3 Spesifikasi Alat Pre-treatment

3.3.3.1 Hammer Mill

Tabel 3. 8 Spesifikasi Hammer Mill

Hammer Mill		
Kode	:	HM-01
Fungsi	:	Menghancurkan ampas tebu hingga ukuran 2 mm.
Jenis	:	Micro-pulverizer mills
Material	:	<i>Carbon Steel SA-135 Grade B</i>
Jumlah	:	1
Harga, Rp	:	2.491.282.376
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	28

Tekanan	:	2 atm
Spesifikasi		
Kapasitas, Kg/jam	:	19.480
Rotor Diameter, m	:	0,0254
Kecepatan Putar Maksimal, m	:	3.450
Power, Hp	:	15

3.3.3.2 Tangki Pre-treatment

Tabel 3. 9 Spesifikasi Tangki Pre-treatment

Spesifikasi Tangki Pre-treatment		
Kode	:	T-01
Fungsi	:	Untuk mengurai kandungan lignin, dan meningkatkan kandungan selulosanya
Jenis/Tipe	:	Tangki dengan silinder tegak
Mode Operasi	:	<i>Kontinyu</i>
Jumlah Unit	:	1
Harga, Rp	:	14.304.737.510
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	160
Tekanan, atm	:	1
Konstruksi dan Material		
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel SA-240 type 316</i>
Diameter (ID) shell, m	:	5,95
Tebal shell, in	:	0,006
Tinggi total, m	:	10,79
Jenis Head	:	Torispherical head
Tebal head. In	:	0,25

Volume tangki total	:	263,92
Jumlah pengaduk	:	1,00
Kecepatan putar pengaduk, rpm	:	30,00
Power motor, Hp	:	20,00

3.3.3.3 Tangki Pencucian

Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Pencucian

Spesifikasi Tangki Pencucian		
Kode	:	T-02
Fungsi	:	Untuk mencuci padatan untuk menghilangkan ammonia
Jenis/Tipe	:	Tangki dengan silinder tegak
Mode Operasi	:	Kontinyu
Jumlah Unit	:	1
Harga, Rp	:	18.857.566.346
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	27
Tekanan, atm	:	1
Konstruksi dan Material		
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel SA-240 type 316</i>
Diameter (ID) shell, m	:	6,00
Tebal shell, in	:	0,005
Tinggi total, m	:	10,87
Jenis Head	:	Torispherical head
Tebal head. In	:	0,25
Volume tangki total	:	270,38
Jumlah pengaduk	:	1,00

Kecepatan putar pengaduk, rpm	:	30,00
Power motor, Hp	:	20,00

3.3.3.4 Tangki Detoksifikasi

Tabel 3. 11 Spesifikasi Tangki Detoksifikasi

Spesifikasi Tangki Detoksifikasi		
Kode	:	T-03
Fungsi	:	Untuk menghilangkan inhibitor fermentasi.
Jenis/Tipe	:	Tangki dengan silinder tegak
Mode Operasi	:	<i>Kontinyu</i>
Jumlah Unit	:	1
Harga, Rp	:	8.859.494.266
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	160
Tekanan, atm	:	1
Konstruksi dan Material		
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel SA-240 type 316</i>
Diameter (ID) shell, m	:	3,42
Tebal shell, in	:	0,005
Tinggi total, m	:	5,95
Jenis Head	:	Torispherical head
Tebal head. In	:	0,19
Volume tangki total	:	50,47
Jumlah pengaduk	:	1,00
Kecepatan putar pengaduk, rpm	:	52,00
Power motor, Hp	:	10,00

3.3.4 Spesifikasi Alat Pendukung

3.3.4.1 Spesifikasi Accumulator

Tabel 3. 12 Spesifikasi Accumulator

Identifikasi		
Nama	:	Accumulator
Kode	:	ACC-01
Fungsi	:	Tempat untuk menampung keluaran kondensor pada menara distilasi.
Jenis	:	Tangki silinder horizontal
Jumlah Unit	:	1
Material bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 178 Grade C
Harga,Rp	:	3.582.505.234
Kondisi Operasi		
Tekanan, atm	:	1
Suhu, oC	:	76
Data Desain		
Volume Tangki, m ³	:	1,316
Diameter Tangki, m	:	1,026
Panjang Tangki, m	:	2,515
Tebal Shell, m	:	0,005
Tebal Head, m	:	0,156
Tinggi Head, m	:	0,232

3.3.5 Spesifikasi Alat Penyimpanan

3.3.5.1 Spesifikasi Silo

Tabel 3. 13 Spesifikasi Silo Penyimpanan Bahan

Silo	SL-03	SL-01	SL-02
Fungsi	Menyimpan yeast <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Menyimpan Enzim selulase	Menyimpan Diammonium Phosphate
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup bawah berbentuk konikal	Silinder vertikal dengan tutup bawah berbentuk konikal	Silinder vertikal dengan tutup bawah berbentuk konikal
Bahan Konstruksi	Stainless steel SA-240 type 316	Stainless steel SA-240 type 316	Stainless steel SA-240 type 316
Data Desain			
Tekanan, atm	1	1	1
Suhu, °C	30	30	30
Diameter, m	9,14	4,57	12,19
Tinggi, m	5,97	4,81	6,73
Tebal dinding, m	0,029	0,016	0,035
Volume, m ³	200,57	18,6	615,28
Waktu Penyimpanan, hari	7	7	7
Harga, Rp	1.399.791.858	1.041.397.211	2.017.732.833

3.3.5.2 Spesifikasi Penyimpanan Bahan dan Produk

Tabel 3. 14 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tangki	NH4OH-01	E-01
Fungsi peruntukan alat	Menyimpan ammonia	Menyimpan produk etanol
Lama penyimpanan, hari	7	7
Fasa	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1
Jenis tangki	<i>Spherical</i>	Tangki silinder dengan Conical roof
Harga, Rp	2.717.762.592	15.441.832.907
Kondisi operasi	Suhu: 30	Suhu: 30
	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1
Spesifikasi	Bahan konstruksi: Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316	Bahan konstruksi: Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316
	Volume tangki: 115,20 m ³	Volume tangki: 646,17 m ³
	Diameter: 6,038 m	Diameter: 10,668 m
	Tinggi total tangki: 10,567	Tinggi total tangki: 9,3719
	Course plate: -	Course plate: 6
<i>Head dan bottom</i>	Jenis head: -	Jenis head: <i>Self Supporting Conical Roof</i>
	Tebal tangki: 1,083 in	Tebal head: 1,5562 in
	Jenis bottom: -	Jenis bottom: Flat
	Tebal bottom: -	Tebal bottom: 0,3614 m

3.3.6 Spesifikasi Alat Transportasi

a. Spesifikasi Alat Transportasi Padatan

Tabel 3. 15 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan

Spesifikasi Screw Conveyor				
Nama	Screw Conveyor	Screw Conveyor	Screw Conveyor	Screw Conveyor
Kode	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
Fungsi	Mengalirkan keluaran pretreatment ke filter press	Mengalirkan keluaran tangki pencucian ke filter press 2	Mengalirkan keluaran centrifuge ke tangki SSF	Mengalirkan enzim selulase menuju fermentor.
Tipe	Plain Spouts or Chutes	Plain Spouts or Chutes	Plain Spouts or Chutes	Plain Spouts or Chutes
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316
Kapasitas, Kg/jam	24225,45646	21696,65881	16004,98828	132,8252544
Diameter flights, in	12	12	12	9
Diameter pipa, in	2,5	2,5	2,5	2,5
Diameter screw, in	5	5	5	5
Diameter shafts, in	2	2	2	2
Hanger centers, in	12	12	12	10
Speed, rpm	75	60	60	40
Diameter feed section, in	10	10	10	6
Panjang conveyor, ft	15	15	15	15
Daya motor, Hp	2,12	1,69	1,69	0,43
Hp standar, Hp	3	2	2	0,5

Harga, Rp	916.215.419	916.215.419	916.215.419	813.269.866
-----------	-------------	-------------	-------------	-------------

Tabel 3. 16 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan (Lanjutan)

Spesifikasi Screw Conveyor			
Nama	Screw Conveyor	Screw Conveyor	Screw Conveyor
Kode	SC-05	SC-06	SC-07
Fungsi	Mengalirkan diammonium phosphate menuju fermentor.	Mengalirkan yeast menuju fermentor.	Mengalirkan keluaran tangki SSF ke centrifuge
Tipe	Plain Spouts or Chutes	Plain Spouts or Chutes	Plain Spouts or Chutes
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316
Kapasitas, Kg/jam	54,83245832	3984,917029	14758,07586
Diameter flights, in	9	9	12
Diameter pipa, in	2,5	2,5	2,5
Diameter screw, in	5	5	5
Diameter shafts, in	2	2	2
Hanger centers, in	10	10	12
Speed, rpm	40	40	60
Diameter feed section, in	6	6	10
Panjang conveyor, ft	15	15	15
Daya motor, hp	0,43	0,43	1,69
Hp standar, hp	0,5	0,5	2

Harga, Rp.	813.269.866	813.269.866	916.215.419
------------	-------------	-------------	-------------

Tabel 3. 17 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan

Spesifikasi	BC-101	BC-102	BC-103
Nama	<i>Belt Conveyor</i>	<i>Belt Conveyor</i>	<i>Belt Conveyor</i>
Fungsi	Mengangkut bagasse dari gudang bagasse menuju hammer mill.	Mengangkut bagasse dari hammer mill menuju vibrating screen.	Mengangkut recycle bagasse untuk disaring lagi dari hammer vibrating screen menuju hammer mill.
Jenis	<i>Horizontal Belt Conveyor Flat belt on flat belt idler</i>	<i>Horizontal Belt Conveyor Flat belt on flat belt idler</i>	<i>Horizontal Belt Conveyor Flat belt on flat belt idler</i>
Jumlah	1	1	1
Material	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Harga	885.331.753	885.331.753	885.331.753
Data Desain			
Kapasitas, ton/jam	23,37544044	21,2504004	2,12504004
Lebar belt, in	14	14	14
Belt plies maksimum	5	5	5
Belt plies minimum	3	3	3
Belt speed, m/min	60,96	60,96	60,96
Belt speed maksimal, m/min	91,44	91,44	91,44
Panjang belt, m	16,40	16,40	16,40
Power, Hp	3	3	3

Tabel 3. 18 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan

Spesifikasi	BE-101	BE-102	BE-103
Nama	Bucket Elevator	Bucket Elevator	Bucket Elevator
Fungsi	Memindahkan biomassa dari vibrating screen ke tangki pre treatment.	Memindahkan biomassa dari filter press ke tangki pencucian.	Memindahkan biomassa dari filter press ke tangki detoksifikasi.
Jenis	Centrifugal Discharge Bucket Elevator	Centrifugal Discharge Bucket Elevator	Centrifugal Discharge Bucket Elevator
Jumlah	1	1	1
Material	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316	Stainless Steel SA-240 Type 316
Harga	782.386.201	926.509.974	988.277.306
Data Desain			
Kapasitas, kg/jam	27000	52000	100000
Ukuran Bucket, m	0,152 x 0,102 x 0,108	0,203 x 0,127 x 0,140	0,355 x 0,179 x 0,184
Bucket Spacing, m	0,355	0,406	0,457
Elevator Centre, m	7,63	15,25	22,87
Bucket Speed, m/s	0,9896	1,198	1,355
Tinggi Bucket, m	15,328	13,86	8,946
Lebar Belt, m	0,228	0,279	0,381

Power, Hp	5,0	7,5	10,0
-----------	-----	-----	------

b. Spesifikasi Alat Transportasi Cairan

Tabel 3. 19 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan

Spesifikasi	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Memompa cairan amonia menuju fermentor.	Memompa air menuju tangki pretreatment	Memompa air menuju tangki pencucian.	Memompa air menuju tangki detoksifikasi
Kapasitas (gpm)	20,58	668,81	1672,02	14,03
Ukuran Pipa				
ID, in	0,674	6,083	0,041	0,824
OD, in	0,84	6,625	1,900	1,05
IPS, in	1,5	6,00	1,500	0,75
A, in ²	0,304	28,9	2,036	0,53
No.Sch	40	40	40	40
Daya Pompa				
Efisiensi Pompa	43%	83%	70%	43%
Daya Motor, Hp	5	5	10	0,75
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>			

Tabel 3. 20 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (lanjutan)

Spesifikasi	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Memompa cairan ethanol dari centrifuge menuju menara distilasi	Memompa reflux reboiler menuju distilasi lagi.	Memompa bottom produk menuju reboiler.

Kapasitas (gpm)	47,90	14,25	14,25
Ukuran Pipa			
ID, in	0,041	0,622	0,622
OD, in	1,900	0,84	0,840
IPS, in	1,500	0,5	0,500
A, in ²	2,036	0,304	0,304
No.Sch	40	40	40
Daya Pompa			
Efisiensi Pompa	55%	45%	45%
Daya Motor, Hp	0,75	2	2
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>		

Tabel 3. 21 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (lanjutan)

Spesifikasi	P-08	P-09
Fungsi	Memompa ethanol dari menara distilasi menuju cooler.	Memompa ethanol dari cooler menuju tangki penyimpanan etanol.
Kapasitas (gpm)	36,61	34,44
Ukuran Pipa		
ID, in	1,049	
OD, in	1,315	1,900
IPS, in	1,000	1,500
A, in ²	1,864	2,038
No.Sch	40	40
Daya Pompa		
Efisiensi Pompa	50%	55%
Daya Motor, Hp	1	0,25
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	

Tabel 3. 22 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (lanjutan)

Cooling Conveyor		
Kode	:	CC-01
Fungsi	:	Mendinginkan slurry ke suhu 37 untuk masuk fermentor.
Jenis	:	Plain Spouts or Chutes
Material	:	<i>Stainless Steel SA-240 Type 316</i>
Jumlah	:	1
Harga, Rp	:	1.338.292.185
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	37
Tekanan, atm	:	1
Spesifikasi		
Kapasitas, cuft/jam	:	508
Diameter, m	:	0,3049
Panjang, m	:	5,4878
Power, Hp	:	100
Kecepatan Putaran, rpm	:	5
Spesifikasi Jacket Pendingin		
Suhu pendingin masuk, °C	:	33
Suhu pendingin keluar, °C	:	36
Massa pendingin, kg/jam	:	33868
Spesifikasi		
Panjang jaket, m	:	5,488
Tebal jacket, m	:	0,762

3.3.7 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Cooler (C-01)

Tabel 3. 23 Spesifikasi Cooler

Nama alat	:	Cooler
Kode alat	:	CL-01
Fungsi	:	Mendinginkan etanol dari tangki akumulator menuju tangki penyimpanan etanol.
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah Hairpin	:	1
Jenis Bahan	:	Stainless Steel SA-240 type 316
Harga, Rp	:	1.338.292.185
Kondisi Operasi		
Fluida Dingin		
Media Pendingin	:	Air
Tekanan, atm	:	1
Suhu Masuk, T1	:	25
Suhu Keluar, T2	:	40
Massa pendingin	:	68.895 kg/jam
Fluida Panas		
Suhu Masuk, T1	:	76
Suhu Keluar, T2	:	27
Spesifikasi Alat		
A	:	2,36 m ²
Annulus (<i>Hot Fluid</i>)		Inner Pipe (<i>Cold Fluid</i>)
IPS	: 2 in	IPS : 2 in
OD	: 2,38 in	OD : 2,38 in
ID	: 2,06	ID : 2,06
Surface Area	: 0,035 m	<i>Surface Area</i> : 0,052 m

Panjang : 3,657 m	Panjang : 3,657 m
Pressure drop : 0,24 atm	Pressure drop : 0,003 atm
Ud : 58 Btu/hr.ft ² .F	
Uc : 73,86 Btu/jam ft ² °F	
Rd : 0,07	
Jumlah Alat : 1	

b. Heater (HE-01)

Tabel 3. 24 Spesifikasi Heater

Nama alat	:	Heater
Kode alat	:	HE-01
Fungsi	:	Memanaskan keluaran centrifuge menuju menara distilasi.
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah Hairpin	:	1
Jenis Bahan	:	Stainless Steel SA-240 type 316
Harga, Rp	:	926.509.974
Kondisi Operasi		
Fluida Pemanas		
Media Pemanas	:	Steam
Tekanan, atm	:	1
Suhu Masuk, t1	:	130
Suhu Keluar, t2	:	130
Massa pemanas	:	20,47 kg/jam
Fluida Dingin		
Tekanan, atm	:	1
Suhu Masuk, T1	:	37
Suhu Keluar, T2	:	91
Spesifikasi Alat		

A : 2,93 m ²	
Annulus (<i>Hot Fluid</i>)	Inner Pipe (<i>Cold Fluid</i>)
IPS : 0,05 m	IPS : 0,03 m
OD : 0,06 m	OD : 0,04 m
ID : 0,052 m	ID : 0,035 m
Surface Area : 0,035 m	Surface Area : 0,052 m
Panjang : 3,657 m	Panjang : 3,657 m
Pressure drop : 0,006 atm	Pressure drop : 0,23 atm
Ud : 13,91 Btu/hr.ft ² .F	
Uc : 1499 Btu/jam ft ² .F	
Rd : 0,003	
Jumlah Alat : 1	

c. Kondensor (CD-01)

Tabel 3. 25 Spesifikasi Kondensor

Nama alat	: Kondensor
Kode alat	: CD-01
Fungsi	: Mengkondensasikan hasil atas pada menara distilasi.
Jenis HE	: <i>Double Pipe</i>
Jumlah Hairpin	: 1
Jenis Bahan	: Stainless Steel SA-240 type 316
Harga, Rp	: 4.426.658.767
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Media Pendingin	: Air
Tekanan, atm	: 1
Suhu Masuk, t1	: 25
Suhu Keluar, t2	: 40

