

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BONGGOL PISANG
KAPASITAS 9.700 TON/TAHUN
PRA RANCANGAN PABRIK

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



Disusun Oleh:

Nama : Luthfir Rahman

Nama : Achmad Fauzan Ma Arif

NIM : 17521140

NIM : 17521148

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2022

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BONGGOL PISANG
KAPASITAS 9.700 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Luthfir Rahman

Nama : Achmad Fauzan Ma Arif

NIM : 17521140

NIM : 17521148

Yogyakarta, 21 Maret 2022

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

Demikian pernyataan ini kami buat, semoga dapat di pertanggung jawabkan sebagaimana mestinya.



Luthfir Rahman

NIM. 17521140



Achmad Fauzan Ma' Arif

NIM. 17521148

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BONGGOL PISANG

KAPASITAS 9.700 TON/TAHUN

ISLAM

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Luthfir Rahman

Nama : Achmad Fauzan Ma Arif

NIM : 17521140

NIM : 17521148

Yogyakarta, 22 April 2022

Pembimbing I



Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

NIP. 875210101

Pembimbing II



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

NIP. 165211304

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI BONGGOL PISANG
KAPASITAS 9.700 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Luthfir Rahman
NIM : 17521140

Nama : Achmad Fauzan Ma Arif
NIM : 17521148

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, 22 April 2022

Tim Penguji

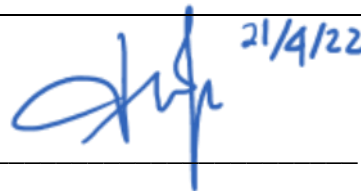
Ir. Agus Taufiq, M.Sc
Ketua Penguji



Ariany Zulkania, S.T., M.T.
Penguji I



Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.T.
Penguji I



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



Suharno Rusdi, Ph.D.

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillahirabbil'alamin, Segala puji hanya milik Allah SWT Tuhan semesta alam. Tiada daya dan upaya melainkan atas pertolongan Allah SWT. Semoga shalawat dan salam senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad SAW., keluarganya, dan para sahabatnya, serta orang-orang yang memegang teguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir kami yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Bioetanol Dari Bonggol Pisang Kapasitas 9.700 Ton/Tahun". Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, kami mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu kami dalam melaksanakan kegiatan penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih sebesar-besarnya kami sampaikan kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan nikmat dan karunia-Nya kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua tercinta yang tiada henti memberikan doa serta dukungannya.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 1 Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing 2 Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Seluruh civitas akademik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Seluruh teman-teman yang telah ikut serta dalam membantu penyelesaian tugas akhir ini terutama anak-anak kos Putra Sunda.

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penyusun dan umumnya bagi para pembaca.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakaatuhu.

Yogyakarta, 22 April 2022

PENYUSUN

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK	xvi
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1. Besarnya nilai konsumsi Etanol dalam negeri	2
1.2.2. Tingginya angka impor Etanol di Indonesia	3
1.2.3. Rendahnya Jumlah Ekspor ke Luar Negeri	4
1.2.4. Ketersediaan Bahan Baku	6
1.2.5. Produksi Produk	6
1.3. Tinjauan Pustaka	7
1.3.1. Bahan Baku dan Produk	7
1.3.2. Pembuatan Etanol	8
1.3.2.1 Proses Fermentasi	9
BAB II	15
PERANCANGAN PRODUK	15

2.1. Spesifikasi Produk.....	15
2.2. Spesifikasi Bahan Baku.....	16
2.3. Pengendalian Kualitas	19
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	19
2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses	19
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk	21
BAB III	22
PERANCANGAN PROSES	22
3.1. Uraian Proses.....	22
3.1.1. Proses persiapan bahan baku	22
3.1.2. Proses pembentukan produk	23
3.1.3. Pemurnian Produk	23
3.2. Spesifikasi Alat/Mesin Produksi	24
3.2.1. Tangki Penyimpanan	24
3.2.2. Mixing Tank (M-01).....	31
3.2.3. Menara Distilasi (MD-070)	32
3.2.4. Jet Cooker (JC-01)	34
3.2.5. Reaktor.....	35
3.2.6. Alat penukar panas.....	37
3.2.7. Pompa	40
3.2.8. Filter Press	45
3.2.9. Belt Conveyor	46
3.2.10. Accumulator.....	46
3.2.11. Vibrating Screen	47
3.2.12. Ball Mill.....	48

3.2.13. Crusher.....	49
3.2.14 Molecular Sieve	50
3.3. Perencanaan Produksi.....	51
3.3.1 Neraca Massa.....	51
3.3.2 Neraca Panas.....	58
BAB IV	65
PERANCANGAN PABRIK.....	65
4.1 Lokasi Pabrik.....	65
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	65
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	66
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	68
4.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Process plant & equipment</i>)	72
4.4 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	73
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	74
4.6 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	74
4.7 Unit Penyediaan Air.....	74
4.8 Unit Pengolahan Air	76
4.9 Perhitungan Kebutuhan Air	80
4.6 Unit Pembangkit Uap (<i>Steam Generation System</i>).....	82
4.7 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	83
4.8 Unit Penyedia Udara Tekan	85
4.9 Unit Penyedia Bahan Bakar	85
4.10 Laboratorium.....	86
4.11 Organisasi Perusahaan	88
4.11.2 Bentuk Perusahaan.....	88

4.11.2 Struktur Perusahaan	88
4.11.3 Tugas dan Wewenang	90
4.11 Evaluasi Ekonomi.....	100
4.11.1 Penaksiran harga alat	102
4.11.2 Hasil perhitungan	105
4.11.3 Analisa Keuntungan.....	110
BAB V.....	114
PENUTUP.....	114
KESIMPULAN	114
DAFTAR PUSTAKA.....	115
LAMPIRAN A	119
LAMPIRAN B	109
LAMPIRAN C	111

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Persen Pertumbuhan Kebutuhan Impor Dalam Negeri.....	4
Tabel 1.2 Persen Pertumbuhan Jumlah Ekspor.....	5
Tabel 1.3 daftar beberapa Daerah Penghasil pisang di Indonesia.....	6
Tabel 1.4 Daftar pabrik yang memproduksi Etanol.....	6
Tabel 1.5 Pertimbangan pemilihan proses pada pembuatan etanol	14
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	24
Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)	25
Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)	26
Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)	27
Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)	28
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)	29
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)	30
Tabel 3.8 Spesifikasi Mixing Tank (M-01).....	31
Tabel 3.9 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01).....	32
Tabel 3.10 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02).....	33
Tabel 3.11 Spesifikasi Jet Cooker (JC-01).....	34
Tabel 3.12 Spesifikasi Reaktor	35
Tabel 3.13 Spesifikasi Reaktor lanjutan.....	36
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	37
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)	38
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)	39
Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	40
Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	41

Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	42
Tabel 3.20 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	43
Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	44
Tabel 3.22 Spesifikasi Filter Press	45
Tabel 3.23 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	46
Tabel 3.24 Spesifikasi <i>Accumulator</i>	46
Tabel 3.25 Spesifikasi Vibrating Screen	47
Tabel 3.26 Spesifikasi Ball Mill.....	48
Tabel 3.27 Spesifikasi <i>Crusher</i>	49
Tabel 3.27 Spesifikasi Molecular Sieve	50
Tabel 3.28 Neraca massa di Pencucian (W-01)	51
Tabel 3.29 Neraca massa di Crusher (CR-01)	51
Tabel 3.29 Neraca massa di Ball Mill (BM-01).....	51
Tabel 3.30 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01).....	52
Tabel 3.31 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01).....	52
Tabel 3.32 Neraca massa di Mixer (M-01)	52
Tabel 3.33 Neraca massa di <i>Jet Cooker (JT-01)</i>	53
Tabel 3.34 Neraca massa di Reaktor (R-01)	53
Tabel 3.35 Neraca massa di Reaktor (R-02)	54
Tabel 3.36 Neraca massa di <i>Filter Press</i> (FP-01)	55
Tabel 3.37 Neraca massa di Menara Destilasi (MD-01).....	55
Tabel 3.38 Neraca massa di Kondensor (CD-01)	56
Tabel 3.39 Neraca massa di <i>Reboiler</i> (RB-01)	56
Tabel 3.39 Neraca massa di Menara Destilasi (MD-02).....	56
Tabel 3.40 Neraca massa di Kondensor (CD-02)	57