Massa pendingin : 91.719 kg/jam	
Fluida Panas	
Suhu Masuk, T1 : 87,06	
Suhu Keluar, T2 : 76	
Spesifikasi Alat	
A : 2,91 m ²	
Annulus (Hot Fluid)	Inner Pipe (Cold Fluid)
IPS : 2 in	IPS : 2 in
OD : 2,38 in	OD : 2,38 in
ID : 2,06	ID : 2,06
Surface Area : 0,542 ft ²	Surface Area : 0,435 ft ²
Panjang : 3,657 m	Panjang : 3,657 m
Pressure drop : 0,23 atm	Pressure drop : 0,03 atm
Ud : 60,055 Btu/hr.ft ² .F	
Uc : 77,07 Btu/jam ft ² °F	
Rd : 0,008	
Jumlah Alat : 1	

d. Reboiler

Tabel 3. 26 Spesifikasi Reboiler

Nama alat	: Reboiler
Kode alat	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah menara distilasi.
Jenis HE	: <i>Double Pipe</i>
Jumlah Hairpin	: 1
Jenis Bahan	: Stainless Steel SA-240 type 316
Harga	: 4.323.713.214
Kondisi Operasi	

Fluida Panas	
Media Pemanas	: <i>Steam</i>
Tekanan, atm	: 1
Suhu Masuk, t1	: 130 °C
Suhu Keluar, t2	: 130 °C
Massa pemanas	: 11,79 kg/jam
Fluida Dingin	
Suhu Masuk, T1	: 37 °C
Suhu Keluar, T2	: 103 °C
Spesifikasi Alat	
A	:1,785 m ²
Annulus (Hot Fluid)	Inner Pipe (Cold Fluid)
IPS : 2 in	IPS : 2 in
OD : 2,38 in	OD : 2,38 in
ID : 2,06	ID : 2,06
Surface Area : 0,165 m	Surface Area : 0,110
Panjang : 3,657 m	Panjang : 3,657 m
Pressure drop : 0,007 atm	Pressure drop : 0,002 atm
Ud : 22,843	
Btu/hr.ft ² .F	
Uc : 970 Btu/jam ft ²	
°F	
Rd : 0,002	
Jumlah Alat : 1	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 27 Neraca Massa Total

Komponen	Input kg/jam	Output kg/jam
----------	--------------	---------------

Ampas Tebu	19479,5337	
Air	498813,614	496418,0676
Ammonia	2479,21338	2479,21338
Diammonium fosfat	45,69371526	45,69371526
Enzim Selulase	110,687712	110,687712
Yeast	3320,764191	3320,764191
Holoselulosa		4646,790688
Lignin		3402,091978
Arabinan		291,2902282
Mannan		93,39076017
Galaktan		291,2902282
Etanol		6110,206111
Glukosa		1195,475109
Karbon Dioksida		5844,544976
Total	524249,5067	524249,5067

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Hammer Mill

Tabel 3. 28 Spesifikasi *Hammer Mill*

Komponen	Input		Output
	F1	F3	F2
Selulosa	7643,366412	764,3366412	8407,703053
Hemiselulosa	4070,322836	407,0322836	4477,35512
Lignin	4457,095594	445,7095594	4902,805154
Ash	674,0896643	67,40896643	741,4986307
Arabinan	388,6145332	38,86145332	427,4759866

Mannan	86,56342683	8,656342683	95,21976952
Galactan	388,6145332	38,86145332	427,4759866
Sub total	17708,667	1770,8667	19479,5337
Total	19479,5337		19479,5337

2. Vibrating Screen

Tabel 3. 29 Spesifikasi *Vibrating Screen*

Komponen	Input	Output	
	F2	F3	F4
Selulosa	8407,703053	764,3366412	7643,366412
Hemiselulosa	4477,35512	407,0322836	4070,322836
Lignin	4902,805154	445,7095594	4457,095594
Ash	741,4986307	67,40896643	674,0896643
Arabinan	427,4759866	38,86145332	388,6145332
Mannan	95,21976952	8,656342683	86,56342683
Galactan	427,4759866	38,86145332	388,6145332
Sub total	19479,5337	1770,8667	17708,667
Total	19479,5337	19479,5337	

3. Tangki Pre-Treatment

Tabel 3. 30 Spesifikasi Tangki Pre-Treatment

Komponen	Input			Output
	F4	F5	F6	F7
Selulosa	7643,366412			9583,670
Hemiselulosa	4070,322836			4046,932
Lignin	4457,095594			3402,091
Ash	674,0896643			0
Arabinan	388,6145332			291,29022
Mannan	86,56342683			93,390
Galactan	388,6145332			291,290
Air		141669,336		141669,33
Ammonia			2479,21338	2479,213
Sub total	17708,667	141669,336	2479,21338	
Total	161857,2164			161857,2164

4. Filter Press 1

Tabel 3. 31 Spesifikasi *Filter Press* 1

Komponen	Input	Output	
	F7	F8	F9
Selulosa	9583,670865		9583,670865
Hemiselulosa	4046,932941		4046,932941
Lignin	3402,091978		3402,091978
Ash	0		0

Arabinan	291,2902282		291,2902282
Mannan	93,39076017		93,39076017
Galactan	291,2902282		291,2902282
Air	141669,336	120418,9356	21250,4004
Ammonia	2479,21338	2107,331373	371,882007
Sub total	161857,2164	122526,267	39330,94941
Total	161857,2164	161857,2164	

5. Tangki Pencucian

Tabel 3. 32 Spesifikasi Tangki Pencucian

Komponen	Input		Output
	F9	F10	F11
Selulosa	9583,670865		9583,670865
Hemiselulosa	4046,932941		4046,932941
Lignin	3402,091978		3402,091978
Ash	0		0
Arabinan	291,2902282		291,2902282
Mannan	93,39076017		93,39076017
Galactan	291,2902282		291,2902282
Air	21250,4004	354173,34	375423,7404
Ammonia	371,882007		371,882007
Sub total	39330,94941		393504,2894

Total	393504,2894	393504,2894
-------	-------------	-------------

6. Filter Press 2

Tabel 3. 33 Spesifikasi *Filter Press 2*

Komponen	Input	Output	
	F11	F12	F13
Selulosa	9583,670865		9583,670865
Hemiselulosa	4046,932941		4046,932941
Lignin	3402,091978		3402,091978
Ash	0		0
Arabinan	291,2902282		291,2902282
Mannan	93,39076017		93,39076017
Galactan	291,2902282		291,2902282
Air	375423,7404	319110,1793	56313,56106
Ammonia	371,882007	316,099706	55,78230105
Sub total	393504,2894		74078,01036
Total	393504,2894	393504,2894	

7. Tangki Detoksifikasi

Tabel 3. 34 Spesifikasi Detoksifikasi

Komponen	Input	Output
----------	-------	--------

	F13	F14	F15	F16
Selulosa	9583,67086 5		0	12554,60883
Hemiselulos a	4046,93294 1		3318,485011	728,4479293
Lignin	3402,09197 8		2857,757261	544,3347164
Ash	0		0	0
Arabinan	291,290228 2		291,2902282	0
Mannan	93,3907601 7		93,39076017	0
Galactan	291,290228 2		291,2902282	0
Air	56313,5610 6	2970,93796 8	28156,78053	28156,78053
Ammonia	55,7823010 5		0	55,78230105
Sub total	74078,0103 6	2970,93796 8	35008,99402	42039,95431
Total	77048,94833		77048,94833	

8. Centrifuge

Tabel 3. 35 Spesifikasi Centrifuge

Komponen	Input	output	
	F16	F17	F18
Selulosa	12554,60883	0	12554,60883
Hemiselulosa	728,4479293	0	728,4479293
Lignin	544,3347164	489,9012448	54,43347164
Ash	0		0
Arabinan	0		0
Mannan	0		0
Galactan	0		0
Air	28156,78053	25341,10248	2815,678053
Ammonia	55,78230105	55,78230105	0
Sub total	42039,95431	25886,78602	16153,16829
Total	42039,95431	42039,95431	

9. Reaktor SSF

Tabel 3. 36 Spesifikasi Reaktor SSF

Komposisi	Input				Output	
	F18	F19	F20	F21	F22	F23
Holoselulosa	12554,60883					1328,305676
	728,4479293					

Lignin	54,4334 7164					54,4334 7164
Air	2815,67 8053					1487,37 2377
Ammonia	0					0
Enzim selulase		110,68 7712				110,687 712
Diamonium Phospat			45,6937 1526			45,6937 1526
Saccharomyc es cerevisiae				3320,76 4191		3320,76 4191
Glukosa						1328,30 5676
Ethanol						6110,20 6111
CO ₂					5844,54 4976	
sub total	16153,1 6829	110,68 7712	45,6937 1526	3320,76 4191	5844,54 4976	13785,7 6893
	19630,31391				19630,31391	

10. Centrifuge 2

Tabel 3. 37 Spesifikasi Centrifuge

Komponen	Input	Output	
	F23	F25	F24
Holoselulosa	1328,305676		1328,305676
Lignin	54,43347164		54,43347164
Air	1487,372377	1487,372377	

Ammonia	0		0
Enzim selulase	110,687712		110,687712
Diammonium phospate	45,69371526		45,69371526
Saccharomyces cerevisiae	3320,764191		3320,764191
Glukosa	1328,305676	1195,475109	132,8305676
Ethanol	6110,206111	6110,206111	
Sub total	13785,76893	8793,053596	4992,715333
Total	13785,76893	13785,76893	

11. Distilasi

Tabel 3. 38 Spesifikasi Distilasi

Komponen	Input	Output	
	F25	F27	F26
Air	1487,372377	244,4082444	1242,964132
Etanol	6110,206111	5865,797866	244,4082444
Glukosa	1195,475109	0	1195,475109
Sub total	8793,053596	6110,206111	2682,847485
Total	8793,053596	8793,053596	

3.5 Neraca Panas

a. Neraca Panas Tangki Pre-Treatment (T-01).

Tabel 3. 39 Neraca Panas T-01

Komponen	$Q_{in} \text{ (kJ)} \times 10^3$	$Q_{out} \text{ (kJ)} \times 10^3$
Q_{in}	108,752	
Q_{out}		4.758,155
Q_s	4.649,403	

Total	4.758,155	4.758,155
-------	-----------	-----------

b. Neraca Panas Filter Press (FP-01).

Tabel 3. 40 Neraca Panas FP-01

Komponen	Qin (kJ) x 10 ³	Qout (kJ) x 10 ³
Qin	9068,126	
Qout		5.147,282
Qsol		3.920,844
Total	9.068,126	9.068,126

c. Neraca Panas Tangki Pencucian (T-02).

Tabel 3. 41 Neraca Panas T-02

Komponen	Qin (kJ) x 10 ³	Qout(kJ) x 10 ³
Qin	52,568	
Qout		52,568
Total	52,568	52,568

d. Neraca Panas Filter Press 2 (FP-02)

Tabel 3. 42 Neraca Panas FP-02

Komponen	Qin (kJ) x 10 ³	Qout (kJ) x 10 ³
Qin	8.611,851	
Qout		2.464,149
Qs		6.147,702
Total	8.611,851	8.611,851

e. Neraca Panas Tangki Detoksifikasi (T-03).

Tabel 3. 43 Neraca Panas T-03

Komponen	$Q_{in} \text{ (kJ)} \times 10^3$	$Q_{out} \text{ (kJ)} \times 10^3$
Q_{in}	68,803	
Q_{out}		927,895
Q_s	859,092	
Total	927,895	927,895

f. Neraca Panas Centrifuge (C-01).

Tabel 3. 44 Neraca Panas C-01

Komponen	$Q_{in} \text{ (kJ)} \times 10^3$	$Q_{out} \text{ (kJ)} \times 10^3$
Q_{in}	281,659	
Q_{out}		221,502
Q_{sol}		60,157
Total	281,659	281,659

g. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 45 Neraca Panas R-01

Komponen	$Q_{in} \text{ (kJ)} \times 10^3$	$Q_{out} \text{ (kJ)} \times 10^3$
Q_{in}	9.791,835	
Q_{out}		7.169,274
Q_r	8.070,36	
Q_p		10.692,917

Total	17.862,192	17.862,191
-------	------------	------------

h. Neraca Panas Centrifuge 2 (C-02)

Tabel 3. 46 Neraca Panas C-02

Komponen	Qin (kJ) x 10 ³	Qout (kJ) x 10 ³
Qin	75,755	
Qout		30,320
Qsol		45,435
Total	75,755	75,755

i. Neraca Panas Heater (HE-01)

Tabel 3. 47 Neraca Panas HE-01

Komponen	Qin (kJ) x 10 ³	Qout (kJ) x 10 ³
Qin	7,898	
Qout		52,387
Qp	44,489	
Total	52,387	52,387

j. Neraca Panas Distilasi (D-01).

Tabel 3. 48 Neraca Panas D-01

Panas Masuk (kJ) x 10 ³		Panas Keluar (kJ) x 10 ³	
Qin	6.904,537	Qd	12.269,818
Qreb	12.699,082	Qb	655,942

		Qcond	6.677,859
Total	19.603,619	Total	19.603,619

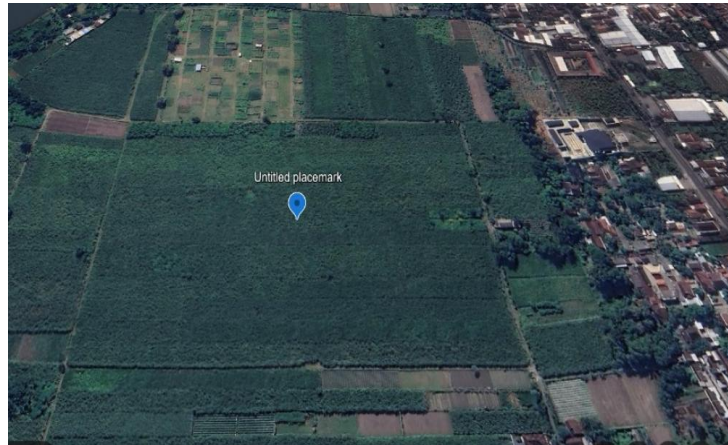
k. Neraca Panas Cooler (CL-01).

Tabel 3. 49 Neraca Panas CL-01

Komponen	Qin (kJ) x 10 ³	Qout (kJ) x 10 ³
Qin	18,065	
Qout		0,691
Qp		17,374
Total	18,065	18,065

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan faktor penting dalam proses berdirinya suatu pabrik. Pemilihan lokasi sebuah pabrik yang tepat, memberikan dampak yang baik untuk pabrik tersebut baik dari segi pemasaran, proses pengambilan bahan baku, dan juga transportasi. Pabrik Bioetanol ini rencananya akan berdiri di Kolak Utara, Wonorejo, Kec. Ngadiluwih, Kabupaten Kediri, Jawa Timur.

Terdapat beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik tersebut.

4.1.1 Faktor-Faktor Penentuan Lokasi Pabrik

1. Pasokan Bahan Baku

Lokasi pabrik yang berdekatan dengan pemasok bahan baku akan dengan mudah memperolehnya, dan juga menghemat ongkos untuk transportasi dan juga waktu, banyak pabrik gula yang berdiri di daerah Jawa Timur yang menghasilkan

ampas tebu sebagai bahan baku pembuatan pabrik bioetanol. Nantinya ampas tebu akan diangkut dengan truk-truk untuk dibawa menuju pabrik bioetanol.

2. Utilitas

Pabrik perlu didukung dengan ketersediaan air guna untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik. Air diperoleh langsung dari sungai yang berada di dekat pabrik, sedangkan untuk memenuhi kebutuhan listrik didapatkan dari PLN dan generator.

3. Transportasi

Pabrik dibangun dekat dengan jalan besar dan bagus guna transportasi di pabrik dapat terpenuhi dengan baik, adanya fasilitas jalan yang baik juga mempercepat pemasaran dan juga pasokan bahan baku, sehingga pabrik dapat berjalan dengan baik. Serta terdapat pelabuhan untuk memasarkan produk keluar daerah.

4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang akan dipekerjakan di pabrik ini terdiri dari tenaga kerja yang berpendidikan dan memiliki keahlian dalam proses produksi, serta tenaga kerja lapangan. Tenaga kerja yang berpendidikan dan terampil dipilih melalui kerjasama antar pabrik atau melalui rekrutmen dari perguruan tinggi yang memiliki jurusan sesuai dengan kebutuhan pabrik. Sementara itu, tenaga kerja lapangan akan direkrut dari penduduk setempat yang memenuhi kriteria. Dengan pembukaan lapangan kerja di sektor industri ini, diharapkan dapat membantu mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

5. Letak Geografis

Dalam pemilihan lokasi pabrik, kondisi geografis lingkungan sekitar merupakan faktor penting yang harus diperhatikan. Letak geografis sangat mempengaruhi kelancaran dan keselamatan kerja dalam proses produksi. Lokasi pabrik yang direncanakan berada di area yang stabil, baik dari segi meteorologi maupun geografis. Selain itu, pabrik ini terletak di dataran rendah yang dekat dengan aliran sungai dan laut, sehingga mendukung kelancaran operasional pabrik.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant layout)

Desain tata letak peralatan di area pabrik harus direncanakan secara rasional dengan mempertimbangkan berbagai faktor agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar, efisien, dan aman. Tata letak pabrik memiliki peran penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, serta efisiensi dan keselamatan kerja. Adapun beberapa faktor yang dapat dipertimbangkan dalam penentuan tata letak pabrik.

1. Keselamatan Kerja

Lokasi pabrik harus berada cukup jauh dari area keramaian dan terlindung dari bangunan-bangunan di sekitarnya. Potensi terjadinya kebakaran, ledakan, dan risiko lainnya perlu dipertimbangkan dengan baik.

2. Pengembangan lokasi baru.

Tata letak peralatan di pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga memungkinkan adanya perluasan di masa depan. Dengan desain ini, perluasan pabrik nantinya dapat dilakukan tanpa kesulitan.