Tabel 3.41 Neraca massa di Reboiler (RB-02)	57
Tabel 3.42 Neraca massa di Sieve Molecular (SM-01)	57
Tabel 3.43 Neraca panas Mixer (M-01)	58
Tabel 3.44 Neraca panas Jet Cooker (JT-01)	58
Tabel 3.45 Neraca panas Mixer (M-02)	58
Tabel 3.46 Neraca panas Reaktor (R-030)	58
Tabel 3.47 Neraca panas Reaktor (R-01)	59
Tabel 3.48 Neraca panas Cooler (CL-02)	59
Tabel 3.49 Neraca panas Reaktor (R-02)	59
Tabel 3.50 Neraca panas <i>Filter Press</i> (FP-01)	60
Tabel 3.51 Neraca panas <i>heater</i> (HE-063)	60
Tabel 3.52 Neraca panas <i>menara distilasi</i> (MD-01)	60
Tabel 3.53 Neraca panas <i>heater</i> (HE-02)	61
Tabel 3.54 Neraca panas <i>menara distilasi</i> (MD-02)	61
Tabel 3.55 Neraca panas <i>menara distilasi</i> (MD-02)	61
Tabel 3.56 Neraca panas <i>Sieve Molecular</i> (MS-01)	62
Tabel 4.1 Perincian luas tanah	71
Tabel 4.2 Kebutuhan air domestik	80
Tabel 4.3 Kebutuhan air <i>service</i>	80
Tabel 4.4 Kebutuhan air pembangkit uap	81
Tabel 4.5 Kebutuhan air pendingin	81
Tabel 4.6 Kebutuhan listrik proses	83
Tabel 4.7 Kebutuhan listrik utilitas	84
Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan	94
Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan (lanjutan)	95

Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan	97
Tabel 4.10 Index harga CEPCI	103
Tabel 4.11 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	105
Tabel 4.12 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	106
Tabel 4.13 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	106
Tabel 4.14 <i>Direnct Manufacturing</i> (DMC).....	106
Tabel 4.15 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	107
Tabel 4.16 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	107
Tabel 4.17 <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	107
Tabel 4.18 <i>Working Capital</i> (WC).....	108
Tabel 4.19 <i>General Expense</i> (GE)	108
Tabel 4.20 Total Biaya Produksi.....	108
Tabel 4.21 <i>Fixed Cost</i> (Fa)	109
Tabel 4.22 <i>Variable Cost</i> (Va).....	109
Tabel 4.23 <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	109

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Konsumsi Etanol di Indonesia tahun 2014-2019	2
Gambar 1.2 Grafik Data Impor Etanol di Indonesia tahun 2016 - 2020.....	3
Gambar 1.3 Grafik Data Ekspor Etanol di Indonesia tahun 2016 - 2020	4
Gambar 4.1 Lokasi pendirian pabrik.....	67
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	70
Gambar 4.3 Perencanaan tata letak alat proses	73
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	89
Gambar 4.5 Hubungan tahun terhadap index CEPCI	104
Gambar 4.6 Grafik Analisa kelayakan pabrik.....	112

ABSTRAK

Pohon pisang menghasilkan 48,86 % pati yang mana bisa dijadikan bahan bakar organik atau sebagai bahan bakar minyak (BBM). Kandungan pati pada pohon pisang terutama pada bonggolnya dapat dimanfaatkan sebagai bahan dasar pembuatan etanol. Dengan pemanfaatan bonggol pisang ini dapat menekan jumlah angka impor yang tinggi, dan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Dengan dapat menekan angka impor tersebut maka di rancang pabrik bioetanol berbahan dasar bonggol pisang dengan kapasitas 9.700 ton/ tahun dengan bahan dasar bonggol pisang sebanyak 4.530 kg/jam. Pabrik ini direncanakan didirikan di daerah kawasan industri Batang, Jawa Tengah. Pabrik beroperasi selama 365 hari dalam 1 tahun. Proses yang digunakan pada pembuatan bioetanol adalah proses hidrolisis dan fermentasi untuk proses hidrolisis menggunakan catalyst enzim amilase dan glukamilase sedangkan dalam memfermentasikan bonggol pisang dengan bantuan *Saccharomyces cereviceae* dan menghasilkan produk dengan kemurnian 63%. Diproses pemurnian ini menggunakan dua buah menara destilasi, menara destilasi pertama menghasilkan kemurnian 84 % dan di Menara destilasi kedua menghasilkan kemurnian sebesar 96 %. Untuk memurnikan kadar etanol hingga 99 % dalam perancangan ini menggunakan alat pemurni akhir yaitu alat molekular sieve. Untuk menunjang proses produksi, diperlukan air untuk proses utilitas sebanyak 22.447,60 kg/jam dan 120 kW listrik yang disediakan oleh PLN, serta generator sebagai cadangan. Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi yang terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp. 71.372.413.353 dan Modal Kerja Rp. 2.593.012.736.839. Total Biaya produksi Rp. 2.878.669.517.792 dan Penjualan Tahunan Rp. 3.103.653.571.429 sehingga didapat keuntungan sebelum pajak Rp. 224.984.053.636 dan keuntungan setelah pajak Rp. 107.992.345.745. Analisa kelayakan dilihat dari nilai Return On Investment (ROI) setelah pajak 35 %, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 4 tahun, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) 15,03 %, Break Event Point (BEP) 51,73 %, dan Shut Down Point (SDP) 36,42 %. Dari parameter-parameter kelayakan di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik bioetanol ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Bioetanol, Bonggol pisang, Fermentasi

ABSTRACT

Banana trees produce 48,86% starch which can be used as organic fuel or as fuel oil (BBM). The starch content in banana trees, especially in the hump, can be used as a basic ingredient for making ethanol. By utilizing the banana weevil, it can reduce the high number of imports, and can meet domestic needs. By being able to reduce the number of imports, a bioethanol plant made from banana weevil has been designed with a capacity of 9.700 tons/year with a base material of 4.530 kg/hour of banana weevil. This factory is planned to be established in the Batang industrial area, Central Java. The factory operates 365 days in 1 year. The processes used in the manufacture of bioethanol are hydrolysis and fermentation processes for the hydrolysis process using amylase and glucoamylase enzymes as catalysts, while in fermenting banana weevil with the help of *Saccharomyces cereviceae* and producing products with a purity of 63%. This purification process uses two distillation towers, the first distillation tower produces a purity of 84% and the second distillation tower produces a purity of 96%. To purify the ethanol content up to 99% in this design, the final purifier is the molecular sieve. To support the production process, 22.447,60 kg/hour of water is needed for the utility process and 120 kW of electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. A parameter of the feasibility of establishing a factory using economic analysis with a total investment capital consisting of Fixed Capital Investment of Rp. 71.372.413.353 and Working Capital Rp. 2.593.012.736.839. Total production cost Rp. 2.878.669.517.792 and Annual Sales of Rp. 3.103.653.571.429 so that the profit before tax is Rp. 224.984.053.636 and profit after tax Rp. 107.992.345.745. The feasibility analysis is seen from the Return On Investment (ROI) after tax 35%, Pay Out Time (POT) after tax 4 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) 15,03%, Break Event Point (BEP) 51,73 %, and Shut Down Point (SDP) 36,42%. From the feasibility parameters above, it can be concluded that this bioethanol plant is feasible to establish..

Keywords: Bioethanol, Banana weevil, Fermentation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Ketergantungan sumber daya energy terhadap minyak bumi untuk kebutuhan sehari hari membuat cadangan minyak dunia semakin hari semakin menipis. Diketahui bahwa minyak bumi itu adalah sumber daya alam yang tidak dapat diperbaharui karna proses terbentuknya minyak bumi perlu waktu yang sangat lama. Berbagai cara dilakukan unuk mencari sumber sumber energy terbarukan salah satunya adalah bioetanol. Etanol merupakan salah satu sumber energy alternative yang mempunyai prospek yang sangat bagus sebagai pengganti bahan bakar cair dan gasohol.

Pemerintah telah mengeluarkan peraturan PRESIDEN REPUBLIC INDONESIA NOMER 5 TAHUN 2006 tentang kebijakan energy nasional untuk mengembangkan sumber energy alternative sebagai pengannti bahan bakar minyak. Kebijakan tersebut menegaskan pada sumber daya yang dapat diperbaharui sebagai alternative pengganti bahan bakar minyak dalam kebutuhan sehari hari sebagai bentuk mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar minyak. Pada peraturan PEMERINTAH NO. 5/2006 dalam kurun waktu 2007-2010. Oleh karena itu jumlah produksi bioetanol harus ditingkatkan jumlah produksinya agar dapat menghasilkan energy alternative yang dapat menggantikan energy bahan bakar minyak yang semakin hari jumlahnya mulai menipis. Salah satunya berasal dari limbah pertanian maupun limbah domestik. Contohnya adalah Bonggol pisang yang di fermentasikan. Bonggol pisang sendiri di Indonesia hanya di dimanfaatkan sebagai sumber makanan dan kompos padahal bonggol pisang tersebut bisa di manfaatkkan untuk bahan dasar bioethanol karna mengandung pati. Untuk menghasilkan bioetanol dari bonggol pisang membutuhkan beberapa proses, yaitu proses fermentasi gula dari sumber karbohidrat (pati) menggunakan bantuan mikroorganisme. Produksi bioetanol

dari tanaman yang mengandung pati atau karbohidrat, dilakukan melalui proses konversi karbohidrat menjadi gula (glukosa) dengan beberapa metode diantaranya dengan hidrolisis asam dan secara enzimatik. Metode hidrolisis secara enzimatik lebih sering digunakan karena lebih ramah lingkungan dibandingkan dengan katalis asam. Glukosa yang diperoleh selanjutnya dilakukan proses fermentasi atau peragian dengan menambahkan yeast atau ragi sehingga diperoleh bioetanol. Untuk mendapatkan bioetanol dengan kadar lebih tinggi maka dilakukan destilasi yaitu pemisahan suatu komponen dari campuran dengan menggunakan panas sebagai tenaga pemisah berdasarkan titik didihnya, sedangkan untuk alkohol titik didihnya pada suhu 78,4°C, untuk mendapatkan kadar etanol 99% sebagai sumber bahan bakar alternatif.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik ini didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1.2.1. Besarnya nilai konsumsi Etanol dalam negeri

Jumlah konsumsi Etanol di Indonesia dapat dilihat Grafik berikut:

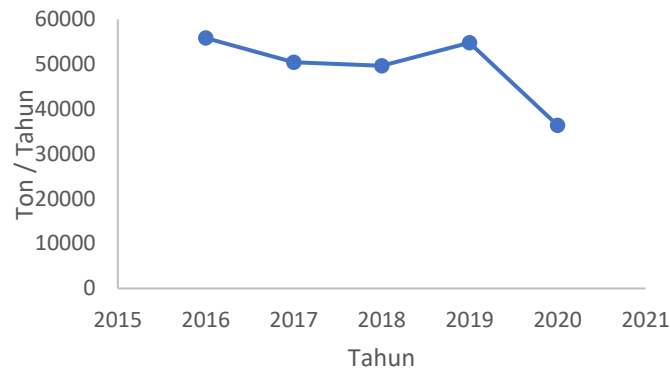


Gambar 1.1 Grafik Data Konsumsi Etanol di Indonesia tahun 2014-2019

Melalui perhitungan pertumbuhan rata – rata pertahun yang dapat digunakan untuk memprediksi kebutuhan konsumsi Bioetanol di Indonesia pada tahun 2025. Dari perhitungan pertumbuhan rata – rata pertahun tersebut didapatkan prediksi Konsumsi bioetanol di Indonesia sebesar 135.873 ton/tahun.

1.2.2. Tingginya angka impor Etanol di Indonesia

Sebagian besar kebutuhan Etanol di Indonesia masih mengandalkan impor dari luar negeri, hal ini dapat ditunjukkan dengan data statistik impor Etanol yang dapat dilihat pada Grafik tersebut :



Gambar 1.2 Grafik Data Impor Etanol di Indonesia tahun 2016 - 2020

Dari data tersebut maka dapat diketahui Persen Pertumbuhan kebutuhan impor yang dapat diperoleh dari:

Persamaan pertumbuhan rata-rata per tahun:

m tahun yang diproyeksikan = m tahun terakhir dari data * $(1+i)^a$

Dengan i :

$$i = \frac{\sum \%P}{n}$$

Keterangan:

a = Selisih tahun

i = Pertumbuhan rata-rata tiap tahun

$\%P$ = Persen pertumbuhan tiap tahun

N = Jumlah data $\%P$

Dari persamaan tersebut dapat dituliskan Persen Pertumbuhan($\%P$) dari tahun ke tahun yang dapat dilihat pada tabel 1.3 berikut:

Tabel 1.1 Persen Pertumbuhan Kebutuhan Impor Dalam Negeri

Tahun	%P
2016	-
2017	-0,09 %
2018	-0,01 %
2019	0,10 %
2020	-0,33 %
total $\Sigma\%P$	-0,34 %
i	-0,08 %

Secara umum proyeksi kebutuhan impor pada tahun 2025 dapat dituliskan dalam persamaan berikut :

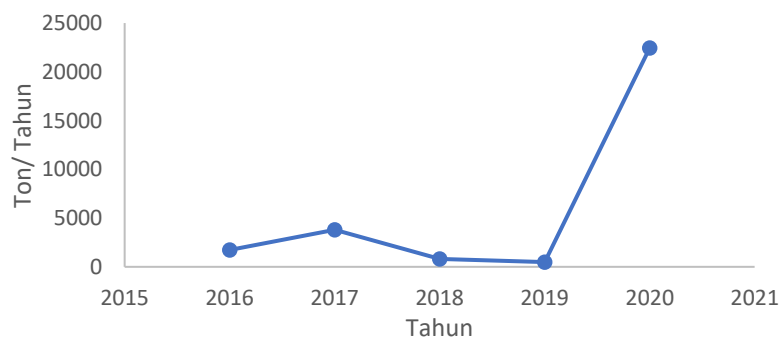
$$\text{Impor 2025} = 36.370 * (1 + (-0,086))^{(2025-2020)}$$

Dimana hasil kalkulasi dari persamaan tersebut adalah = 36.224,75

Maka, kebutuhan impor pada tahun 2025 di Indonesia diproyeksikan sebesar 36.224,75 Ton/Tahun.