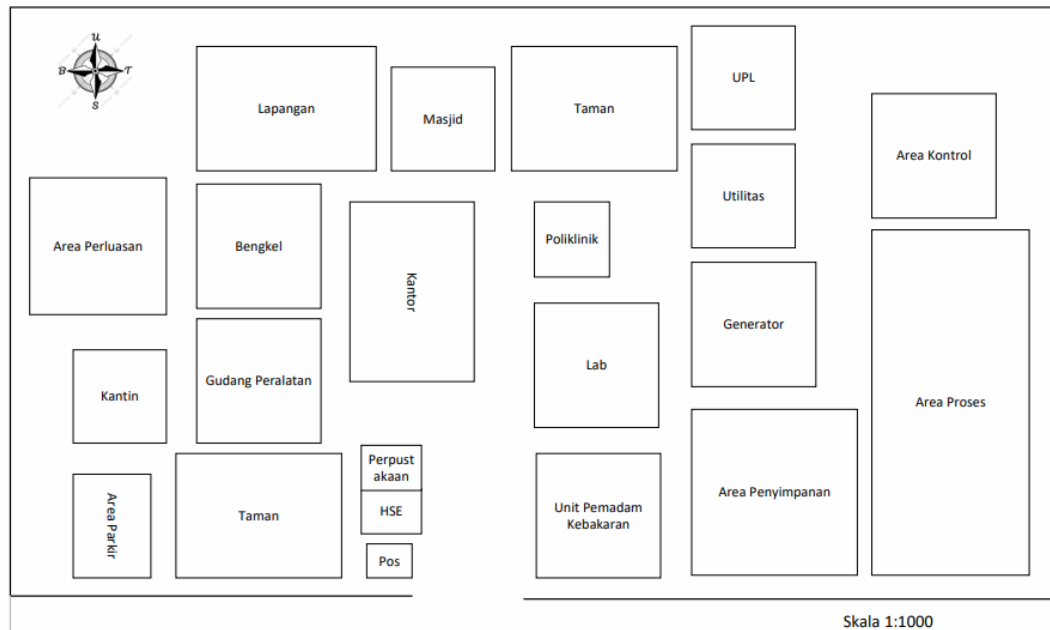
3. Suplai utilitas yang ekonomis.

Distribusi utilitas seperti air, steam, dan listrik harus dapat disalurkan dengan mudah, cepat, dan efisien tanpa memerlukan banyak energi, sehingga dapat menekan biaya produksi.

4. Lalu lintas di pabrik yang efektif dan efisien.

Lalu lintas yang baik dapat meningkatkan efisiensi proses produksi dan memperkuat keamanan transportasi di dalam pabrik. Selain itu, batas kecepatan yang diizinkan di area pabrik juga harus dipertimbangkan dan juga ditambahkan lajur khusus pejalan kaki sehingga tidak mengganggu kendaraan yang lewat. Fasilitas umum lainnya, seperti kantor, gudang, dan laboratorium, perlu diatur dengan memperhatikan efisiensi transportasi dan aspek keamanannya.

Perencanaan tata letak pabrik bioetanol dari ampas tebu adalah sebagai berikut:



Gambar 4. 2 Tata Letak Layout Pabrik

Dibawah ini merupakan perincian luas tanah dan bangunan pabrik bioetanol

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik Bioetanol

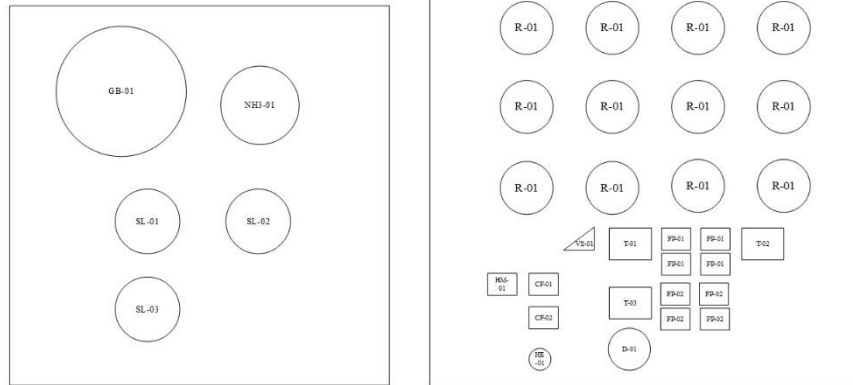
No.	Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
		m	m	m ²
1.	Area Proses	60	50	3.000
2.	Unit Pengolahan Limbah	20	25	500
3.	Area Utilitas	20	25	500
4.	Generator	20	25	500
5.	Control Room	20	25	500
6.	Area Perluasan	35	35	1.225
7.	Unit Pemadam Kebakaran	20	25	500
8.	Poliklinik	20	10	200
9.	Laboratorium	20	25	500
10.	Perpustakaan	15	10	150

11.	Gudang Peralatan	20	25	500
12.	Taman	20	25	500
13.	Taman	20	25	500
14.	Bengkel	20	25	500
15.	Area Parkir	15	10	150
16.	Pos Satpam	10	5	50
17.	Kantor	20	25	500
18.	Kantin	20	20	400
19.	Masjid	20	20	400
20.	Area Penyimpanan	30	30	900
21.	Lapangan	25	15	375
22.	HSE	15	10	150
Luas Bangunan				12.500
Luas Tanah				12.769

4.3 Tata Letak Alat Proses (Process plant & equipment)

Perencanaan tata letak alat proses (Process plant & equipment) pabrik bioetanol dapat dilihat pada gambar berikut.

Skala 1:1000



Gambar 4. 3 Tata Letak Proses Pabrik

Keterangan :

GB : Gudang Bagasse

R-01 : Reaktor SSF

NH₄OH : Tangki Amonia

VS : Vibrating Screen

SL-01: Tangki Enzim Selulase

HM : Hammer Mill

SL-02 : Tangki DAP

C : Centrifuge

SL-03 : Tangki Yeast

FP : Filter Press

D : Menara Distilasi

T-01 : Tangki Pre-Treatment

T-02 : Tangki Pencucian

T-03 : Tangki Detoksifikasi

Tata letak peralatan merujuk pada posisi alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Penataan peralatan proses harus dirancang sedemikian rupa agar produksi berjalan lancar, dan karyawan merasa puas dengan lingkungan kerja, sehingga semangat serta produktivitas mereka meningkat. Dalam merancang tata

letak peralatan proses di pabrik, ada beberapa faktor penting yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran untuk bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar dan kelancaran serta keamanan produksi dapat dijamin. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, untuk pemipaan di permukaan tanah harus diperhatikan sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Cahaya

Penerangan di seluruh area pabrik harus memadai. Untuk area proses yang berbahaya atau berisiko tinggi, perlu disediakan penerangan tambahan.

3. Lalu lintas pekerja

Penting untuk memastikan bahwa pekerja dapat mengakses seluruh area proses dengan cepat dan mudah, sehingga gangguan pada peralatan proses dapat segera ditangani. Selain itu, keamanan semua pekerja harus menjadi prioritas utama.

4. Biaya operasi

Penempatan peralatan proses di pabrik harus dirancang untuk menekan biaya operasional serta memastikan kelancaran dan keamanan produksi, sehingga memberikan keuntungan dari segi ekonomi.

5. Jarak antar alat

Peralatan proses yang beroperasi dengan tekanan dan suhu tinggi sebaiknya dipisahkan dari peralatan lain, agar jika terjadi ledakan atau kebakaran, peralatan lainnya tidak terancam bahaya.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan merupakan entitas ekonomi yang diatur dan dijalankan untuk menyediakan barang dan jasa bagi masyarakat dengan tujuan meraih keuntungan. Dalam proses pengembangan perusahaan, manajemen memegang peran penting dalam melaksanakan fungsi perencanaan, pengorganisasian, pengarahan, dan pengawasan agar operasional dapat berjalan dengan efektif dan efisien. Selain itu, untuk mencapai keuntungan yang optimal, diperlukan pembagian tugas dan wewenang yang jelas di antara setiap individu yang terlibat dalam perusahaan.

Pabrik Etanol ini direncanakan beroperasi sebagai Perseroan Terbatas (PT) dengan kapasitas produksi sebesar 20.000 ton per tahun dan berstatus sebagai perusahaan terbuka. Sebagai Perseroan Terbatas, modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham, di mana setiap pemegang saham memiliki satu atau lebih saham dan bertanggung jawab untuk menyetor penuh sesuai dengan nilai yang tertera dalam setiap saham. Dewan komisaris memiliki hak untuk melakukan pemeriksaan sendiri atau dengan bantuan akuntan pabrik jika perusahaan tidak beroperasi sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris akan dipilih kembali oleh rapat umum pemegang saham setelah masa jabatan mereka berakhir. Kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham yang biasanya diadakan setahun sekali.

4.4.2 Struktur Perusahaan

Struktur perusahaan yang efektif dapat membentuk jalur koordinasi dan instruksi yang jelas, sehingga dapat mencegah terjadinya tumpang tindih dalam tanggung jawab. Di pabrik ini, diterapkan model sistem organisasi perusahaan yang dikenal sebagai "line and staff organization," di mana setiap karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasan langsungnya. Alur instruksi mengalir dari dewan direksi ke kepala bagian atau kepala departemen, dan kemudian diteruskan kepada karyawan di bawahnya. Selain itu, terdapat staf ahli yang bertugas memberikan masukan kepada direktur.

Untuk menciptakan sistem organisasi yang optimal, beberapa prinsip penting perlu diperhatikan, antara lain:

- a. Merumuskan tujuan perusahaan dengan jelas.
- b. Pendelegasian wewenang yang tepat.
- c. Pembagian tugas yang terstruktur d. Adanya kesatuan perintah dan tanggung jawab.
- e. Sistem pengendalian terhadap pelaksanaan pekerjaan.
- f. Struktur organisasi yang fleksibel.

Dengan mengikuti prinsip-prinsip tersebut, kita dapat memperoleh struktur organisasi yang efektif, yaitu sistem garis dan staf. Dalam sistem ini, garis kekuasaan bersifat sederhana dan praktis. Pembagian tugas kerja yang baik mirip dengan yang ada dalam sistem fungsional, sehingga setiap karyawan hanya

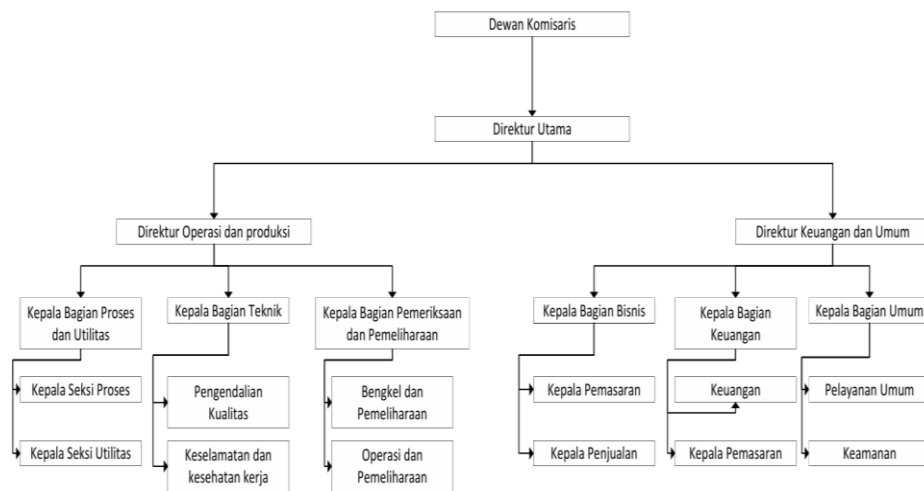
bertanggung jawab kepada satu atasan. Untuk mendukung kelancaran produksi, perlu dibentuk tim staf ahli yang terdiri dari individu-individu yang kompeten di bidangnya. Staf ahli ini akan memberikan dukungan dan saran kepada tingkat pengawas untuk mencapai tujuan perusahaan.

Pemegang saham, sebagai pemilik perusahaan, diwakili oleh Dewan Komisaris dalam pelaksanaan tugas sehari-hari. Sementara itu, Direktur Utama bertanggung jawab menjalankan perusahaan dan dibantu oleh Manajer Produksi dan Manajer Keuangan serta Umum. Manajer Produksi mengawasi bidang produksi, utilitas, dan pemeliharaan, sedangkan Manajer Keuangan dan Umum menangani bidang lainnya. Masing-masing manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang bertanggung jawab atas bagian-bagian tertentu dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap Kepala Bagian mengawasi beberapa seksi, yang masing-masing memiliki karyawan yang diatur sesuai bidangnya. Karyawan dikelompokkan ke dalam beberapa regu yang dipimpin oleh Kepala Regu, yang bertanggung jawab kepada pengawas di setiap seksi. Untuk memastikan kelancaran produksi, dibentuk staf ahli yang terdiri dari individu berkompeten di bidangnya. Staf ahli ini akan memberikan saran dan dukungan kepada pengawas untuk mencapai tujuan perusahaan.

Manfaat dari adanya struktur organisasi ini antara lain:

1. Menyediakan batasan yang jelas mengenai tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
2. Menjadi panduan orientasi bagi pejabat baru.

3. Memungkinkan penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Membantu dalam penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah dan prosedur kerja yang ada jika terbukti tidak efektif.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham, sebagai pemilik perusahaan, terdiri dari individu-individu yang menyatukan modal untuk mendirikan dan menjalankan operasi perusahaan. Dalam suatu perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi dipegang oleh rapat umum pemegang saham. Dalam rapat umum tersebut, pemegang saham memiliki beberapa wewenang, antara lain:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.

2. Mengangkat dan memberhentikan Direksi.
3. Menyetujui hasil usaha serta neraca perhitungan laba rugi tahunan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris diangkat oleh Rapat Umum Pemegang Saham untuk periode tertentu dan memiliki tugas serta wewenang sebagai berikut:

- Menetapkan kebijakan yang sejalan dengan kebijakan pemerintah.
- Melakukan pengawasan terhadap kinerja direksi.
- Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh Direksi.
- Bertanggung jawab kepada Pemegang Saham mengenai keadaan perusahaan.

c. Dewan Direksi

Dewan Direksi merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Dewan Direksi terdiri dari Direktur Utama yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi direksi administrasi dan umum serta direksi produksi dan teknik.

d. Direktur Utama

- Memastikan kestabilan organisasi dan menjalin hubungan yang baik antara pemegang saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.

- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengkoordinasikan Direktur Operasi dan Produksi dan Umum serta Direktur Keuangan dan umum.

e. Direktur Operasi dan Produksi

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang Operasi dan Produksi.
- Mengkoordinasikan, mengawasi, mengatur, dan mengendalikan pelaksanaan tugas dari kepala-kepala bagian yang berada di bawahnya.

f. Direktur Keuangan dan Umum

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam aspek administrasi, keuangan, pemasaran, dan layanan umum.
- Mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan tugas dari Kepala-Kepala bagian yang ada di bawahnya.

g. Kepala Bagian

Tugas kepala bagian lebih berfokus pada pengelolaan operasional serta efisiensi produksi di pabrik. Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala Bagian Proses dan Utilitas bertugas mengawasi serta mengelola semua operasi yang berkaitan dengan proses produksi dan sistem utilitas di pabrik atau fasilitas industri. Fokus utama mereka

adalah memastikan bahwa produksi berlangsung secara efisien, aman, dan sesuai standar, sambil mengelola berbagai aspek utilitas (seperti listrik, air, uap, gas, dan sistem pendingin) yang mendukung jalannya operasi pabrik.

2. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab untuk mengelola semua aspek teknis di pabrik atau organisasi, memastikan operasional berjalan dengan efisien, aman, dan sesuai standar.

3. Kepala Bagian Pemeriksaan dan Pemeliharaan

Kepala Bagian Pemeriksaan dan Pemeliharaan bertugas mengawasi dan mengelola semua aktivitas yang terkait dengan inspeksi rutin dan pemeliharaan peralatan serta fasilitas di pabrik atau organisasi. Peran ini sangat penting untuk menjaga kelancaran operasional, mencegah kerusakan, dan mengurangi waktu henti produksi.

4. Kepala Bagian Bisnis

Kepala Bagian Bisnis bertanggung jawab untuk mengelola dan mengawasi semua aspek yang terkait dengan pengembangan dan operasi bisnis dalam sebuah perusahaan. Tugas utama mereka melibatkan strategi bisnis, peningkatan keuntungan, serta membangun hubungan yang kuat dengan pelanggan.

5. Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan memiliki peran kunci dalam mengelola aspek keuangan perusahaan, termasuk perencanaan, pengendalian, pelaporan, dan pengelolaan risiko keuangan.

6. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab untuk mengelola dan mengawasi berbagai aspek operasional dan administrasi di perusahaan. Tugas mereka sangat penting dalam memastikan kelancaran operasional sehari-hari dan mendukung fungsi-fungsi lain dalam organisasi.

h. Kepala Seksi

Kepala Seksi memiliki tanggung jawab yang signifikan dalam mengelola dan memimpin tim di dalam sebuah seksi atau departemen tertentu dalam perusahaan.

1. Kepala Seksi Proses

Kepala Seksi Proses bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengelola seluruh aktivitas yang berkaitan dengan proses produksi atau operasional di perusahaan. Tugas mereka fokus pada efisiensi, kualitas, dan keselamatan dalam proses tersebut.

2. Kepala Seksi Utilitas

Kepala Seksi Utilitas bertanggung jawab untuk mengelola dan mengawasi semua aspek utilitas yang mendukung operasional pabrik atau fasilitas industri. Tugas utama mereka mencakup pengelolaan sistem utilitas seperti listrik, air, uap, gas, dan

pendinginan.

3. Kepala Seksi Pengendalian Kualitas

Kepala Seksi Pengendalian Kualitas bertanggung jawab untuk memastikan bahwa semua produk atau layanan yang dihasilkan oleh perusahaan memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan. Mereka mengawasi proses pengendalian kualitas, melakukan inspeksi, serta mengidentifikasi dan mengatasi masalah kualitas.

4. Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan

Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan bertanggung jawab atas pengelolaan pemeliharaan preventif dan perbaikan peralatan, mesin, serta fasilitas di perusahaan. Tugas utamanya melibatkan perencanaan, pengawasan, dan pelaksanaan kegiatan pemeliharaan untuk memastikan bahwa semua peralatan berfungsi dengan optimal dan operasional pabrik berjalan lancar.

5. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala Seksi Pemasaran bertanggung jawab atas perencanaan, pelaksanaan, dan pengawasan strategi pemasaran untuk mempromosikan produk atau layanan perusahaan, serta meningkatkan penjualan dan brand awareness.

6. Kepala Seksi Keuangan

Kepala Seksi Keuangan bertanggung jawab atas pengelolaan keuangan perusahaan, termasuk perencanaan, pengawasan, dan

pelaporan keuangan. Tugasnya melibatkan memastikan bahwa keuangan perusahaan dikelola dengan baik, mematuhi peraturan yang berlaku, serta mendukung keputusan manajemen dengan data keuangan yang akurat.

7. Kepala Seksi Pelayanan Umum

Kepala Seksi Pelayanan Umum bertanggung jawab atas pengelolaan berbagai layanan pendukung operasional di perusahaan atau organisasi. Tugas ini mencakup pengelolaan fasilitas, administrasi, pengadaan, serta dukungan operasional untuk memastikan kelancaran kegiatan sehari-hari.

8. Kepala Seksi Keamanan

Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab atas pengelolaan, pengawasan, dan pelaksanaan semua aspek keamanan di perusahaan atau organisasi. Peran ini penting untuk memastikan perlindungan aset, karyawan, serta fasilitas dari potensi ancaman dan risiko keamanan.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Untuk sistem kerja di pabrik bioetanol ini telah mengikuti peraturan perundang undangan yang berlaku.

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jam kerja karyawan shift

- Shift Pagi : 07.30 - 15.30
- Shift Sore : 15.30 – 23.30

- Shift Malam : 23.30 – 07.30

b. Jam kerja karyawan non shift

1. Senin – Kamis

Jam Kerja : 07.30 – 12.00 dan 13.00 – 15.30

Istirahat : 12.00 – 13.00

2. Jumat

Jam Kerja : 07.30 – 11.30 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

2. Sabtu dan Minggu libur

Untuk karyawan shift ini terbagi menjadi 4 regu dimana 3 regu bekerja dan regu satunya beristirahat. Pembagian regu dan jam kerja disajikan dalam tabel dibawah ini.

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja

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

Keterangan

P : Shift Pagi

M : *Shift* Malam

S : *Shift* Sore

L : Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah karyawan yang bekerja di pabrik disesuaikan dengan kebutuhan pabrik sehingga pada pelaksanaannya dapat dijalankan dengan baik. Tabel 4.3 dibawah ini merupakan perincian

Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan dan Gaji

No.	Jabatan	Jumla h	Gaji/bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
2	Direktur Keuangan	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000
3	Direktur Produksi dan Operasi	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000
4	Kep. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
5	Kep. Bag. Pemeriksaan dan Pemeliharaan	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
6	Kep. Bag. Teknik	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
7	Kep. Bag. Bisnis	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
8	Kep. Bag Keuangan	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000

9	Kep. Bag. Umum	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
10	Kep. Sek. Proses	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
11	Kep. Sek. Utilitas	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
12	Kep. Sek. Pengendalian Kualitas	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
13	Kep. Sek. Keselamatan dan Kesehatan Kerja	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
14	Kep. Sek. Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
15	Kep. Sek. Operasi dan Pemeliharaan	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
16	Kep. Sek. Pemasaran	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
17	Kep. Sek. Keuangan	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
18	Kep. Sek. Pelayanan Umum	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
19	Kep. Sek. Keamanan	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
20	Karyawan Proses	22	Rp7.000.000	Rp154.000.000
21	Karyawan Utilitas	18	Rp7.000.000	Rp126.000.000
22	Karyawan Pengendalian Kualitas	4	Rp7.000.000	Rp28.000.000
23	Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	4	Rp7.000.000	Rp28.000.000

24	Karyawan Operasi dan Pemeliharaan	4	Rp7.000.000	Rp28.000.000
25	Karyawan Pemasaran	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
26	Karyawan Keuangan	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
27	Karyawan Pelayanan Umum	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
28	Karyawan Keamanan	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
29	Sekretaris	6	Rp7.000.000	Rp42.000.000
30	Dokter	2	10.000.000	Rp20.000.000
31	Perawat	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
32	Satpam	8	Rp2.500.000	Rp20.000.000
33	Supir	6	Rp2.500.000	Rp15.000.000
34	Cleaning Service	5	Rp2.500.000	Rp12.500.000
Total		116	Rp452.500.000	Rp941.150.000

Gaji pekerja akan dibayarkan setiap tanggal 28 di setiap bulannya.

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Fasilitas dan hak karyawan merujuk pada berbagai manfaat dan perlindungan yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawannya sebagai

bagian dari hubungan kerja. Fasilitas ini bertujuan untuk mendukung kesejahteraan, kesehatan, keamanan, dan produktivitas karyawan.

1. Gaji dan Tunjangan

- Gaji Pokok: Karyawan berhak menerima upah sebagai kompensasi atas pekerjaan yang dilaksanakan, sesuai perjanjian dalam kontrak kerja.
- Tunjangan: Selain gaji pokok, karyawan juga berhak mendapatkan tunjangan seperti makan, transportasi, kesehatan, tunjangan keluarga, dan lainnya.
- Bonus: Karyawan dapat memperoleh bonus berdasarkan kinerja, pencapaian target, atau keuntungan perusahaan.

2. Fasilitas Kesehatan

- Asuransi Kesehatan: Banyak perusahaan menawarkan asuransi kesehatan untuk karyawan dan keluarganya, meliputi biaya pengobatan, rawat inap, serta konsultasi medis.
- Pemeriksaan Kesehatan Berkala: Beberapa perusahaan menyediakan pemeriksaan kesehatan rutin untuk memantau kondisi kesehatan karyawan.
- Klinik Internal: Perusahaan besar biasanya memiliki klinik sendiri untuk memberikan layanan medis langsung kepada karyawan.

3. Cuti

- Cuti Tahunan: Karyawan berhak mendapatkan cuti tahunan dengan upah sesuai aturan perusahaan dan undang-undang ketenagakerjaan.
- Cuti Sakit: Karyawan yang sakit berhak memperoleh cuti sakit dengan gaji

yang tetap dibayarkan.

- Cuti Melahirkan: Karyawan perempuan berhak mendapatkan cuti melahirkan, umumnya selama 3 bulan atau sesuai ketentuan yang berlaku.
- Cuti Keluarga: Beberapa perusahaan juga memberikan cuti khusus, seperti cuti menikah, cuti keluarga, atau cuti berkabung.

4. Jaminan Sosial

- BPJS Kesehatan dan BPJS Ketenagakerjaan: Di Indonesia, perusahaan wajib memberikan jaminan kesehatan dan sosial melalui BPJS, termasuk program pensiun, jaminan kecelakaan kerja, dan jaminan hari tua.
- Program Pensiun: Beberapa perusahaan menawarkan program pensiun tambahan untuk memastikan kesejahteraan karyawan setelah pensiun.

5. Fasilitas Transportasi

- Transportasi Karyawan: Perusahaan besar atau yang berlokasi di kawasan industri kadang menyediakan fasilitas antar-jemput bagi karyawan.
- Subsidi Transportasi: Jika transportasi tidak disediakan, perusahaan biasanya memberikan subsidi atau tunjangan transportasi.

6. Pengembangan Karir dan Pelatihan

- Program Pelatihan: Karyawan berhak mengikuti pelatihan atau pendidikan yang bertujuan meningkatkan keterampilan dan kompetensi mereka.
- Pengembangan Karir: Perusahaan juga menyediakan peluang bagi

karyawan untuk maju dalam karir, termasuk promosi dan peningkatan kemampuan.

7. Fasilitas Tempat Kerja

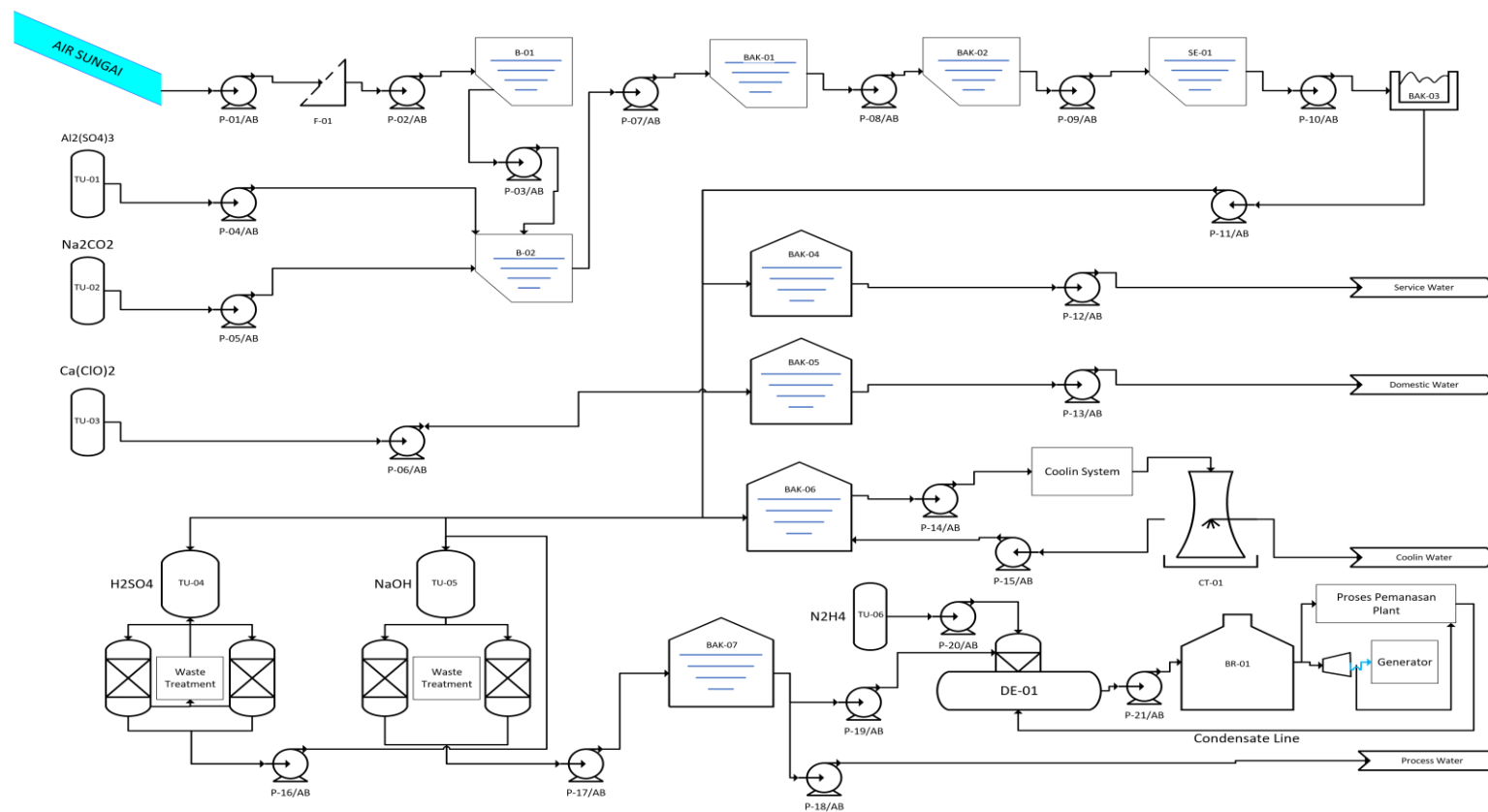
- Lingkungan Kerja yang Aman: Karyawan berhak bekerja di tempat yang aman dan sehat sesuai standar keselamatan kerja.
- Peralatan Kerja: Perusahaan wajib menyediakan peralatan kerja yang mendukung produktivitas dan keamanan karyawan.
- Ruang Istirahat: Fasilitas ruang istirahat untuk karyawan agar mereka dapat beristirahat selama jam kerja.

Hak dan fasilitas ini dapat bervariasi tergantung pada kebijakan perusahaan, sektor industri, serta regulasi pemerintah yang berlaku.

BAB V UTILITAS

Utilitas adalah kumpulan sistem atau infrastruktur yang menyediakan layanan dasar yang diperlukan untuk mendukung operasional, baik dalam sektor industri, komersial, maupun rumah tangga. Layanan ini mencakup pasokan listrik, air, gas, uap, sistem pemanas atau pendingin, serta pengelolaan limbah dan saluran drainase. Unit pendukung proses (unit utilitas) yang disediakan dalam perancangan pabrik bioetanol 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 Penyedia Udara Instrumen (Instrument Air System)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar



Gambar 5. 1 Diagram Proses Pengolahan air

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Guna memenuhi kebutuhan air pada suatu pabrik, biasanya pabrik mengambil dari beberapa sumber, diantaranya

3. Air tanah: diperoleh dari sumur atau bor, terkhusus di daerah yang memiliki ketersediaan air tanah yang baik.
4. Air permukaan: diambil dari danau, sungai, atau sumber air permukaan lainnya.
5. Air laut: untuk menggunakan air laut, perlu untuk melakukan proses desalinasi untuk memenuhi kebutuhan air.
6. Air dari perusahaan penyedia air: di beberapa daerah, terdapat pula pabrik yang memanfaatkan suplai air dari perusahaan penyedia air bersih setempat.

Pabrik bioetanol ini menggunakan air sungai sebagai sumber air untuk memenuhi kebutuhan air, dengan pertimbangan:

1. Ketersediaan yang Melimpah: sungai biasanya menyediakan volume air yang besar dan mengalir secara terus-menerus, sehingga dapat memenuhi kebutuhan air pabrik dalam jumlah besar dan berkelanjutan.
2. Biaya yang Relatif Rendah: mengambil air dari sungai umumnya lebih murah daripada membeli air dari perusahaan penyedia air atau menggunakan air yang memerlukan pengolahan kompleks, seperti air laut yang harus

didesalinasi.

3. Akses Mudah: bagi pabrik yang berlokasi dekat dengan sungai, akses ke sumber air ini lebih mudah dan dapat mengurangi biaya distribusi air dibandingkan dengan sumber air yang lebih jauh.

Air yang dibutuhkan di pabrik digunakan untuk:

1. Air Pendingin

Merupakan air yang digunakan dalam berbagai industri untuk menyerap dan membuang panas dari peralatan atau proses yang menghasilkan suhu tinggi. Air pendingin sangat penting dalam industri untuk menjaga suhu optimal pada mesin, reaktor, atau sistem produksi yang menghasilkan panas berlebih.

2. Air Umpan Boiler

Dalam pengolahan air umpan boiler, ada beberapa hal penting yang perlu diperhatikan untuk memastikan kinerja optimal dan umur panjang sistem boiler. Berikut adalah beberapa faktor yang perlu diperhatikan:

1. Kualitas Air

- Kemurnian: Pastikan air umpan memiliki kemurnian tinggi. Kontaminan seperti mineral, garam, dan bahan organik harus dihilangkan melalui pengolahan.

- Kadar Oksigen: Pastikan kandungan oksigen dalam air rendah untuk mencegah korosi pada komponen logam boiler. Penggunaan deaerator sangat dianjurkan.
- pH Air: Jaga agar pH air umpan berada dalam kisaran yang disarankan (biasanya antara 8,5 dan 9,5) untuk mencegah korosi dan kerak.

2. Pengolahan Air

- Filtrasi: Gunakan sistem filtrasi untuk menghilangkan padatan tersuspensi dan kontaminan lain.
- Pelarutan Kimia: Pertimbangkan penggunaan bahan kimia untuk softening air dan menghilangkan mineral penyebab kerak.
- Deaerasi: Gunakan proses deaerasi untuk mengurangi kadar gas terlarut, terutama oksigen dan karbon dioksida.

3. Pengendalian Suhu

- Suhu Masuk: Pastikan suhu air umpan boiler sesuai dengan spesifikasi untuk mencegah thermal shock pada boiler.
- Pengukuran Suhu: Gunakan sensor untuk memantau suhu air umpan secara terus menerus.

3. Air sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan sanitasi, seperti masjid, laboratorium, dan perkantoran.

5.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air yaitu:

1. Penyaringan Awal

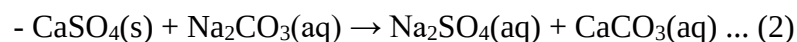
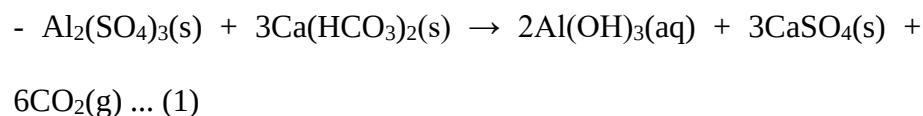
Tahap awal air sebelum mengalami proses pengolahan, air yang diambil dari sungai harus melewati proses pembersihan awal, dimana air dialirkan menuju penyaring untuk menyaring kotoran seperti kayu, daun, ranting pohon, sampah, dan yang lainnya. Setelah itu air dialirkan menuju bak pengendap.

2. Bak Pengendap

Air sungai yang sudah melewati proses penyaringan kemudian dialirkan ke bak pengendapan awal. Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran berukuran cukup besar yang masih bisa lolos dari penyaringan awal. Setelahnya, air diarahkan ke bak pengendapan yang dilengkapi dengan alat pengaduk.

3. Bak Penggumpal

Setelah melalui bak pengendapan awal, air dialirkan ke bak penggumpal untuk menggabungkan koloid-koloid tersuspensi yang belum mengendap. Proses ini dilakukan dengan menambahkan bahan kimia, seperti tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan. Reaksi kimia yang terjadi dalam bak penggumpal adalah sebagai berikut:



4. *Clarifier*

Setelah melewati bak penggumpal, air dialirkan ke *Clarifier* untuk memisahkan dan mengendapkan gumpalan-gumpalan yang terbentuk. Air baku yang masuk ke boiler dengan aliran yang sudah diatur kemudian diaduk menggunakan agitator. Air yang keluar dari *Clarifier* dialirkan melalui bagian pinggir secara overflow, sementara lumpur (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan secara berkala dibuang melalui proses blow down pada interval waktu yang telah ditentukan.

5. Bak Penyaring

Air yang keluar dari *clarifier* kemudian dialirkan ke bak saringan pasir. Proses ini bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa atau belum mengendap. Tahapan penyaringan dan pengendapan yang dilakukan secara bertahap ini dirancang untuk memastikan air benar-benar bersih dari kotoran, sehingga aman digunakan untuk produksi atau kegiatan pabrik lainnya. Pada tahap ini, sand filter digunakan sebagai media penyaring, terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil.