1.2.3. Rendahnya Jumlah Ekspor ke Luar Negeri

Dengan tingginya jumlah impor dan terbatasnya produksi Etanol dalam negeri, Indonesia masih belum bisa bersaing secara global dalam perdagangan Etanol. Hal ini dapat dilihat dari minimnya nilai ekspor Etanol yang dapat dilihat pada Grafik berikut:



Gambar 1.3 Grafik Data Ekspor Etanol di Indonesia tahun 2016 – 2020

Dari data tersebut maka dapat diketahui Persen Pertumbuhan jumlah ekspor yang dapat diperoleh dari:

Persamaan:

$${}^m\text{tahun yang diproyeksikan} = {}^m\text{tahun terakhir dari data} * (1+i)^a$$

Dengan i:

$$i = \frac{\sum \%P}{n}$$

Keterangan:

a = Selisih tahun

i = Pertumbuhan rata-rata tiap tahun

%P = Persen pertumbuhan tiap tahun

N = Jumlah data %P

Dari persamaan tersebut dapat dituliskan Persen Pertumbuhan (%P) dari tahun ke tahun yang dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.2 Persen Pertumbuhan Jumlah Ekspor

tahun	%P
2016	-
2017	1,19 %
2018	-0,78 %
2019	-0,40 %
2020	45,05 %
total $\Sigma\%P$	45,06 %
i	11,26 %

Secara umum proyeksi jumlah ekspor Etanol di Indonesia pada tahun 2025 dapat dituliskan dalam persamaan:

$$\text{Ekspor 2025} = 22431 * (1+11,26)^{(2025-2020)}$$

Yang dimana hasil dari kalkulasi persamaan tersebut adalah = 37.797,53

Maka jumlah ekspor Etanol di Indonesia pada tahun 2025 diproyeksikan sebesar 37.797,53 Ton/Tahun.

1.2.4. Ketersediaan Bahan Baku

Tabel 1.3 daftar beberapa Daerah Penghasil Buah Pisang di Indonesia

Daerah Penghasil Buah Pisang	Kapasitas (ton/ tahun)
Lampung	1.208.956
Jawa barat	1.263.504
Jawa tengah	798.599
Jawa timur	2.618.795

Sumber : (www.bps.go.id/indicator/55/62/1/produksi-tanaman-buah-buahan)

Bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan bioetanol ini adalah Bonggol pohon pisang yang merupakan limbah dari hasil panen buah pisang. Berdasarkan data produksi pisang yang dikeluarkan oleh Badan Pusat Statistik, produksi Buah pisang di indonesia sebesar $\pm 8.000.000$ Ton/tahun.komposisi bonggol dalam 1 pohon pisang sebesar 15%. Maka bahan baku pohon pisang didapat sebesar kurang lebih $\pm 1.200.000$ Ton/tahun Dengan ini mencukupi kebutuhan bahan baku dalam proses pembuatan Bioetanol

1.2.5. Produksi Produk

Tabel 1.4 Daftar pabrik yang memproduksi Etanol

Pabrik Etanol di Indonesia	Produksi (Ton/Tahun)
PT Molindo Raya Industrial	28.000
PT Energi Agro Nusantara (Enero)	12.000
PT Medco	64.000
Etanol Ceria Abadi	4.000
Pabrik Spiritus dan Etanol (PG. Rajawali II)	10.000

Berdasarkan Informasi diatas dapat digunakan untuk mengetahui jumlah kebutuhan bioetanol sebagai perhitungan lanjutan didalam menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan.

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah Peluang} &= (\text{Konsumsi} + \text{eksport}) - (\text{Import} + \text{produksi}) \\
&= (13.5873 + 37.797) - (36.224 + 118.000) \\
&= 19.446 \text{ Ton/tahun}
\end{aligned}$$

Dari persamaan di atas diketahui bahwa kebutuhan etanol di Indonesia pada tahun 2025 berdasarkan pertimbangan di atas, analisis potensi ketersediaan bahan baku di Indonesia dan berbagai persaingan yang akan tumbuh pada tahun 2025 maka diputuskan akan dibuat pabrik Bioetanol dengan kapasitas sekitar 50% dari persentase pertumbuhan peluang pertahun. Berdasarkan pertimbangan di atas diambil kapasitas produksi bioetanol sebesar 9.700 ton/tahun.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Bahan Baku dan Produk

a. Bonggol Pisang

Umbi batang (Bonggol) Pati yang terkandung dalam umbi batang pisang dapat dipergunakan sebagai sumber karbohidrat bahkan bisa dikeringkan untuk menjadi abu. Dimana abu dari umbi ini mengandung soda yang dapat digunakan sebagai bahan pembuatan sabun dan pupuk (Munadjim, 1988). Pati bonggol pisang juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan bioetanol, karena memiliki kadar gula yang cukup tinggi. 7 Dalam banyak kasus, bonggol pisang dapat dimanfaatkan untuk diambil patinya, Bonggol pisang memiliki komposisi yang terdiri dari 76% pati, 20% air, dan sisanya berupa Protein dan vitamin (Yuanita dkk, 2008). Potensi kandungan pati bonggol pisang yang besar dapat dimanfaatkan sebagai alternatif bahan bakar yaitu, bioethanol

b. Biomassa

Biomassa adalah energy yang berasal dari makhluk hidup, seperti tanaman, hewan, dan mikroba. Namun yang paling sering diolah menjadi energy adalah jenis tanaman dan limbah kotoran hewan.

Biomassa adalah energy yang dibuat untuk bahan bakar yang didapat dari sumber alami yang dapat diperbaharui. Energi biomassa bisa menjadi

solusi bahan bakar untuk mengurangi pencemaran lingkungan, serta menjadi solusi untuk pengganti bahan bakar fosil.

c. Etanol

Etanol atau etil alkohol yang di pasaran lebih dikenal sebagai alkohol merupakan senyawa organik dengan rumus kimia C_2H_5OH . Dalam kondisi kamar, etanol berwujud cairan yang tidak berwarna, mudah menguap, mudah terbakar, 10 mudah larut dalam air dan tembus cahaya. Etanol adalah senyawa organik golongan alkohol primer. Sifat fisik dan kimia etanol bergantung pada gugus hidroksil. Reaksi yang dapat terjadi pada etanol antara lain dehidrasi, dehidrogenasi, oksidasi, dan esterifikasi (Rizani, 2000).

Etanol termasuk kelompok hidroksil yang memberikan polaritas pada molekul dan mengakibatkan meningkatnya ikatan hidrogen intermolekuler. Etanol memiliki massa jenis 0.7893 g/mL. Titik didih etanol pada tekanan atmosfer adalah 78.32 °C. Indeks bias dan viskositas pada temperatur 20 °C adalah 1.36143 dan 1.17 cP (Kirkand Othmer, 1965)

Etanol digunakan pada berbagai produk meliputi campuran bahan bakar, produk minuman, penambah rasa, industri farmasi, dan bahan-bahan kimia. Etanol merupakan salah satu sumber energi alternatif yang dapat dijadikan sebagai energi alternatif dari bahan bakar nabati.