6. Unit Air Sanitasi

Pada Unit Air Sanitasi, kaporit ditambahkan ke dalam air untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amoeba, ganggang, dan lainnya, sehingga air menjadi aman untuk dikonsumsi. $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ atau kaporit berfungsi sebagai desinfektan yang mencegah pertumbuhan bakteri dalam sistem distribusi air sanitasi. Kaporit merupakan bahan kimia yang umum digunakan karena harganya terjangkau dan memiliki kemampuan desinfeksi yang bertahan selama beberapa jam setelah ditambahkan.

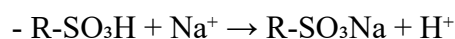
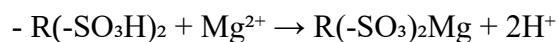
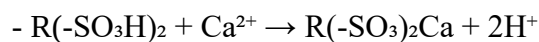
7. Air Cooling

Air cooling diambil dari proses softening air dan kemudian dialirkan ke cooling tower. Air cooling ini berfungsi sebagai media pendingin untuk kondensor pada unit refrigerator.

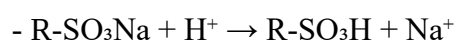
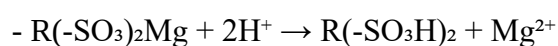
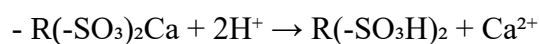
8. Air Proses

Air yang digunakan dalam pabrik bioetanol merupakan air yang telah melalui proses ion exchange menggunakan resin kation, decarbonator, dan resin anion (Kardjono, 2007). Air yang dihasilkan diharapkan bebas dari mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , Cl^- , SO_4^{2-} , dan lainnya yang dapat mengganggu proses.

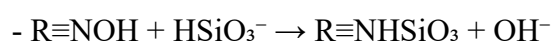
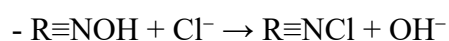
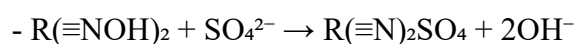
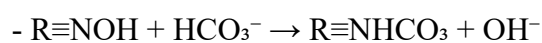
Proses pertama adalah cation exchange, yang mengikat Ca^{2+} , Mg^{2+} , dan Na^+ dengan menukar ion tersebut dengan ion H^+ melalui resin kation. Reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Resin kation yang telah mencapai titik jenuh harus diregenerasi menggunakan larutan HCl. Proses regenerasinya dapat dituliskan sebagai berikut:

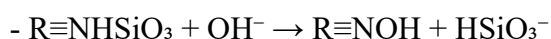
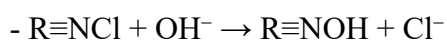
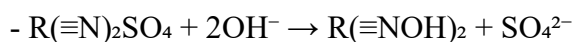
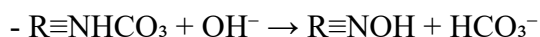


Setelah itu, air dialirkan ke decarbonator untuk menghilangkan kandungan CO_2 . Selanjutnya, air menuju proses anion exchange yang akan mengikat HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , dan HSiO_3^- , dengan menukarkan ion-ion tersebut dengan ion OH^- melalui resin anion. Reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Resin anion yang telah mencapai titik jenuh juga harus diregenerasi dengan menggunakan larutan NaOH, dan reaksi regenerasinya dapat

dituliskan sebagai berikut:



Setelah melewati kolom resin anion, air proses akan ditampung dalam tangki air proses sebelum dipompa menuju unit boiler dan kemudian ke proses utama.

9. Unit Air Boiler

Air proses yang berada di tangki air proses dipompa menuju *mixed bed*, yang mengandung resin kation asam kuat dan resin anion basa kuat, untuk menghilangkan zat padat terlarut dalam air. Setelah melewati *mixed bed*, air dialirkan ke boiler sebagai *boiler feed water* (BFW).

5.3 Unit Penyedia Steam

Unit penyedia steam merupakan sistem atau alat yang digunakan untuk memproduksi dan menyalurkan uap (steam) guna memenuhi kebutuhan industri atau fasilitas lainnya. Fungsi utamanya adalah untuk menyediakan uap dengan suhu dan tekanan yang sesuai untuk beragam proses.

5.4 Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik pada pabrik ini, listrik didapatkan dari PLN, namun tetap harus memiliki cadangan listrik karena sewaktu waktu listrik dari PLN tiba tiba mati atau ada gangguan sehingga dengan adanya generator ini tidak mengganggu proses produksi pada pabrik. Generator yang akan digunakan adalah generator arus bolak balik karena lebih efisien dalam mengirimkan energi listrik, pembangkitan daya murah, biaya pemeliharaan lebih rendah. Spesifikasi generator yang akan digunakan sebagai berikut:

- Kapasitas : 2000 kW
- Jenis : Generator Arus Bolak Balik
- Jumlah : 1

Untuk rincian kebutuhan listrik pabrik, dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

1. Kebutuhan listrik alat proses

Tabel 5. 1 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Total Kebutuhan Listrik Alat Proses		
Nama Alat	HP	Watt
Hammer Mill	15	11.185
Vibrating Screen	5,5	3728,5
Tangki Pre treatment	20	14.914
Tangki Pencucian	20	14.914
Tangki Detoksifikasi	10	7.457
Centrifuge	20	14.914
Reaktor	5	3.729
Centrifuge 2	20	14.914
Bucket Elevator 1	5	3.729
Bucket Elevator 2	7,5	5592
Bucket Elevator 3	10	7.457

Belt Conveyor 1	3	2237,1
Belt Conveyor 2	3	2237,1
Belt Conveyor 3	3	2237,1
Screw Conveyor 1	3	2237,1
Screw Conveyor 2	2	1491,4
Screw Conveyor 3	2	1491,4
Screw Conveyor 4	0,5	372,85
Screw Conveyor 5	0,5	372,85
Screw Conveyor 6	0,5	372,85
Screw Conveyor 7	2	1491,4
Pompa 1	5	3.729
Pompa 2	10	7.457
Pompa 3	0,75	559,27
Pompa 4	2	1491,4
Pompa 5	2	372,85
Pompa 6	1	745,7
Pompa 7	0,25	186,425
Total		131.615

2. Kebutuhan listrik utilitas

Tabel 5. 2 Kebutuhan Listrik Utilitas

Total Kebutuhan Listrik Alat Proses		
Nama Alat	HP	Watt
Blower	200	149.140
Bak Penggumpal	40	29.828
Pompa 1	60	44.742
Pompa 2	60	44.742
Pompa 3	60	44.742
Pompa 4	0,5	373
Pompa 5	0,5	373
Pompa 6	60	44.742
Pompa 7	60	44.742
Pompa 8	60	44.742
Pompa 9	60	44.742
Pompa 10	60	44.742

Pompa 11	60	44.742
Pompa 12	0,05	37
Pompa 13	0,05	37
Pompa 14	40	29.828
Pompa 15	40	29.828
Pompa 16	0,05	37
Pompa 17	0,05	37
Pompa 18	10	7.457
Pompa 19	10	7.457
Pompa 20	0	37
Pompa 21	0,2	149
Total		657.297

3. Kebutuhan listrik penerangan

Tenaga yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 100 kW.

4. Kebutuhan listrik kantor

Tenaga yang dibutuhkan untuk kebutuhan listrik kantor diperkirakan sebesar 25 kW.

5. Kebutuhan listrik bengkel, laboratorium, dan lainnya.

Tenaga yang dibutuhkan untuk kebutuhan listrik bengkel, laboratorium diperkirakan sebesar 120 kW.

6. Kebutuhan listrik instrumentasi pabrik

Alat instrumentasi pabrik ini berupa alat untuk pengukuran atau pengendalian pada suatu sistem. Tenaga yang dibutuhkan untuk instrumentasi ini diperkirakan sebesar 50 kW.

Maka, total kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 5. 3 Tabel Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan Listrik (kW)
1	Listrik Proses	132
2	Listrik Utilitas	657
3	Listrik Penerangan	100
4	Listrik Kantor	25
5	Listrik Bengkel dan Laboratorium	120
6	Listrik Instrumentasi	50
Total		1.084

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit berfungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar boiler dan juga generator di pabrik. Bahan bakar yang akan digunakan adalah *Liquified Natural Gas* (LNG) sebesar 245 kg/jam.

5.6 Unit Penyedia Udara

Unit ini untuk memenuhi kebutuhan udara udara sebagai penggerak alat alat kontrol, jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan sebanyak 87,864 m³/jam pada tekanan 3,72 atm.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Ada beberapa bentuk limbah pabrik yang dihasilkan dari pabrik etanol, diantaranya:

1. Limbah Cair

Di dalam pabrik etanol ini, limbah yang dihasilkan dapat berupa

- a. Limbah air domestik.
- b. Limbah air yang mengandung zat organik.

Limbah cair mengandung sisa senyawa organik. dalam pengolahan limbah organik dapat dilakukan melalui pengolahan secara biologi dengan menggunakan lumpur aktif yang mengandung mikroorganisme (bakteri, virus, protozoa, dan organisme organisme lainnya) atau disebut dengan instalasi pengolahan air limbah (IPAL).

2. Limbah Padat

Limbah padatan di pabrik ini berupa sisa cake dari hasil filter press maupun centrifuge. Limbah ini karena bahan organik dapat terurai secara alami, dan bisa digunakan untuk bahan pupuk kompos dengan bantuan aktivator.

5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 4 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas

Pompa						
Kode	P-1	P-2	P-3	P-4	P-5	P-6
Fungsi	Mempompa air sungai menuju screener.	Mempompa air yang dari screener menuju bak pengendap	Mempompa air keluaran bak pengendap (B-01) menuju bak (B-02).	Mempompa Aluminium sulfat dari tangki penyimpanan menuju bak pengendap (B-02).	Mempompa Natrium Karbonat dari tangki penyimpanan menuju bak (B-02).	Mempompa air dari (TU-03) menuju (BAK-05).
Kondisi Operasi						
Viskositas, Cp	0,874	0,874	0,874	0,378	0,34	0,302
Kapasitas, gpm	11.772, 447	11.772, 447	11.772, 447	0,117	0,009	0,0002

Suhu Fluida, (°C)	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump					
Efisiensi Pompa	90%	90%	90%	80%	80%	90%
Daya Pompa, Hp	60	60	60	0,5	0,5	60
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Bahan Material	Stainless Steel SA-240 Type 316					

Tabel 5. 5 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas (lanjutan)

Pompa						
Kode	P-7	P-8	P-9	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Memo mpa air dari (B-01) menuju (BAK - 01).	Memo mpa air dari (BAK- 01) menuju (BAK- 02)	Mengali rkan air dari (BAK- 02) menuju sand filter (SE-01).	Memom pa air dari sand filter menuju bak penampu ngan (BAK- 03).	Memom pa air dari bak penampu ngan menuju ke kebutuha n air masing masing.	Memo mpa air dari (BAK- 04) menuj u service water.
Kondisi Operasi						
Viskositas, Cp	0,874	0,874	0,874	0,874	0,874	0,874
Kapasitas, gpm	11.772, 447	11.772, 447	11.772, 447	10.595,2 02	10.595,2 02	0,885
Suhu Fluida, (°C)	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump					
Efisiensi Pompa	90%	90%	90%	90%	90%	90%
Daya Pompa, Hp	60	60	60	60	60	0,05
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Material Construction	Stainless Steel SA-240 Type 316
-----------------------	---------------------------------

Tabel 5. 6 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas (lanjutan)

Pompa						
Kode	P-13	P-14	P-15	P-16	P-17	P-18
Fungsi	Memo mpa air dari (BAK-05) menuju kebutuhan domestik water.	Mengalir kan air dari (BAK-06) menuju Cooling Tower.	Memo mpa air recycle cooling tower menuju (BAK-06)	Memo mpa hasil treatme nt asam sulfat untuk pengola han steam.	Mengalir kan hasil pengolah an NaOH untuk pengolah an steam.	Memo mpa air dari (BAK-07) menuju kebutuhan air proses.
Kondisi Operasi						
Viskositas, Cp	0,874	0,874	0,874	0,874	0,874	0,874
Kapasitas, gpm	3,590	9.418,67 2	9.418,6 72	2,639	1,786	2340,8 29
Suhu Fluida, (°C)	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C	27 °C
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump					
Efisiensi Pompa	90%	90%	90%	90%	90%	90%
Daya Pompa, Hp	0,05	40	40	0,05	0,05	10
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Material Construction	Stainless Steel SA-240 Type 316					

Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat Transportasi Cair Utilitas (lanjutan)

Pompa			
Kode	P-19	P-20	P-21

Fungsi	Memompa air dari (BAK-07) menuju Deaerator.	Memompa N2H2 menuju Deaerator.	Memompa air dari deaerator menuju boiler.
Kondisi Operasi			
Viskositas, Cp	0,874	0,874	0,874
Kapasitas, gpm	2340,829	0,0004	12,057
Suhu Fluida, (°C)	27 °C	27 °C	27 °C
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump		
Efisiensi Pompa	90%	90%	80%
Daya Pompa, Hp	10,00	0,05	0,2
Jumlah	1	1	1
Material Construction	Stainless Steel SA-240 Type 316		

Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak dan Tangki Utilitas

Kode Alat	B-01	B-02	BAK-01	BAK-02	BAK-03	BAK-04
Fungsi	Untuk mengendapkan kotoran-kotoran dan lumpur yang ikut terbawa air sungai melalui proses sedimentasi.	Untuk Menghilangkan kotoran dalam bentuk dispersi koloid di dalam air dengan menambahkan koagulan, sehingga kotoran dapat menggumpal.	Untuk Menghilangkan endapan berbentuk flok yang terbawa dari air sungai melalui proses flokulasi (pemecahan flokulasi).	Untuk Mengendapkan flok yang terbawa dari air sungai melalui proses flokulasi, dengan memberikan kesempatan untuk terjadinya proses flokulasi kedua.	Menyimpan sement ara air mentah setelah melalui penyaringan di <i>sand filter</i> .	Untuk Menyimpan air yang diperlukan untuk kebutuhan <i>service water</i> .

Jenis	Bak berbentuk persegi	Bak berbentuk silinder tegak	Bak berbentuk persegi	Bak berbentuk persegi	Bak berbentuk persegi	Bak berbentuk silinder tegak
Bahan	Bak beton bertulang	Bak beton bertulang	Bak beton bertulang	Bak beton bertulang dengan lapisan porselen	Bak beton bertulang dengan lapisan porselen	Bak beton bertulang
Kapasitas, m ³	11.969,67	11.969,67	11.969,67	11.969,67	10.772,70	90
Spesifikasi						
Panjang, m	28,82		28,82	28,82	27,83	
Lebar, m	28,82		28,82	28,82	13,91	
Tinggi, m	14,41	28,77	14,41	14,41	27,83	1,21
Diameter, m		28,77				1,21
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5. 9 Spesifikasi Bak dan Tangki Utilitas (lanjutan)

Kode Alat	BAK-05	BAK-06	BAK-07	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Untuk menampung kebutuhan air domestik pabrik.	Untuk menampung kebutuhan air pendingin untuk kemudian dialirkan	Untuk menampung air proses dan air boiler	Menyiapkan dan menyimpan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 50 % untuk 7 hari.	Menyiapkan dan menyimpan larutan tawas 5% untuk 7 minggu	Untuk menyimpan kaporit selama 7 hari.

		ke sistem pendinginan				
Jenis	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak
Bahan	Bak beton bertulang dengan lapisan porselen	Bak beton bertulang	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel	Bak beton bertulang
Kapasitas, m ³	350,40	9.576,46	239.230,56	445,22	71,45	0,23
Spesifikasi						
Panjang, m		26,76			0,00	
Lebar, m		26,76			0,00	
Tinggi, m	1,91	13,38	16,82	6,92	4,60	0,66
Diameter, m	1,91		55,19	3,34	2,58	0,66
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5. 10 Spesifikasi Bak dan Tangki Utilitas (lanjutan)

Kode Alat	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menyimpan larutan H ₂ SO ₄ .	Menyimpan kebutuhan NaOH.	Untuk menyimpan larutan N ₂ H ₂

Jenis	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak	Tangki berbentuk silinder tegak
Bahan	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel
Kapasitas, m3	0,66	0,44	2,30
Spesifikasi			
Panjang, m			
Lebar, m			
Tinggi, m	0,94	0,83	1,12
Diameter, m	0,94	0,83	1,12
Jumlah	1	1	1

Tabel 5. 11 Spesifikasi Filter Utilitas

Spesifikasi	F-01	SE-01
Fungsi	Untuk menyaring kotoran kotoran yang terbawa oleh air sungai seperti, ranting, daun, dan sampah kasar lainnya	Untuk menyaring partikel halus yang masih terbawa setelah melalui screener.
Jenis	Alumunium	2 buah kolom dengan saringan pasir
Spesifikasi		
Kapasitas, kg/jam	2493680,9	2244312,81

Tabel 5. 12 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Alat	Cooling Tower (CT-01)
------	-----------------------

Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah naik suhunya setelah dipakai
Jenis	Cooling tower dengan fan.
Kapasitas, kg/jam	2.002.804,98
Spesifikasi	
Diameter, m	9,22
Tinggi, m	4,20
Jumlah	1

Tabel 5. 13 Spesifikasi Blower *Cooling Tower* Utilitas.

Alat	Blower Cooling Tower
Fungsi	Untuk menghisap udara yang ada di sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jumlah Udara, ft ³ /min	853.383,34
Daya motor	200

Tabel 5. 14 Spesifikasi Deaerator Utilitas.

Alat	Deaerator
Fungsi	Melepaskan gas terutama O ² dan CO ² terlarut dalam BFW untuk mengurangi korosi logam
Jenis	Silinder vertikal dengan bahan isian
Spesifikasi	
Kapasitas. M ³	0,852
Tinggi, m	2,022
Diameter, m	0,732

Tabel 5. 15 Spesifikasi Boiler Utilitas.

Alat	Boiler
Fungsi	Untuk mengubah air menjadi steam.
Jenis Steam	Saturated Steam
Jumlah Steam, kg/jam	2554,739

BAB VI EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam perancangan pabrik bertujuan untuk menilai kelayakan pendirian pabrik, baik dari segi potensi keuntungan maupun resiko kerugian. Proses ini dilakukan untuk meninjau beberapa aspek penting, seperti kebutuhan modal investasi, perkiraan keuntungan yang bisa diperoleh, waktu yang dibutuhkan untuk pengembalian investasi, serta hubungan antara total produksi dengan keuntungan. Beberapa faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi ini meliputi aspek-aspek tersebut, yang bersama-sama menentukan apakah investasi dalam pembangunan pabrik akan memberikan hasil yang positif atau sebaliknya.

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Break Even Point*
4. *Shut Down Point*
5. *Discount Cash Flow Rate Of Return*

Untuk menganalisa faktor-faktor diatas, diperlukan perhitungan beberapa hal sebagai berikut:

1. *Modal (Capital Investment)*
 - *Investasi modal tetap (Fixed Capital Cost)*
 - *Investasi modal kerja (Working Capital Investment)*

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*).
 - Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*).
 - Biaya tetap produksi (*Fixed Manufacturing Cost*).
 - Pengeluaran Umum (*General Cost*)
 - Analisis Kelayakan Ekonomi
 - *Percent return on investment (ROI)*.
 - *Pay out time (POT)*.
 - *Break event point (BEP)*.
 - *Shut down point (SDP)*.
 - *Discounted cash flow (DCF)*.

6.1 Perkiraan Harga Alat

Harga peralatan proses dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang berlangsung, sehingga dapat berubah sesuai dengan situasi ekonomi saat itu. Oleh karena itu, perlu dilakukan perkiraan harga peralatan proses untuk tahun pendirian pabrik bioetanol yang direncanakan pada tahun 2030, dengan menggunakan indeks harga alat. Indeks harga untuk tahun perencanaan, yaitu 2024, dihitung menggunakan regresi linear berdasarkan indeks harga tahun-tahun sebelumnya, yang datanya diperoleh dari *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*, data-data tersebut dapat dilihat pada tabel 6.1 dibawah ini:

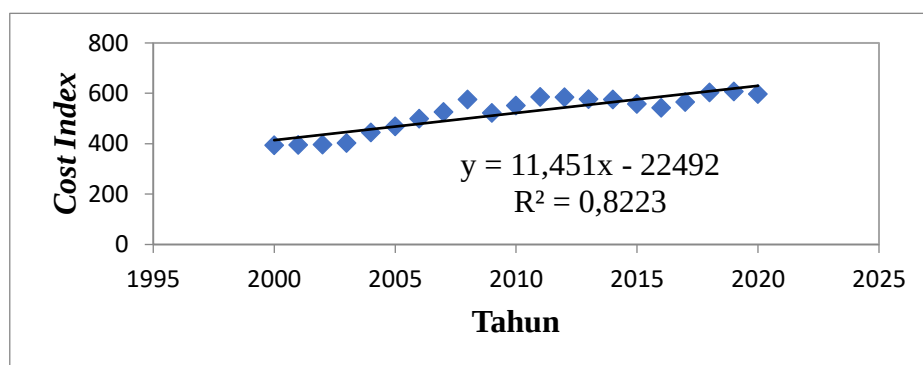
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

No	Tahun	(index cost) CEPCI
1	2000	394,1
2	2001	394,3
3	2002	395,6
4	2003	402
5	2004	444,2
6	2005	468,2
7	2006	499,6
8	2007	525,4
9	2008	575,4
10	2009	521,9
11	2010	550,8
12	2011	585,7
13	2012	584,6
14	2013	576,3
15	2014	575,7
16	2015	556,8
17	2016	541,7
18	2017	565,5
19	2018	603,1
20	2019	607,5
21	2020	596,2

Berdasarkan tabel diatas, diperoleh persamaan regresi linear yaitu:

$$y = 11,451 x - 22492$$

Pendirian pabrik bioetanol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun pada tahun 2030. Nilai x pada persamaan diatas diganti dengan tahun 2030 sehingga akan diperoleh indeks alat 753,5. Dibawah ini merupakan grafik hubungan antara indeks harga dan tahun yang digambarkan pada gambar 6.1.



Gambar 6.1 grafik hubungan indeks harga

Seluruh harga alat dihitung untuk kebutuhan tahun 2030, persamaan yang dihitung untuk menghitung harga alat pada tahun 2030 yaitu:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Keterangan:

Ex = Harga pembelian alat tahun 2030

Ey = Harga alat pada tahun referensi (tahun 2014)

Nx = Index harga pada tahun 2030

Ny = Index harga pada tahun 2030

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	= 20.000 ton/tahun
Hari operasi dalam satu tahun	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	= 2030
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp.15.583
Harga bahan baku ampas tebu	= Rp.40.000/kg
Ammonia	= Rp.25.000/kg
Enzim selulase	= Rp.329.000/kg
Diamonium fosfat	= Rp.3.298.000/kg
Saccharomyces Cerevisiae	= Rp.36.000/kg
Harga produk etanol	= Rp.389.575/kg

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital investment adalah pengeluaran yang dilakukan oleh perusahaan atau individu untuk membeli aset tetap atau modal produktif dengan tujuan meningkatkan kapasitas produksi atau menciptakan keuntungan di masa depan. Aset tetap ini bisa berupa mesin, peralatan, bangunan, teknologi, atau infrastruktur lainnya yang dibutuhkan untuk menjalankan operasi bisnis dalam jangka panjang.

Ada dua bentuk utama dari capital investment:

1. *Fixed Capital Investment:*

Contoh termasuk pembelian properti, pabrik, atau peralatan yang digunakan untuk memproduksi barang dan jasa.

2. *Working Capital Investment:*

Ini mencakup dana yang digunakan untuk mendukung operasional sehari-hari seperti bahan baku, gaji karyawan, atau persediaan.

6.3.2 Manufacturing Cost

Merupakan total biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi suatu barang atau produk di pabrik atau fasilitas produksi. Biaya ini mencakup semua pengeluaran yang berkaitan dengan proses produksi, mulai dari bahan mentah hingga tenaga kerja dan biaya overhead pabrik.

Ada beberapa yang termasuk kedalam *manufacturing cost*, diantaranya:

1. *Direct Cost*

Biaya yang terkait langsung dengan bahan-bahan yang digunakan untuk membuat produk jadi.

2. *Indirect Cost*

Adalah biaya yang tidak dapat secara langsung dihubungkan dengan produksi barang atau layanan tertentu, tetapi tetap diperlukan untuk mendukung operasi perusahaan secara keseluruhan.

3. *Fixed Cost*

Adalah biaya yang tidak berubah dalam jangka pendek, terlepas dari volume produksi atau tingkat aktivitas perusahaan. Artinya, meskipun jumlah barang yang diproduksi naik atau turun, fixed cost akan tetap sama.

6.3.3 General Expense

Merupakan biaya operasional yang tidak secara langsung terkait dengan proses produksi atau penjualan produk, tetapi diperlukan untuk mendukung operasi keseluruhan bisnis.

6.4 Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan pabrik adalah proses yang dilakukan untuk menilai apakah suatu pabrik layak untuk didirikan. Proses ini melibatkan penilaian berbagai faktor yang dapat mempengaruhi keberhasilan proyek, diantaranya:

6.4.1 Return On Investment (ROI)

ROI merupakan perhitungan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh pada setiap tahunnya.

Persamaan untuk menghitung ROI adalah:

$$\%ROI = \frac{Profit}{FCI} \times 100\%$$

Keuntungan dihitung dari total penjualan tahunan (Sa) dan keseluruhan biaya produksi. Aspek keuangan mencakup komponen yang meliputi pembayaran kembali hutang selama pembangunan pabrik. Untuk pabrik dengan risiko rendah, tingkat minimum ROI sebelum pajak adalah 11%, sedangkan pabrik dengan risiko

tinggi memerlukan ROI sebelum pajak minimum sebesar 44% (Aries Newton, 1955).

6.4.2 Pay Out Time (POT)

POT merupakan waktu untuk pengembalian modal yang didapatkan dari keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini untuk mengetahui seberapa lama modal investasi akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung POT ialah:

$$\%POT = \frac{FCI}{Profit + Depresiasi} \times 100\%$$

Untuk pabrik dengan *low risk* memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan untuk pabrik *high risk* maksimal 2 tahun.

6.4.3 Break Even Point

Break Even Point adalah titik dimana kondisi pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Pada saat kondisi ini kapasitas produksi pada saat penjualan sama dengan total biaya. Pabrik akan mengalami kerugian jika nilai BEP yang diperoleh dibawah nilai BEP dan akan mengalami keuntungan jika diatasnya. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai kisaran 40-60% (Aries Newton, 1955). Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP ialah:

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

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

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik di mana kegiatan produksi dihentikan. Penghentian ini dapat disebabkan oleh faktor seperti keputusan manajemen yang melihat bahwa produksi tidak lagi ekonomis, atau karena biaya variabel yang terlalu tinggi. Dalam setahun, pabrik dapat mencapai persentase kapasitas minimum yang diharapkan untuk menghasilkan produk yang diinginkan. Namun, jika pabrik tidak dapat mencapai kapasitas minimum tersebut dalam setahun, operasi pabrik harus dihentikan. Hal ini disebabkan karena biaya untuk melanjutkan produksi akan lebih tinggi daripada biaya untuk membayar fixed cost dan menutup pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut: $SDP =$

$$\frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR adalah estimasi keuntungan tahunan yang dihasilkan dari suatu investasi. Perhitungan ini didasarkan pada modal yang tidak dikembalikan setiap akhir tahun selama masa operasional pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1+i)^n = CF\{(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i)^{n-n} + (1+i) + 1\} + SV + WC$$

Keterangan:

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = *Cash Flow*

n = Umur Pabrik

i = Nilai DCFR

6.5 Hasil Perhitungan

Untuk mendirikan sebuah pabrik perlu diadakan perencanaan atau perhitungan, supaya mengetahui sebuah pabrik layak untuk didirikan atau tidak.

Tabel 6. 2 *Phisical Plant Cost*

No.	Type of Capital Investment	Biaya
1	Purchased equipment cost (PEC)	Rp1.093.483.981.717
2	Delivered Equipment cost (DEC)	Rp273.370.995.429
3	Instalasi	Rp255.146.262.401
4	Instrumentasi	Rp145.797.864.229
5	Pemipaan	Rp364.494.660.572
6	Insulasi	Rp72.898.932.114
7	Listrik	Rp72.898.932.114
8	Bangunan	Rp364.494.660.572
9	Tanah dan perbaikan	Rp510.292.524.801
10	Utilitas	Rp546.741.990.859
Total		Rp3.699.620.804.811

Tabel 6. 3 *Direct Plan Cost*

No.	Type of Capital Investment	Biaya
1	Engineering and supervisor	Rp739.924.160.962

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investment*

No.	Type of Capital Investment	Biaya
1	Contractor's fee	Rp88.790.899.315
2	Contingency	Rp1.109.886.241.443
3	Physical Plant Cost (PPC)	Rp3.699.620.804.811
4	Engineering and supervisor	Rp739.924.160.962
Total		Rp5.638.222.106.531

Tabel 6. 5 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Type of manufacturing cost	Biaya
1	Raw material	Rp2.926.201.117.166
2	Labor cost	Rp1.325.000.000
3	Supervisor	Rp198.750.000
4	Maintenance	Rp338.293.326.392
5	Plant supplies	Rp50.743.998.959
6	Royalty and Patent	Rp467.490.000.000
7	Utilitas	Rp132.016.337.180
Total		Rp3.916.268.529.697

Tabel 6. 6 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Type of manufacturing cost	Biaya
1	Payroll over head	Rp265.000.000
2	Laboratory	Rp265.000.000
3	Plant over head	Rp795.000.000
4	Packaging and shipping	Rp3.902.847.376
Total		Rp5.227.847.376

Tabel 6. 7 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Type of manufacturing cost	Biaya
1	Depresiasi	Rp563.822.210.653
2	Property taxes	Rp169.146.663.196
3	Insurances	Rp56.382.221.065
Total		Rp789.351.094.914

Tabel 6. 8 *Manufacturing Cost*

No.	Type of manufacturing cost	Biaya
1	Direct manufacturing cost	Rp3.916.268.529.697
2	Indirect manufacturing cost	Rp5.227.847.376
3	Fixed manufacturing cost	Rp789.351.094.914
Total		Rp4.710.847.471.987

Tabel 6. 9 *General Expenses*

No.	Type of general expenses	Biaya
1	Administrasi	Rp233.745.000.000
2	Sales Promotion	Rp1.012.895.000.000
3	Research	Rp389.575.000.000
4	Finance	Rp235.542.373.599
Total		Rp1.871.757.373.599

Tabel 6. 10 *Working Capital Investment*

No	Type of Working Capital	Biaya
1	Raw Material	Rp278.161.791
2	In Process Inventory	Rp471.084.747.199
3	Product Inventory	Rp99.927.067.588

4	Extended Credit	Rp98.142.655.666
5	Available Cost	Rp196.285.311.333
Total		Rp865.717.943.577

Tabel 6. 11 Tabel *Fixed Cost*

<i>No</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Jumlah (US\$)</i>	<i>Jumlah (Rp)</i>
1	<i>Depreciation</i>	36.181.878	563.822.210.653
2	<i>Property task</i>	10.854.564	169.146.663.196
3	<i>Insurances</i>	3.618.188	56.382.221.065
Total		50.654.630	789.351.094.914

Tabel 6. 12 Tabel *Variable Cost*

<i>No</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Jumlah (US\$)</i>	<i>Jumlah (Rp)</i>
1	<i>Raw Material</i>	187.781.629	2.926.201.117.166
2	<i>Packaging</i>	250.455	3.902.847.376
3	<i>Utilities</i>	8.471.818	132.016.337.180
4	<i>Royalty and Patent</i>	30.000.000	467.490.000.000
Total		226.503.902	3.529.610.301.722

Tabel 6. 13 Tabel *Regulated Cost*

No	Regulated Cost	Jumlah (US\$)	Jumlah (Rp)
1	Labor	85.029	1.325.000.000
2	Plant overhead	51.017	795.000.000
3	Supervisor	12.754	198.750.000
4	Laboratory	17.006	265.000.000
5	General expanses	120.115.342	1.871.757.373.599
6	Maintenance	21.709.127	338.293.326.392
7	Plant supplies	3.256.369	50.743.998.959
8	Payroll overhead	17.006	265.000.000
Total		145.263.649	2.263.643.448.950

6.6 Analisis Keuntungan

Tabel 6. 14 Analisis Keuntungan

Komponen	Biaya
Penjualan =	Rp7.791.500.000.000
Biaya Produksi =	Rp6.582.604.845.586
Keuntungan sebelum pajak =	Rp1.208.895.154.414
Pajak (25% keuntungan sebelum pajak) =	Rp302.223.788.603
Keuntungan setelah pajak =	Rp906.671.365.810

6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

6.7.1 Return on Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 21%

ROI setelah pajak = 16%

6.7.2 Pay On Time (POT)

$$\%POT = \frac{FCI}{Profit + Depresiasi} \times 100\%$$

POT sebelum pajak= 3,18 tahun

POT setelah pajak= 3,83 tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

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

BEP= 54,85%

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

SDP= 25,36%

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

$$(FC + WC)(1+i)^n = CF\{(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i)^{n-n} + (1+i) + 1\} + SV + WC$$

Umur pabrik= 10 tahun

FC= 361.818.784

WC= 55.555.281

C= 109.480.585

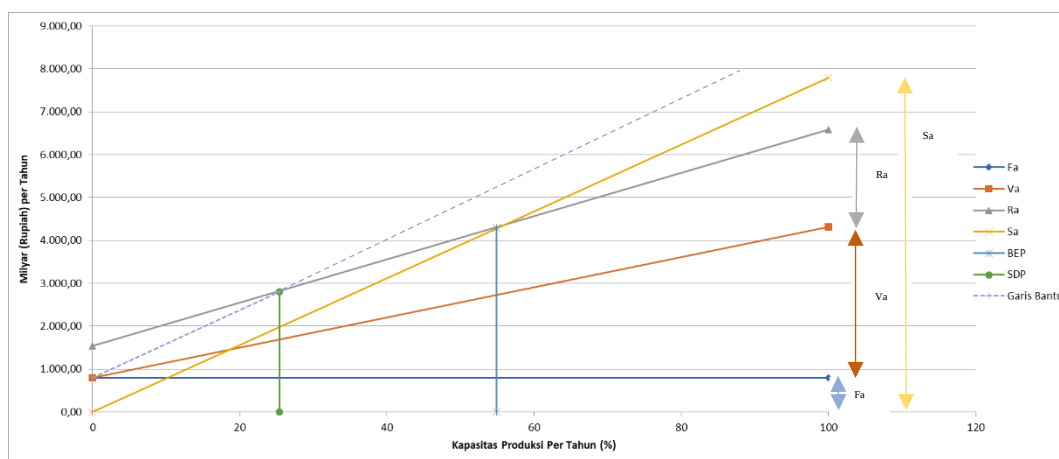
SV= 36.181.878

DCFR= 24%

Tabel 6. 15 Hasil Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Hasil	Syarat Low Risk	Keterangan
ROI	Sebelum pajak= 21% Setelah pajak= 16%	Minimal 11%	Memenuhi
POT	Sebelum pajak= 3,18 Setelah pajak= 3,83	Maksimal 5 tahun	Memenuhi
BEP	54,85%	40-60%	Memenuhi
SDP	25,36%	20-30%	Memenuhi
DCFR	24%	Min 20%	Memenuhi

Untuk melihat hasil perhitungan kelayakan ekonomi pabrik dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII PENUTUP