Etanol mempunyai beberapa kelebihan dari pada bahan bakar lain seperti premium antara lain sifat etanol yang dapat diperbaharui, menghasilkan gas buangan yang ramah lingkungan karena gas CO_2 yang dihasilkan rendah

1.3.2. Pembuatan Etanol

Terdapat dua jenis Methode dalam pembuatan etanol menurut Kirk dan Othmer yaitu :

- Sintesa Etilen
- Fermentasi

1. Proses Sintesa Etilen

Pembuatan etanol dengan cara ini menggunakan gas etilen yang terkandung di dalam gas alam sebagai bahan bakunya. Jenis – jenis proses yang ada yaitu :

a) Hidrasi katalitik langsung dari gas etilen

Pada proses ini etanol diperoleh dengan beberapa tahapan proses yaitu proses penyerapan (absorpsi) dengan etil hidrogen sulfat sehingga terbentuk dietil sulfat dan menghidrolisa etil hidrogen sulfat dengan menyempatkan campuran air dan gas stripping pada bottom reaktor sehingga terbentuk produk etanol. Etanol yang telah terbentuk kemudian dipisahkan dari gas stripping di separator dan didapat produk etanol.

b) Hidrasi katalitik tak langsung dari gas etilen

Proses ini dikenal dengan proses Shall. Reaktornya menggunakan katalis asam phospat dengan support relite diatomite. Reaksi hidrasi etilen adalah eksotermis dengan tekanan $P = 1000$ psi dan temperatur $T = 300 - 400$ °C pada fase gas. Karena konversi etilen yang rendah, maka dilakukan recycle etilen ke reaktor

1.3.2.1 Proses Fermentasi

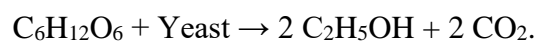
Proses fermentasi bertujuan untuk mengubah monosakarida (glukosa, sukrosa dan fruktosa) menjadi etanol dengan menggunakan bantuan mikroorganisme berupa yeast maupun bakteri. Etanol yang dihasilkan pada proses fermentasi oleh yeast (ragi) biasanya berkadar antara 8-12 persen volume. Monosakarida dapat diperoleh dari bahan-bahan yang dapat digunakan antara lain:

- a. Bahan-bahan yang mengandung gula (substansi sakarin) seperti gula tebu, molase, dan sari buah-buahan yang secara langsung difermentasikan menjadi etanol.
- b) Bahan-bahan yang mengandung pati misalnya sorgum, jagung, kentang, ubi kayu, padi-padian, akar tumbuhan, alga dan lain lain. Bahan jenis ini harus dihidrolisa terlebih dahulu dengan enzim atau

katalis asam agar dapat menjadi gula yang dapat difermentasikan untuk menghasilkan etanol.

- c) Bahan-bahan yang mengandung selulosa seperti kayu, tandan kosong kelapa sawit, ampas tebu, waste sulfite liquor pabrik pulp dan kertas, dan bahan yang mengandung selulosa lainnya. Bahan jenis ini juga harus dihidrolisa terlebih dahulu dengan asam mineral untuk memperoleh monosakarida barulah kemudian difermentasi.

Produksi etanol dengan menggunakan fermentasi harus melalui beberapa tahap perlakuan bahan baku dan bahan pembantu terlebih dahulu. Perlakuan terhadap bahan baku tergantung dengan karakteristik bahan baku tersebut. Misalnya pada bahan baku pati-patian harus di hidrolisis terlebih dahulu menjadi gula. Sedangkan bahan yang sudah berbentuk gula bisa langsung difermentasi tanpa ada pretreatment sebelumnya. Namun semua bahan baku tersebut harus disterilisasi dengan cara melakukan pemasakan atau pemanasan dengan suhu antara 100 -120 °C bahkan ada yang mencapai 130 °C. Hal ini dilakukan karena proses fermentasi harus bebas dari kontaminasi dari mikroorganisme lainnya. Apabila terkontaminasi maka hasil dari proses fermentasi tidak maksimal bahkan gagal. Etanol hasil fermentasi kemudian dimurnikan melalui destilasi. Untuk mendapatkan etanol dengan kemurniaan 95% harus menggunakan destilasi azeotrop. Jika menggunakan destilasi biner biasa, maka harus dilanjutkan pada proses dehidrasi. Proses dehidrasi bisa dengan menggunakan membran maupun molekuler sieve (secara adsorpsi). Reaksi yang terjadi pada proses fermentasi yaitu :



Kata “fermentasi” berasal dari bahasa latin ”*ferfere*” yang artinya mendidihkan, deskripsi ini muncul karena aksi dari khamir pada ekstrak buah atau gandum yang direndam (Stanbury et al. 2003). Fermentasi adalah proses metabolik dengan bantuan enzim dari mikroba (jasad renik) untuk melakukan oksidasi, reduksi, hidrolisa dan reaksi kimia lainnya, sehingga

terjadi perubahan kimia pada suatu substrat organik dengan menghasilkan produk tertentu dan menyebabkan terjadinya perubahan sifat bahan tersebut. Steinkraus (2002) menjelaskan juga bahwa, makanan fermentasi adalah substrat makanan yang ditumbuhi oleh mikroba penghasil enzim terutama amilase, protease, lipase yang menghidrolisis polisakarida, protein dan lemak menjadi produk dengan *rasa*, aroma dan tekstur menyenangkan dan menarik bagi konsumen. Pertumbuhan mikroorganisme pembusuk dapat dikendalikan dengan proses fermentasi, karena mikroorganisme yang berguna secara selektif dapat tumbuh 10 selama proses fermentasi. Hal itu dapat dicapai dengan menciptakan kondisi yang cocok bagi pertumbuhan mikroorganisme tersebut, dengan mengatur kondisi lingkungan seperti suhu, oksigen dan pH.

Produksi bioetanol sebelumnya menggunakan teknik sakarifikasi dan fermentasi terpisah atau Separated Hydrolysis and Fermentation (SHF). Namun teknik ini memiliki banyak kekurangan yaitu, rentan terkena kontaminasi, membutuhkan sterilisasi terpisah dan waktu proses yang lebih lama serta proses hidrolisis kurang efisien karena akumulasi gula dapat menghambat kerja enzim. Seiring dengan semakin berkembangnya produksi bioetanol salah satu solusi mengatasi kekurangan teknologi sebelumnya yaitu dengan menerapkan teknologi sakarifikasi dan fermentasi simultan atau *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (SSF). Zhang et al. (2011)

dalam penelitiannya menyimpulkan bahwa kelebihan metode SSF yaitu, dapat meningkatkan kecepatan hidrolisis dan konversi gula, mengurangi kebutuhan enzim, meningkatkan rendemen produk, dapat mengurangi kebutuhan sterilisasi karena glukosa langsung dikonversi menjadi etanol, serta waktu proses lebih pendek.

Produksi bioetanol dari pati diawali dengan proses sakarifikasi menggunakan enzim amilase dan enzim amiloglukosidase untuk mengubah pati menjadi gula sederhana, kemudian fermentasi oleh khamir. Sakarifikasi

dengan menggunakan enzim amilase dan enzim amiloglukosidase lebih efisien dibandingkan menggunakan asam karena ramah lingkungan, dapat dilakukan pada suhu ruang dan tekanan rendah, serta produk yang dihasilkan lebih spesifik. Pada hidrolisis pati dengan asam, molekul pati akan dipecah secara acak oleh asam dan gula yang dihasilkan sebagian besar merupakan gula pereduksi. Proses hidrolisis menggunakan katalis asam juga memerlukan suhu yang sangat tinggi yaitu 120-160 °C. Kelemahan dari hidrolisis pati secara asam antara lain yaitu diperlukan peralatan yang tahan korosi dan waktu produksi lebih lama, karena proses hidrolisis dan fermentasi dilakukan terpisah. Penggunaan enzim komersil untuk menghidrolisis pati menjadi gula kurang efisien karena harga enzim yang mahal akan menjadi beban biaya produksi. Rosita (2008), *Aspergillus niger* spp. Dapat menghasilkan enzim kasar amiloglukosidase sebesar 470,02 U/ml dan aktivitas enzim kasar amilase 385,14 U/ml sehingga kapang *A. niger* dapat dijadikan mikroba penghasil enzim penghidrolisis pati. Mikroorganisme yang berperan dalam fermentasi glukosa menjadi etanol adalah khamir *Saccharomyces cerevisiae*. Keunggulan *S. cerevisiae* yaitu tahan terhadap alkohol dari hasil fermentasi yang cukup tinggi (12-18% v/v) dan kadar gula yang tinggi serta tetap aktif melakukan fermentasi pada suhu tinggi yaitu 30°C (Zhang et al. 2011). Khamir *S. cerevisiae* tidak mampu menghasilkan enzim penghidrolisis pati sehingga perlu dilakukan ko-kultur dengan mikroorganisme lain membentuk konsorsium mikroba. Dalam penelitian Arnata et al. (2009) menggunakan konsorsium mikroba yang meliputi *Trichoderma spp.*, *Aspergillus spp.*, *Saccharomyces cerevisiae* yang ditambahkan bersama di awal kultivasi dalam media pati ubi kayu dapat meningkatkan kadar etanol sebesar 11% (b/v) dan efisiensi 40% (b/v) dibandingkan mono kultur *Saccharomyces cerevisiae*.

Teknik sakarifikasi dan fermentasi simultan (SSF) terekayasa dalam fermentasi bertujuan untuk mendapatkan produksi etanol yang lebih tinggi sehingga dilakukan penghentian aerasi sebagai upaya pengalihan dari kondisi aerobik menjadi anaerobik. Penggunaan konsorsium mikroba yang

terdiri dari *Aspergillus niger* sebagai agen sakarifikasi membentuk gula dari pati pada kondisi aerobik, sedangkan *Saccharomyces cerevisiae* bersifat anaerobik fakultatif. *Saccharomyces cerevisiae* akan terus melakukan respirasi sehingga mengurangi kadar gula dan menurunkan produksi etanol. Bila terdapat udara pada proses fermentasi maka etanol yang dihasilkan lebih sedikit karena terjadi respirasi yang menyebabkan konversi gula menjadi sel, karbondioksida dan air. Sinergisme antara *Aspergillus niger* dan *Saccharomyces cerevisiae* dengan menerapkan teknik SSF terekayasa pada penelitian ini diharapkan dapat meningkatkan produktivitas bioetanol. Pada saat biomasa mencapai fase akhir eksponensial dan produksi gula mencapai jumlah tertinggi akibat enzim penghidrolisis pati yang diproduksi oleh *Aspergillus niger*, kemudian aerasi dihentikan. Penghentian aerasi merupakan upaya pengalihan dari kondisi aerobik menjadi anaerobik. Hal tersebut untuk memaksimalkan kerja konsorsium mikroba. *Aspergillus niger* sebagai agen sakarifikasi membentuk gula dari pati pada kondisi aerobik, sedangkan *Saccharomyces cerevisiae* akan lebih banyak memanfaatkan gula menjadi etanol pada kondisi anaerobik melalui jalur fermentasi.

Tabel 1.5 Pertimbangan pemilihan proses pada pembuatan etanol

Metode	Kelebihan	Kekurangan
Fermentasi	Bahan baku murah dan mudah didapatkan	Menghasilkan karbon dioksida
	Tidak membutuhkan energi besar karena fermentasi dilakukan pada kondisi operasi rendah	Menggunakan proses batch (proses memakan waktu lama)
	Biaya produksi rendah	Penanganan yang sulit dan jenis mikroorganisme yang beragam
Sintesis Etilen	Bahan baku mudah didapatkan	Membutuhkan energi lebih besar dibandingkan metode fermentasi
	Biaya produksi terbilang rendah	Biaya produksi lebih tinggi dari metode fermentasi
	Yield dan konversi etanol yang tinggi	-

Dari berbagai proses pembuatan Etanol, maka dipilih proses pembuatan Etanol menggunakan metode Fermentasi dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Bahan baku murah dan mudah didapatkan Proses reaksi cukup mudah.
2. Memiliki biaya operasi produksi yang rendah.
3. Tidak membutuhkan energi besar karena fermentasi dilakukan pada kondisi operasi rendah.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

1) Etanol

- Rumus molekul : C_2H_5OH
- Berat molekul : 46 g/gmol
- Titik didih , Td : 78,4°C
- Titik beku, Tb : -114 °C
- Titik leleh : 112 °C
- Cp (25 oC) : 0,69 kkal/gr oC
- ΔH_{fo} (25 oC) : - 66,2 KKal/ mol
- ΔG_{fo} (25 oC) : - 41,63 KKal/mol
- Densitas : 789 Kg/m³
- Viskositas : 1,0 cp
- P Kritis : 63 atm
- T kritis : 243,3 °C
- Konduktivitas panas , K : 0,105 btu/J ft^oF
- Impurities : Air
- Kemurnian : 99 %

2) Karbondioksida

- Rumus molekul : CO_2
- Berat molekul : 44 g/gmol
- Titik didih , Td : - 78,3°C
- Titik leleh : - 56,3 °C
- Cp (25 °C) : 0,251 kkal/gr oC
- ΔH_{fo}^o (25 °C) : - 94,052 KKal/ mol
- ΔG_{fo}^o (25 °C) : - 56,9 KKal/mol

- Densitas : 789 Kg/m³
- Viskositas : 1,0 cp
- P Kritis : 72,8 atm

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

- **Bahan Baku Utama**

Bahan baku didapatkan dari PT Nusantara Segar Abadi dan CV. DOPANG INDONESIA

1) Bonggol Pisang

Komposisi

Table 2.1 Komposisi kandungan bonggol pisang

Pati	76%
Amilosa	20%
amilopektin	56%
AIR	20%
PROTEIN	1.7%
vitamin	2.3%
TOTAL	100%

Sumber : (direktorat jendral bina gizi 1979)

- Boiling point : 142 °C
- Densitas : 1,35 gr/cm³
- Kapasitas panas : 62,6658 Kal/mol.°C

2) Air

- Rumus Molekul : H₂O
- Berat Molekul : 18 gr/mol
- Densitas : 1,000 gr/cm³
- Cp (25 °C) : 1 Kal/gr °C
- Δ H_f^o (25 °C) : - 68,317 Kkal/mol

- ΔG_f° (25 °C) : - 56,9 Kkal/mol
- Titik Didih : 100 °C
- Titik leleh : 0 °C
- Viskositas : 0,95 Cp

- **Bahan pembantu**

Bahan pembantu atau katalis didapatkan dari PT Petrokimia Gresik dan Chaoyang Huaxing Bioengineering Co., Ltd.,Manufacturer

1) Saccharomyces Cerevisae

Saccharomyces cerevisiae adalah nama spesies yang termasuk dalam khamir berbentuk oval. *Saccharomyces cerevisiae* mempunyai mikro struktur yang terdiri dari kapsul dan dinding sel, *Saccharomyces cerevisiae* yang bersifat *fermentative* (melakukan fermentasi yaitu memecah glukosa menjadi karbondioksida dan alkohol kuat). Namun dengan adanya oksigen , *saccharomyces cerevisiae* juga dapat melakukan respirasi yaitu mengoksidasi gula menjadi karbon dioksida dan air.

- Bentuk : Cair
- pH Optimum : 4 - 5
- Suhu Optimum : 32 °C

2) Enzim α -Amilase

Enzim α -amilase (α -1,4- glukon 4- glukonohidrolase, E.C 3.2.1.1) merupakan endoenzim yang menghidrolisis ikatan α -(1,4)-glikosida dari bagian dalam secara acak baik pada amilosa maupun amilopektin. Enzim α -amilase disebut juga dengan α -retaining *double displacement*. Enzim α -amilase dibedakan menjadi dua golongan yaitu termostabil (tahan panas) dan termolabil (tidak tahan panas). Enzim α -amilase yang termostabil dapat diperoleh dari *Bacillus licheniformis*, *Bacillus subtilis*, *Bacillus stearothermop Hilus* dan *Bacillus amyloliquefaciens*, sedangkan yang termasuk termolabil dihasilkan dari jamur seperti *Aspergillus oryzae* dan *Aspergillus niger*.