7.1 Kesimpulan

1. Pendirian pabrik bioetanol berbahan baku bagas tebu ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan etanol yang ada di Indonesia dan juga untuk mengolah limbah ampas tebu hasil dari pabrik gula dan juga untuk mengurangi mendapatkan etanol dari luar negeri dan juga untuk menambah pemasukan negara.
2. Bioetanol dari bagas tebu ini akan diproduksi melalui proses SSF (*Simultaneous Sacharification and Fermentation*) dengan bantuan *yeast Saccharomyces cereviseae* dan juga enzim selulase untuk proses hidrolisis.
3. Pabrik bioetanol ini akan dibangun di di Kolak Utara, Wonorejo, Kec. Ngadiluwih, Kabupaten Kediri, Jawa Timur.
4. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, kondisi operasi dan evaluasi ekonomi, maka pabrik bioetanol dari bagas tebu tergolong pada pabrik dengan resiko yang rendah (low risk).
5. Hasil evaluasi ekonomi:

Keuntungan sebelum pajak: Rp1.208.895.154.414

Keuntungan setelah pajak: Rp906.671.365.810

Return of Investment sebelum pajak: 21%

Return of Investment setelah pajak: 16%

Pay Out Time sebelum pajak: 3,18 tahun

Pay Out Time setelah pajak: 3,83 tahun

Break Even Point: 54,85%

Shut Down Point: 25,36%

DCFR: 24%

Dilihat dari bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk dan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik bioetanol dari bagas tebu dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

1. Penelitian lanjutan diperlukan untuk mengkaji secara lebih rinci proses SSF ini pada produksi bioetanol dari bagas tebu dengan bantuan enzim selulosa untuk proses hidrolisis dan *yeast saccharomyces cereviseae* untuk mendapatkan hasil yang aktual untuk hasil dari proses hidrolisis dan juga fermentasi itu yang dilakukan secara bersamaan.
2. Pemilihan yang optimal terhadap alat proses, peralatan pendukung, dan bahan baku perlu diperhatikan dengan cermat agar keuntungan yang diperoleh dapat dimaksimalkan.
3. Pabrik bioetanol dari bagas tebu dapat diwujudkan sebagai fasilitas untuk memenuhi kebutuhan yang terus meningkat di masa depan

DAFTAR PUSTAKA

- Alves dos Santos, J. R., Souto-Maior, A. M., Gouveia, E. R., & Martín, C. (2010). Comparison of shf and ssf processes from sugar cane bagasse for ethanol production by *Saccharomyces Cerevisiae*. *Quimica Nova*, 33(4), 904–908. <https://doi.org/10.1590/s0100-4042201000040002>
- Coulson, J.M and Richardson, J.F. (1983). Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6. Pergason Press. Oxford
- de Almeida, M. A., & Colombo, R. (2023). Production Chain of First-Generation Sugarcane Bioethanol: Characterization and Value-Added Application of Wastes. *Bioenergy Research*, 16(2), 924–939.
- Fathimah, S., Idiawati, N., Arianie, L., Studi Kimia, P., Mipa, F., Tanjungpura, U., & Hadari
- Geankoplis, C.J. (1993). Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition. London :Prentice Hall International
- Hedayatkah, A., Motamedi, H., Najafzadeh Varzi, H., Ghezelbash, G., Amopour Bahnamiry, M., & Karimi, K. (2013). Improvement of hydrolysis and fermentation of sugarcane bagasse by soaking in aqueous ammonia and methanolic ammonia. *Bioscience, Biotechnology and Biochemistry*, 77(7), 1379–1383.
- Harmsen, P., Lips, S., & Bakker, R. (2013). Pretreatment of lignocellulose for biotechnological production of lactic acid Research review Colophon Title

Pretreatment of lignocellulose for biotechnological production of lactic acid; Research review Author(s) (Issue February).

Hidayat, M. R. (2013). Teknologi Pretreatment Bahan Lignoselulosa Dalam Proses Produksi Bioetanol. *Biopropal Industri*, 4(1), 33–48.

Karp, S. G., Woiciechowski, A. L., Soccol, V. T., & Soccol, C. R. (2013). Pretreatment strategies for delignification of sugarcane bagasse: A Review. *Brazilian Archives of Biology and Technology*, 56(4), 679–689.
<https://doi.org/10.1590/S1516-89132013000400019>

Kern, D.Q.(1950). Process Heat Transfer. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.

Nawawi, J. H. (2014). Penentuan Kinetika Hidrolisis Enzimatis Dalam Pembuatan Bioetanol Dari Tandan Kosong Kelapa Sawit. *Jkk*, 3(4), 46–51.

Novitasari, C. D., Ani, A., & Ekawati, R. (2012). Pemanfaatan Limbah Ampas Tebu (Bagasse) Untuk Produksi Bioetanol Melalui Proses Sakarifikasi Dan Fermentasi Serentak. *Pelita*, 8(2), 65–74.

Peters, M., Timmerhause, K., and West, R. (2003). Plant Design and Economics For Chemical Engineers. Mc Graw Hill Companies Inc.

Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). Perry's Chemical Engineering Handbook. *Perrys' Chemical Engineers' Handbook*, 1–36.

Sina, N. W. F., Sukmaria, A. A., & Redjeki, S. (2020). Kinetika Reaksi Fermentasi Selulosa Tongkol Jagung menggunakan Enzim Selulas pada

Reaktor Batch. ChemPro, 1(02), 14–19.

<https://doi.org/10.33005/chempro.v1i02.80>

Smith, J.M., Van Ness, H.C., & Abbot, M.M., (1987), Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 5 th ed, Mc Graw Hill Book Company Inc., New York.

Ulrich, G. D. (1984). A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. John Wiley & Sons, 484.

USDA. (2022). Report Name : Biofuels Annual Indonesia. Unites States Department of Agriculture Foreign Agriculture Service, May, 24.
<https://www.fas.usda.gov/data/malaysia-biofuels-annual-3>

Yaws, C.L. (1999). Chemical Properties Handbook. Mc Graw Hill Handbooks. New York.

LAMPIRAN A

Perhitungan Reaktor SSF

a. Penentuan Jumlah Reaktor

Penentuan jumlah reaktor pada proses pra rancangan pabrik bioethanol ini memakai Gant Chart, hal ini dilakukan karena reaktor berjenis Semi Batch

Waktu Pembersihan : 8 jam

Waktu Pengisian : 8 jam

Waktu Fermentasi : 72 jam

Waktu Pengosongan : 8 jam

Waktu Total : 96 jam

Berdasarkan pertimbangan waktu diatas dilakukan agar kondisi reaktor bisa kontinyu dan dapat disimpulkan bahwa reaktor berjumlah 12 buah.

b. Perancangan Dimensi Reaktor Semi Batch

Fungsi : Tempat berlangsungnya proses sakarifikasi dan fermentasi secara bersamaan

Fasa : Padat – Cair

Jenis : Reaktor semi batch berpengaduk dengan jaket pendingin

Bahan : *Stainless steel* SA 203 grade B

Jumlah : 12 unit

Waktu Fermentasi : 72 jam

Laju alir massa (W) : 32.913,371 kg/jam

Suhu Operasi : 37°C

Tekanan Operasi : 1 atm = 14,7 psi

Konversi : 90%

c. Menentukan Kapasitas Reaktor

Komposisi Tangki Reaktor

Tabel A. 1 Komposisi Tangki Reaktor

Komposisi	Massa (kg)
Holoseululosa	13283,057
Lignin	54,433
Air	2815,678
Enzim selulase	110,688
Diamonium Phospat	45,694
Sacharomices cerevisiae	3320,764
Glukosa	1328,306
Ethanol	6110,206
CO ₂	5844,545
Total	32913,371

• Reaksi Hidrolisis

$$-r_A = r_R = K \frac{C_{eo} C_A}{C_m + C_A}$$

r_R = Kecepatan reaksi produk

k = Konstanta kecepatan

C_{eo} = Total kebutuhan enzim

C_m = Konstanta Michaelis

CA = Konsentrasi akhir reaktan

$$rR = 1.81 \times 10^{-1} \cdot C_{eo} \cdot CA / (2.74 \times 10^3 + CA)$$

$$F_{e0} = 0,00457 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_{\text{umpan}} = 1.411,94 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{\text{umpan}} = 19.630 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{\text{umpan}} = 13,902 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{eo} = 0,054307 \text{ kmol/m}^3$$

$C_6H_{10}O_5$	+	H_2O		$C_6H_{12}O_6$
M 8,1994		156,4265		0
R 7,3794		7,3794		7,3794
S 0,8199				7,3794

$$F_{a0} = 8,1994 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{\text{umpan}} = 13,902 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{a0} = 0,5897 \text{ mol/l}$$

$$C_a = C_{a0} - C_{a0} \cdot X_a$$

$$C_a = 0,0589 \text{ mol/l.s}$$

$$rR = (1,81 \times 10^{-1}) \times (0,054307 \times 0,0589) / (2,74 \times 10^3) + 0,0589$$

$$rR = 1,26944 \text{E-05}$$

$$X = (1 - (0,8199 / 8,1994))$$

$$= 90\%$$

Jenis reaktor RATB, maka:

$$V = \frac{FA_0 \cdot X}{-r_a}$$

$$V = (8,1994 \times 0,90) / 1,26944 \times 10^{-5}$$

$$= 581.317,419 \text{ L}$$

$$= 581,317 \text{ m}^3$$

d. Menentukan Volume Reaktor, V_r

$$V = 581,317 \text{ m}^3$$

$$\text{Security Factor} = 20\%$$

$$\text{Maka, Volume reaktor} = (1+20\%) \times 581,317$$

$$= 697,581 \text{ m}^3$$

e. Menentukan Bentuk dan Ukuran Reaktor

Bentuk : Silinder tegak dengan bentuk *roof* dan *bottom* torispherical

Bahan : *Stainless steel SA 203 grade B*

f. Menentukan diameter dalam dan tinggi reaktor

- Diameter Tangki

$$H = D \quad (\text{Brownell \& Young pers. 3.11, hal 43})$$

Karena Volume reaktor < 400 bbl (Rase, 1997)

Maka :

$$V_{\text{reaktor}} = \text{Volume badan reaktor} + \text{Volume bottom head}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,000049 D^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1}{4} \pi D^2 + 0,000049 D^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 0,000454 D^3 + 0,000049 D^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 0,000503 D^3$$

$$D^3 = 48.948.383,892 \text{ in}^3$$

$$D = 365,802 \text{ in}$$

$$D = 9,291 \text{ m}$$

$$D = 30,384 \text{ ft}$$

Maka diambil standar untuk diameter tanki sebesar 35,00 ft

$$\text{Diameter tangki } 35 \text{ ft} = 10,668 = 420 \text{ in}$$

$$\text{Vol. Bottom head} = 0,000049 D_i^3$$

$$\text{Vol. Bottom head} = 0,000049 \times 420^3$$

$$= 3.630,312 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell reaktor}} + V_{\text{bottom head}}$$

$$V_{\text{shell reaktor}} = 24634,86 - 3.630$$

$$= 21.004,548 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{shell reaktor}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$V_{\text{shell reaktor}} = \left(\frac{1}{4}\right) \times (3,14) \times (35^2)$$

$$= 961,625 \text{ H}$$

$$H = 21.004,548 / 961,625 \text{ ft}$$

$$= 21,843 \text{ ft}$$

Mencari volume cairan dalam shell

$$\text{Vol. Cairan (sebelum overdesign)} = 581.317,420 \text{ L} = 581,317 \text{ m}^3 = 20.529,050 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ bottom head} = 0,000049 \times d_i^3$$

$$V \text{ bottom head} = 3.630,312 \text{ ft}^3 = 102,799 \text{ m}^3$$

$$V \text{ cairan di shell} = \text{volume cairan} - \text{volume bottom head}$$

$$V_s = 20.529,050 - 3.630,312$$

$$= 16.898,738 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell (Hs)}$$

$$V_s = 0,25 \cdot \pi \cdot D t^2 \cdot H_s$$

$$H_s = 16.898,738 / (0,25 \times 3,14 \times (35^2))$$

$$= 17,573 \text{ ft} = 5,356 \text{ m}$$

g. Tekanan design

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} : 14,700 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \cdot g/gc \cdot h$$

$$= 458,494 \text{ lbm/ft}^3 \cdot (32,174/32,174) \cdot 17,573 \cdot (1/144)$$

$$= 55,953 \text{ lbf/in}^2 : 55,953 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= p + 15\% p_{\text{operasi}} \\
 &= 70,653 \text{ psia} + (15\% \times 14,700 \text{ psia}) \\
 &= 72,858 \text{ psia} \quad : 4,958 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

h. Tebal dinding reaktor

$$t = \frac{PR_{i..}}{SE - 0.6P} + C$$

t = tebal dinding reaktor

P = tekanan operasi

R = jari jari dalam tangki

Direncanakan bahan konstruksi yang digunakan adalah stainless steel SA 203 grade B karena cairan dalam reaktor bersifat korosif

Spesifikasi bahan :

$$\text{Allowable stress (S)} = 17500 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion Allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Effisiensi Pengelasan (E)} = 85\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} = 72,858 \text{ psi}$$

$$\text{Jari – jari dalam (Ri)} = 182,901 \text{ in}$$

(Tabel 13.1 dan 13.2 Brownell, 1959 page 253)

Maka diperoleh

$$\text{Tebal dinding reaktor} = (72,858 \times 182,901) / (17.500 \times 0,85) - (0,6 \times 72,858) + 0,125$$

$$\text{Tebal dinding reaktor (ts)} = 1,023 \text{ in} = 2,600 \text{ cm}$$

Digunakan tebal standar dinding reaktor :

$$= 1,500 \text{ in} \quad = 3,810 \text{ cm} \quad = 0,125 \text{ ft}$$

(Tabel 5.6 Brownell, 1959, page 88)

i. Menentukan diameter reaktor sesungguhnya

$$\text{ID} = 420,000 \text{ in} = 10,668 \text{ m} = 35,000 \text{ ft}$$

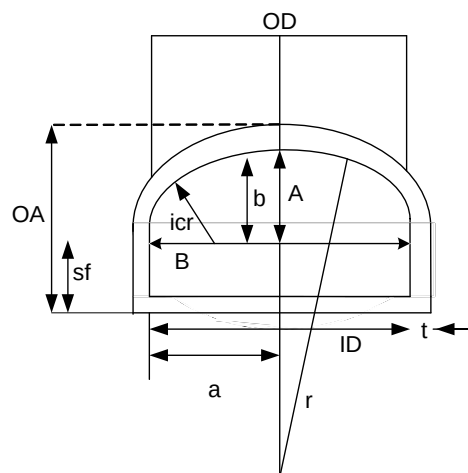
$$\text{OD} = \text{IDE} + 2^{ts} = 423,000 \text{ in} = 10,744 \text{ m} = 35,250 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil standar OD} = 423 \text{ in} = 10,744 \text{ m} = 35,250 \text{ ft}$$

j. Menentukan tinggi tanki termasuk head (TH)

Bentuk : *Torispherical head (flange and dishead head)*

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar A. 1 Hubungan dimensional untuk *flange and dishead head*

Keterangan : icr : *inside-corner radius*

Sf : *straight flange*

r : *radius of dish*

OD : *outside diameter*

b : *depth of dish (inside)*

a : *inside radius*

k. Volume head

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Head} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \\
 &= 0,000049 \times (420,000^3) \\
 &= 3.630,312 \text{ in}^3 \quad : 2,101 \text{ ft}^3 \\
 H &= 262,113 \text{ in}
 \end{aligned}$$

l. Tebal Head

Pada tabel 5.7, Brownell & Young, hal 90, didapat data sebagai berikut :

OD : 423 in : 35 ft

Icr : 11,500 in

r : 212 in

Sf : 1,5 in

a : 182,901 in

AB : 171,401 in

BC : 200,000 in

AC : 103,062 in

B : 108,438 in

Maka :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

Brownell, 7.76, halaman 138, 1959

W: 1,822

$$t = \frac{0.885PL}{SE - 0.1P} + C$$

Brownell, tabel 5.7, halaman 91

Sehingga :

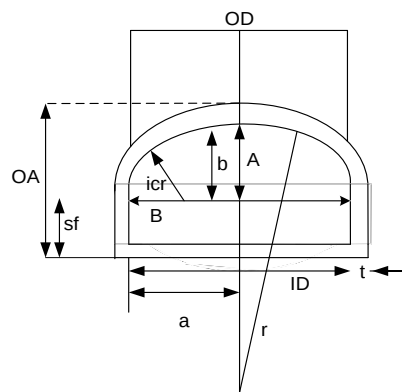
$$th = (0,885 \times 72,858 \times 365,802) / (17.500 \times 0,85) - (0,1 \times 72,858) + 0,123$$

$$th = 1,7114 \text{ in} : 4,347 \text{ cm}$$

Digunakan, tebal head reaktor standart : 0,500 in / ½ in

$$th : 2,250 \text{ in} : 0,057 \text{ m} : 0,188 \text{ ft}$$

m. Menghitung Tinggi Head



Gambar A. 2 Tinggi Head

Keterangan

icr : inside-corner radius

sf : straight flange

r : radius of dish

OD : diameter

b : depth of dish (inside)

a : inside radius

$$OD = 423 \text{ in} = 35 \text{ ft}$$

$$icr = 11,5 \text{ in}$$

$$R = 212 \text{ in}$$

$$Sf = 1,5 \text{ in}$$

$$A = 182 \text{ in}$$

$$AB = 171 \text{ in}$$

$$BC = 200 \text{ in}$$

$$AC = 103 \text{ in}$$

$$b = 108 \text{ in}$$

$$\text{tinggi head} = t_h + b + s_f$$

$$= 112,188 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = 486,490 \text{ in}$$

$$= 12,357 \text{ m}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \text{ ID}^3 = 3630,312 \text{ in}^3$$

$$H = 262,113 \text{ in} = 6,658 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = 262,113 + (2 \times 112,188)$$

$$= 486,490 \text{ in} \quad 12,357 \text{ m}$$

n. **Perancangan Pengaduk**

Bahan : Stainles Steel SA-316

Jenis : Marine Propeller with 3 blades

Alasan pemilihan:

1. Efisiensi pencampuran yang tinggi.
2. Fleksibilitas dalam berbagai kondisi operasional.
3. Minim Penggumpalan dan Sedimentasi



Gambar A. 3 Marine Propeller

a. Penentuan diameter pengaduk

Data pada figure 477 (15) page 507 Brown:

$$D_t/D_i : 3,3$$

$$Z_l/D_i : 3$$

$$D_t/D_i : 1$$

Diameter pengaduk (D_a)

$$D_a = D_t/3 = 423 / 3,3 = 128,182 \text{ in} = 3,256 \text{ m} = 10,682 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam pengadukan (Z_l)

$$Z_l = D_a \times 3 = 128,182 \times 3 = 384,545 \text{ in} = 9,767 \text{ m} = 32,045 \text{ ft}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (Z_i)

$$Z_i = D_a \times 1 = 128,182 \text{ in} = 3,256 \text{ m} = 10,682 \text{ ft}$$

Lebar impeller (L)

$$L = 0,25 \times 128,182 = 32,045 \text{ in} = 0,814 \text{ m} = 2,670 \text{ ft}$$

b. Menghitung volume poros

Kecepatan putaran pengaduk (N)

$$\text{Densitas campuran} = 1,412 \text{ kg/l}$$

$$\text{Densitas air} = 1,018 \text{ kg/l}$$

$$\text{Viskositas campuran} = 30,120 \text{ cp}$$

Berdasarkan buku Rase persamaan 8.8 halaman 345 $WELH/2 \times D_i = (\phi \times D_i \times N / 600)^2$

Dengan:

D_a = Diameter Impeller

N = Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

$WELH$ = Water Equivalent Liquid Height (ft)

$WELH$ = tinggi cairan x SG cairan

$$= (5.356 \times 1,412) / 1,018$$

$$= 7,429 \text{ m} = 24,374 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah turbin} = WELH / D_t = 7,429 / 10,744$$

$$\text{Jumlah turbin} = 1$$

$$\text{Maka, } WELH / 2 \times D_a = (\phi \times D_a \times N / 600)^2$$

$$(24,374 / 2 \times 10,682) / (3,14 \times 10,682)^2 / 360000$$

$$N^2 = 365,087$$

$$N = 19,107 \text{ rpm}$$

Maka digunakan rpm standar yaitu, 25 rpm.

Bilangan Reynold

$$D_a = 10,682 \text{ ft}$$

$$N = 1500 \text{ rph}$$

$$\text{Densitas campuran} = 88,150 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 72,862 \text{ lbm/ft.hr}$$

$$Re = D_a^2 \times N \times \frac{\rho}{\text{viskositas}}$$

$$Re = (10,682^2) \times (1500 \times 88,150) / 72,862$$

$$= 207.064,186$$

Tenaga Pengadukan

Np yang didapat dari Figure 8.8 Rase page 349 sebagai berikut:

$$N = 25 \text{ rpm}$$

$$Da = 128,182 \text{ in}$$

$$\text{Densitas campuran} = 88,150 \text{ lbm/ft}^3$$

$$M = \frac{0,3 \times Po \times Lp}{N \times L}$$

$$Np = 109 \text{ hp}$$

Untuk perancangan motor pengaduk ditambah 10% dan 0,5 HP:

$$109,9 + 11$$

$$121,499 \text{ hp}$$

Maka power pengaduk 125 hp

Menghitung Beban Hidraulic

$$Po/N = 93,2125 \text{ kW} / 0,417$$

$$223,710 \text{ N.m}$$

Panjang Poros

$$Lp = (t \text{ head} + t \text{ shell}) - (1/3 \text{ tshell})$$

$$Lp = (2,850 + 0,026) - (1/3 \times 0,026)$$

$$= 7,288 \text{ m}$$

Momen Bending (M)

$$M = 0,3 \times 93,2125 \times 7,288 / (0,417 \times (6,657 - 3,256))$$

$$M = 143,790 \text{ N.m}$$

Diameter Poros (Dshaft)

$$F \text{ (Allowable stress)} = 17.500 \text{ psi}$$

$$D_{shaft} = \left[\frac{16x(\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi x F} \right]^{1/3}$$

$$D_{shaft} = (16 \times (143,790^2 + 223,710^2)^{0,5})^{(1/3)} / (3,14 \times 120.658.300)^{1/3}$$

$$D_{shaft} = 0,022394 \text{ m}$$

Volume Poros (Vp)

$$V_p = \pi x D_{shaft}^2 x L_p$$

$$V_p = 3,14 \times 0,022394255 \times 0,022394255 \times 7,288$$

$$V_p = 0,01148 \text{ m}^3$$

c. Volume Impeller

$$\text{Jumlah Impeller} = 1$$

$$\text{Lebar Impeller} = 0,814 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Impeller} = 4,631 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Impeller} = 0,814 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Sudu (n)} = 6$$

$$V_i = 1 \times 0,814 \times 4,631 \times 0,814 \times 6$$

$$V_i = 18,407 \text{ m}^3$$

d. Volume Pengadukan (V_a)

$$V_a = V_p + V_i + V_b = 18,407 + 0,01148 + 4,653$$

$$= 23,071 \text{ m}^3$$

Maka, Volume cairan di reaktor = Volume cairan shell reaktor + Volume pengadukan.

$$\text{Volume cairan} + \text{pengaduk} = 478,519 + 23,071 = 501\,590 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell reaktor} = 697,581$$

$$V_s = 0,25 \pi D t^2 H_s$$

$$H \text{ cairan shell} + \text{pengaduk} = 501,590 / (0,25 \times 3,14 \times (10,744^2))$$

$$H \text{ Shell} = 6,657 \text{ m}$$

Volume pengadukan setelah ditambahkan V_c (volume koil)

$$V_c = 0$$

$$H \text{ pengaduk} = 5,536 \text{ m}$$

e. Perancangan Pendingin

Kegunaan: menjaga suhu didalam reaktor dengan menyerap panas yg dihasilkan reaksi.

Media= air

$$\text{Massa pendingin} = 391,089 \text{ kg/jam}$$

Luas transfer panas

Hot Fluid		Cold Fluid	Selisih
-----------	--	------------	---------

38	Higher temp	35	3
37	Lower temp	30	7
			-4

$$\Delta T_{LMTD} = -\frac{6,951645507}{1,49869010} ^\circ\text{C}$$

$$= -4,63848068 ^\circ\text{C}$$

$$= 23,6507347 ^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 7763098,3 / (500 \times 23,650)$$

$$A = 656,478 \text{ ft}^2 = 60,98 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas yang tersedia

$$A_t = \pi D t H + \frac{1}{4} \pi D t^2$$

$$A = 3,14 \times 35,250 \times 40,541 + (1/4 \times 3,14 \times (35,250)^2)$$

$$= 5462,673 \text{ ft}^2 = 507,499$$

Karena luas perpindahan yang tersedia lebih besar dari luas perpindahan yang dibutuhkan maka digunakan jaket pendingin.

Menghitung hi dan hio

$$\frac{hi \, Dt}{k} = 0,36 \times \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \times \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,24}$$

$$\left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$= (0,27^2) \times 19,107 \times 0,25719 / 25,87^{(2/3)}$$

$$= 0,0584$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,24}$$

$$= 1$$

$$\left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= (25,87 \times 0,2) / (0,622)^{(1/3)}$$

$$= 2,026$$

$$\frac{hi \, Dt}{k}$$

$$= 0,36 \times 0,0580 \times 1 \times 2,026$$

$$= 2,026$$

$$Hi = (0,0423 \times 0,622) / (14,4)$$

$$= 0,00182$$

$$hio = 0,00182 \times 420 / 423$$

$$= 0,0018 \text{ btu/jam.F}$$

Koefisien transfer panas bersih keseluruhan (U_c)

$$U_c = (0,0018 \times 4,58027) / (0,0018 + 4,58027)$$

$$= 0,0019$$

$$R_d = 0,001$$

$$H_d = 1/0,001 = 1000$$

$$U_d = (0,0019 \times 1000)/(0,0019 + 1000) \\ = 0,0019$$

Menghitung tinggi jaket

Tinggi jaket = Tinggi cairan dalam shell

$$17,573 \text{ ft} = 5,356 \text{ m}$$

Menghitung lebar jaket

Kebutuhan pendingin dari neraca panas = 391.090 kg/jam

densitas pendingin = 1000 kg/m³

$$\text{Debit pendingin} = 391.090 \text{ kg/jam} / 1000 \text{ kg/m}^3 = 391,09 \text{ m}^3 = 13810,9 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Waktu kontak = 0,1

$$\text{Volume pemanas} = 13810,9 \times 0,1 = 1381,09$$

D reaktor = 35 ft

$$\text{Volume reaktor setinggi jaket} = 3,14 \times ((35/2)^2) \times 17,573 = 16.898 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume pemanas} + \text{volume reaktor} = 16.898 + 1381,09 = 18279,8 \text{ ft}^3$$

$$D_j 40,02 \text{ ft} = 12,2 \text{ m}$$

$$\text{Lebar jaket} = 0,5 \times (D_j - D_t) = 0,5 \times (12,2 - 10,744)$$

$$= 0,728 \text{ m}$$

Menghitung tebal jaket standar

$$= 0,728 \text{ m} = 28,669 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar berdasarkan buku (brownell and young 1959, hal 88)

yaitu 30 in

$$= 0,762 \text{ m}$$

Penjadwalan Pengoperasian Reaktor SSF

Tabel A. 2 Jadwal Pengoperasian Reaktor SSF

Reaktor / waktu	8	16	24	32	40	48	56	64	72	80	88	96
1												
2												
3												
4												
5												
6												
7												
8												
9												
10												
11												
12												

	Waktu Reaksi
	Waktu Pengisian
	Waktu Pengosongan
	Waktu Pembersihan

Jumlah reaktor = 12 buah

Waktu pembersihan = 8 jam

Waktu pengisian = 8 jam

Waktu pengosongan = 8 jam

Waktu reaksi = 72 jam

Total waktu = 96 jam

LAMPIRAN B

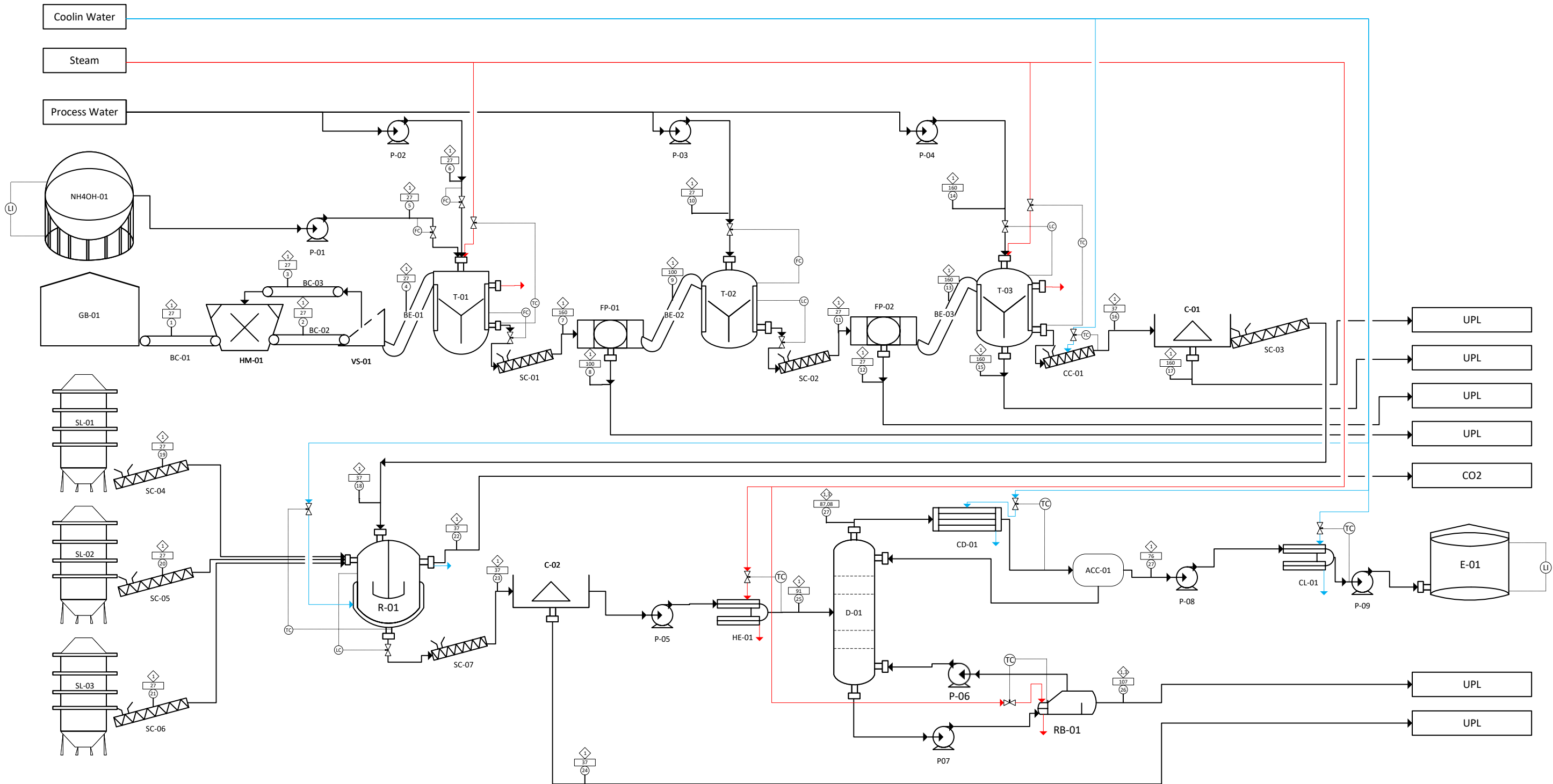
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BAGASSE TEBU

KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

179



Komponen	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
Selulosa	7643,4	8407,7	764,3	7643,4			9583,7		9583,7		9583,7		9583,7			12554,6		12554,6					1328,3	1328,3			
Hemiselulosa	4070,3	4477,4	407,0	4070,3			4046,9		4046,9		4046,9		4046,9		3318,5	728,4		728,4									
Lignin	4457,1	4902,8	445,7	4457,1			3402,1		3402,1		3402,1		3402,1		2857,8	544,3	489,9	54,4					54,4	54,4			
Ash	674,1	741,5	67,4	674,1														2815,7									
Arabinan	388,6	427,5	38,9	388,6			291,3		291,3		291,3		291,3		291,3												
Mannan	86,6	95,2	8,7	86,6			93,4		93,4		93,4		93,4		93,4												
Galactan	388,6	427,5	38,9	388,6			291,3		291,3		291,3		291,3		291,3												
Air					141669,3		141669,3	120418,9	21250,4	354173,3	375423,7	319110,2	56313,6	2970,9	28156,8	28156,8	25341,1						1487,4		1487,4	1243,0	244,4
Ammonia						2479,2	2479,2	2107,3	371,9		371,9	316,1	55,8				55,8	55,8									
Enzim selulase																			110,7				110,7	110,7			
Diamonium Phospat																				45,7			45,7	45,7			
Sacharomices cerevisiae																					3320,8		3320,8	3320,8			
Glukosa																							1328,3	1328,3	1195,5	1195,5	
Ethanol																							6110,2		6110,2	244,4	5865,8
Co2																											5844,5
Sub Total	17708,7	19479,5	1770,9	17708,7	141669,3	2479,2	161857,2	122526,3	39330,9	354173,3	393504,3	319426,3	74078,0	2970,9	35009,0	42040,0	25886,8	16153,2	110,7	45,7	3320,8	5844,5	13785,8	6188,2	8793,1	2682,8	6110,2
Total													1834654,2														

Kode	Nama alat	Kode	Nama Alat
GB	Gudang bagasse	DAP	Diammonium Phospat
HM	Hammer mill	SCV	Saccharomyces Cerevisiae
VS	Vibrating screen	R	Reaktor SSF
T-01	Tangki Pre-treatment	C	Centrifuge
T-02	Tangki pencucian	P	Pompa
T-03	Tangki Detoksifikasi	RB	Reboiler
NH4OH	Tangki Ammonia	ACC	Accumulator
FP	Filter press	D	Menara Distilasi
CC	Cooling Conveyyor	CL	Cooler
SC	Screw Conveyyor	HE	Heat Exchanger
ES	Enzim Selulase	SL-01	Tangki enzim selulase
SL-02	Tangki DAP	SL-03	Tangki Sacharomices Cerevisiae
BC	Belt Conveyyor	BE	Belt Elevator
E	Tangki Penyimpanan Etanol	CD	Condensor

Simbol	Keterangan
→	Steam
→	Coolin Water
□	Suhu
◇	Tekanan
○	Nomor Arus

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DENGAN BAHAN BAKU BAGASSE
TEBU
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:

1. Daffa Shidqi Hibatullah (20521066)
2. Muhammad Figo Ahadiil Ghiyaks (20521239)

DOSEN PEMBIMBING

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

Lampiran C

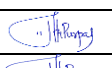
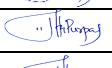
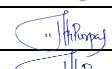
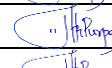
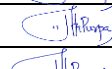
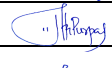
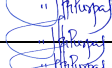
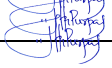
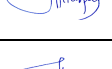
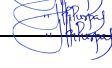
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Daffa Shidqi Hibatullah
 NIM : 20521066

2. Nama Mahasiswa : Muhammad Figo Ahadil Ghiyaks
 NIM : 20521239

Judul Prarancangan : PRA RANCANGAN PABRIK
 BIOETANOL DARI
 BAGASSE TEBU DENGAN
 KAPASITAS
 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2023
 Akhir Masa Bimbingan : 13 Maret 2025

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	26/09/2023	Penentuan kapasitas perancangan	
2	27/11/2023	Pemilihan proses	
3	20/12/2023	Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	
4	20/12/2023	Diagram Alir	
5	29/03/2024	Neraca massa	
6	13/06/2024	perancangan reaktor	
7	30/07/2024	Alat pemisah dan unit operasi pendukung	
8	30/07/2024	PEFD	
9	25/08/2024	Alat penyimpanan bahan	
10	25/08/2024	Alat transportasi bahan	
11	09/10/2024	Alat Penukar Panas	
12	23/10/2024	Neraca Panas	
13	23/10/2024	Lokasi Pabrik DLL	
14	23/10/2024	Utilitas	

15	23/10/2024	Evaluasi Ekonomi	
16	25/10/2024	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan

Yogyakarta 27 Oktober 2024

Pembimbing



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