Karakteristik α -Amilase	: cair
Struktur molekuler	: α -1,4- glukon 4- glukonohidrolase
Suhu Optimum	: 105-110°C
pH Optimum	: 5,6 – 6

3) Enzim Glukoamilase

Glukoamilase (EC 3.2.1.3) dikenal juga dengan amiloglukosidase atau α -(1,4)-D- glukon glukohidrolase. Glukoamilase dapat dihasilkan dari jamur : *Aspergillus spp*, *Rhizopus oryzae*, *Rhizopus niveus*, dari yeast : *Saccharomycopsis fibuligera*, *Saccharomyces diasticus*, dan dari bakteri : *Clostridium acetobutylicum* (Reilly, 2003). Glukoamilase yang dihasilkan dari *aspergillus awanori* dan *Aspergillus niger* tergolong thermostabil dan mempunyai kisaran pH yang lebih optimal.

Karakteristik Glukoamilase	: cair
Struktur molekuler	: α -(1,4)-D- glukon glukohidrolase
Suhu Optimum	: 40-60°C
pH Optimum	: 4,2 – 4,5

4) Amunium sulfat

- Rumus Molekul : $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
- Berat Molekul : 132,15 gr/mol
- Densitas : 1,000 gr/cm³
- Cp (25 °C) : 1 Kal/gr °C
- ΔH_f° (25 °C) : - 68,317 Kkal/mol
- ΔG_f° (25 °C) : - 56,9 Kkal/mol
- Titik leleh : 280 °C
- Viskositas : 0,95 Cp

5) Asam Fosfat

Rumus Molekul	: H_3PO_4
Berat Molekul	: 97,99 gr/mol
Densitas	: 1.885 gr/cm ³
Cp (25 °C)	: 1 Kal/gr °C

$\Delta H_f^\circ (25^\circ\text{C})$: -1288 Kkal/mol
$\Delta G_f^\circ (25^\circ\text{C})$: -3015 Kkal/mol
Titik leleh	: 42,35 °C
Viskositas	: 2.4–9.4 Cp

2.3. Pengendalian Kualitas

Dalam pabrik pembuatan Etanol ini diperlukan suatu sistem pengawasan dan pengendalian dalam proses produksinya. Hal ini perlu dipersiapkan demi terbentuknya produk sesuai dengan spesifikasi yang telah direncanakan. Segala bentuk pengawasan dan pengendalian dalam proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan kualitas yang tinggi dengan kuantitas produksi yang telah ditetapkan. Bentuk pengendalian yang perlu dipersiapkan antara lain:

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum memasuki proses produksi, perlu dipastikan bahan baku yang akan digunakan memiliki kualitas yang baik, benar, dan sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Hal ini dimaksudkan agar produk yang terbentuk memiliki kualitas yang baik serta tidak diperlukan banyak proses untuk meningkatkan kualitas bahan baku (*upstream*) yang juga dapat menambah beban biaya operasional produksi dan dapat digunakan dalam proses produksi secara maksimal untuk menghasilkan produk sesuai spesifikasi yang ditentukan.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi terdiri dari susunan alat yang berfungsi sebagai sistem pengontrol yang berjalan secara otomatis dengan menggunakan indikator tertentu. Segala bentuk pengawasan dan pengendalian jalannya operasi produksi dijalankan melalui alat pengendali yang berpusat pada *control room*. Hal ini dilakukan untuk mempermudah pengawasan dan pengendalian ketika proses produksi sedang berjalan. Apabila terjadi penyimpangan pada proses produksi maka dapat diketahui melalui sinyal dan

tanda yang dapat berupa nyala lampu, bunyi alarm dan lain sebagainya. Selanjutnya penyimpangan tersebut dikembalikan pada kondisi awal sesuai dengan prosedur yang sudah ditetapkan. Beberapa alat *control* yang digunakan pada pengendalian proses antara lain

a. *Level Controller*

Berfungsi sebagai pengendali volume cairan pada tangki, apabila kondisi di dalam tangki tidak sesuai dengan kondisi yang ditetapkan sesuai prosedur maka dapat diketahui dengan adanya nyala lampu maupun bunyi alarm. Alat ini dipasangkan pada dinding tangki dengan ketinggian yang disesuaikan dengan prosedur produksi.

b. *Flow Rate Controller*

Berfungsi sebagai pengendali banyaknya aliran yang masuk maupun keluar pada proses produksi. Banyaknya aliran yang masuk maupun keluar disesuaikan dengan prosedur produksi yang sudah ditetapkan sebelumnya.

c. *Pressure Controller*

Merupakan alat yang berfungsi mengatur tekanan masuk dan tekanan keluar pada proses produksi. Hal ini dilakukan untuk mengendalikan besarnya tekanan yang terjadi di dalam sistem. Apabila kondisi operasi pada sistem belum sesuai dengan prosedur produksi maka dapat diketahui melalui adanya nyala lampu maupun bunyi alarm.

d. *Temperature Controller*

Berfungsi mengatur besaran suhu yang ada di dalam sistem. Apabila suhu yang ada tidak sesuai dengan prosedur produksi maka dapat diketahui melalui adanya nyala lampu ataupun bunyi alarm.

e. *PH Controller*

Berfungsi mengatur besaran suhu yang ada di dalam sistem. Apabila suhu yang ada tidak sesuai dengan prosedur produksi maka dapat diketahui melalui adanya nyala lampu ataupun bunyi alarm

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan agar produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang baik dan sesuai dengan spesifikasi yang sudah ditetapkan. Dengan menggunakan bahan baku dan proses yang baik maka diharapkan produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang baik pula. Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap variable-variabel proses melalui system kontrol agar sesuai dengan *set point* yang telah ditetapkan. Bentuk pengawasan dan pengendalian kualitas produk dapat dilakukan dengan uji karakteristik produk seperti densitas, viskositas, kemurnian produk dan komposisi pembentuk produk yang dapat dilakukan melalui analisa laboratorium maupun penggunaan alat *control*.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Proses pembuatan etanol terdiri dari beberapa tahap proses, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses Pembentukan Produk
3. Pemurnian Produk

3.1.1 Proses persiapan bahan baku

Proses produksi bioetanol dari bonggol pisang meliputi beberapa tahapan diantaranya persiapan bahan baku. Bahan baku bonggol pisang diperoleh dari penjual bonggol pisang. Bonggol pisang diangkut menggunakan truk ke gudang penyimpanan bahan baku dan dialirkan ke gudang penyimpanan menggunakan Belt Conveyor (BC-01). Bahan baku di bersihan dengan air untuk memisahkan antara kotoran dan bonggol pisang. Selanjutnya bonggol pisang digiling menggunakan Crusher dan ball mill. Lalu di bonggol yang sudah digiling kemudian disaring menggunakan screening (VS-01) untuk memisahkan bahan baku dari kotoran dan untuk menyamakan ukuran bonggol pisang sebesar 3 mm.

Proses selanjutnya yaitu proses hidrolisis pati. Hidrolisis pati menjadi glukosa melalui tiga tahapan yaitu gelatinisasi, likuifkasi, dan sakarifikasi. Sebelum proses gelatinisasi, bonggol pisang yang berada di Mixer 01 (M-01) ditambahkan air proses sebanyak 15% agar menjadi *slurry* dan H_3PO_4 untuk mencapai pH 4,5. Gelatinisasi dilakukan dengan mengalirkan steam $140^\circ C$ ke dalam jet cooker selama 30 menit. Setelah proses gelatinisasi selesai, *slurry* dialirkan menuju di reaktor hidrolisis (R-01) dengan pompa dan ditambahkan enzim Alpha amilase ebanyak 0,05 % berat dari berat bahan yang masuk sebagai katalisator untuk mempercepat proses likuifikasi. Likuifikasi dilakukan pada suhu $60^\circ C$ selama 1 jam. Sebelum proses sakarifikasi, umpan mengalami proses pretreatment terlebih dahulu di dalam reaktor hidrolisis (R-01) untuk memberikan kondisi pH yang

sesuai dengan enzim glukoamilase, yaitu 6. Sakarifikasi terjadi di dalam reaktor hidrolisis (R-01) dengan suhu 60°C dan ditambahkan enzim glukoamilase sebanyak 0,1 % dari berat umpan yang masuk selama 1 jam. Proses sakarifikasi akan menghasilkan panas, maka perlu ada jaket pendingin pada reaktor untuk menjaga agar suhu reaksi terjaga pada 60°C

3.1.2 Proses pembentukan produk

Setelah proses hidrolisis selesai, larutan Bonggol Pisang dialirkan menuju reaktor fermentasi (R-02). Reaktor fermentasi berjumlah 7 buah dan direaksikan secara batch selama 72 jam. Proses fermentasi ini menggunakan mikroba *Saccharomyces cerevisiae* sebanyak 10 % dari total substrat yang berfungsi sebagai katalis. Selain itu, Amonium sulfat sebanyak 0,4 % juga ditambahkan sebagai nutrisi yeast. *Saccharomyces cerevisiae* dan Amonium sulfat dialirkan menuju reaktor.

Kondisi optimum untuk proses fermentasi ini berjalan pada suhu 30°C. Reaksi fermentasi ini berlangsung secara eksotermis, sehingga proses ini membutuhkan tangki fermentor berjaket pendingin untuk mempertahankan suhu 30°C

3.1.3 Pemurnian Produk

Proses pemurnian adalah proses untuk memisahkan campuran etanol, glukosa dan air untuk mendapatkan kadar komponen yang lebih murni. Proses pemurnian dilakukan dalam Filter Press-01 (FP-01) dan Menara Distilasi (MD-01). Larutan Bonggol Pisang yang telah di fermentasi dialirkan ke *Filter Press* -01 (FP-01) hingga diperoleh campuran bioetanol, air dan glukosa yang dikemudian dialirkan untuk proses pemurnian kedua dalam Menara Distilasi 01 (MD-01), dalam proses ini campuran dipisahkan berdasarkan titik didihnya.

Bioetanol yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap terlebih dahulu dan uap tersebut akan dikondensasikan di kondenser-01 (CD-01) untuk mengubah fase gas menjadi fase cair. Bioetanol dengan kemurnian 85 % yang telah terkondensasi kemudian di murnikan Kembali di Menara destilasi 02 (MD-02) untuk mencapai kemurnian etanol 96 %, setelah itu tahap terakhir pemurnian etanol

yaitu alat *molekular sieve* dengan prinsip pemisahan berdasarkan ukuran. Dari alat *molekular sieve* didapat kemurnian 99 % hasil dari pemurnian *molekular sieve* ditampung ke Tank penyimpanan produk (T-06)

3.2. Spesifikasi Alat/Mesin Produksi

3.2.1. Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Spesifikasi	Tangki 1 (T-05)	Tangki 2 (T-01)
	Produk (Bioetanol)	Bahan Baku (Asam Fosfat)
Fungsi	Menyimpan Produk Bioetanol	Menyimpan bahan baku Asam Fosfat untuk proses selama 30 hari
Waktu penyimpanan	30 hari	30 hari
Kondisi penyimpanan	1 atm (30 °C)	1 atm (30 °C)
Kapasitas	261,37 m ³	0,60 m ³
Diameter	6,09 m	2,13 m
Tinggi	8,01 m	0,91 m
Tebal dinding <i>shell</i>	0,005 m	0,02 m
Harga	\$ 182.420	\$ 51.316
Tipe	Silinder tegak dengan atap kerucut dan dasar rata	
Material	<i>Stainless steel 304</i>	

Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Spesifikasi	Tangki 3 (T-02)	Tangki 4 (T-03)
	Bahan Baku (Enzim Amilase)	Bahan Baku (Enzim glukoamilase)
Fungsi	Menyimpan bahan baku Enzim Amilase untuk proses selama 30 hari	Menyimpan bahan baku Enzim glukoamilase untuk proses selama 30 hari
Waktu penyimpanan	30 hari	30 hari
Kondisi penyimpanan	1 atm (30 °C)	1 atm (30 °C)
Kapasitas	0,52 m ³	3,49 m ³
Diameter	1,52 m	3,048 m
Tinggi	0,609 m	1,52 m
Tebal dinding <i>shell</i>	0,01 m	0,01 m
Harga	\$ 46.252	\$ 58.969
Tipe	Silinder tegak dengan atap kerucut dan dasar rata	
Material	<i>Stainless steel 304</i>	

Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Spesifikasi	Silo 1 (SI-01)	Silo 2 (SI-02)
	Bahan Baku (Ragi)	Bahan Baku (Amonium Sulfat)
Fungsi	Menyimpan bahan baku Ragi untuk proses selama 30 hari	Menyimpan bahan baku Amonium Sulfat untuk proses selama 30 hari
Waktu penyimpanan	30 hari	30 hari
Kondisi penyimpanan	1 atm (30 °C)	1 atm (30 °C)
Kapasitas	837,99 m ³	21,07 m ³
Diameter	6,01 m	3,01 m
Tinggi	6,00 m	3,00 m
Tebal dinding <i>shell</i>	0,007 m	0,005 m
Harga	\$ 37.400	\$ 6.800
Tipe	Silinder tegak dengan atap kerucut dan dasar rata	
Material	<i>Stainless steel 304</i>	

Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Spesifikasi Gudang bahan baku	
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku bonggol pisang
Tipe	<i>Bangunan atap tertutup</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	30 °C
Spesifikasi	
Lebar	15,98 m
Panjang	31,96 m
Tebal	3,600 m
Luas	115,07 m ²
Volume	1839,28 m ³
Harga	\$ 57.84

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Spesifikasi	Hopper (H-01)
	Bahan Baku (<i>Slurry</i> Bonggol Pisang)
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>slurry</i> Bonggol Pisang
Waktu penyimpanan	1 jam
Kondisi penyimpanan	1 atm (30 °C)
Kapasitas	195,53 m ³
Diameter	6,01 m
Tinggi	6,00 m
Tebal dinding <i>shell</i>	0,007 m
Harga	\$ 37.400
Tipe	Silinder tegak dengan atap kerucut dan dasar rata
Material	<i>Stainless steel 304</i>

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Spesifikasi	Tangki intermediate (T-04)
Fungsi	Menyimpan produk hasil proses fermentasi
Waktu penyimpanan	1 jam
Kondisi penyimpanan	1 atm (30 °C)
Kapasitas	121,05 m ³
Diameter	3,048 m
Tinggi	3,397 m
OD	3,056 m
Harga	\$ 96.78
Tipe	Silinder tegak dengan atap kerucut dan dasar rata
Material	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Spesifikasi	Tangki intermediate (T-05)
Fungsi	Menyimpan produk hasil proses penyaringan pada alat filter press
Waktu penyimpanan	1 jam
Kondisi penyimpanan	1 atm (30 °C)
Kapasitas	83,948 m ³
Diameter	6,096 m
Tinggi	8,013 m
OD	6,107 m
Harga	\$190.07
Tipe	Silinder tegak dengan atap kerucut dan dasar rata
Material	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>

3.2.2. Mixing Tank (M-01)

Tabel 3.8 Spesifikasi Mixing Tank (M-01)

Spesifikasi	Mixing Tank 1 (M-01)
Fungsi	Mencampur <i>Slurry</i> Bonggol Pisang, air, dan Asam Fosfat
Waktu penyimpanan	30 hari
Kondisi operasi	1 atm (30 °C)
Diameter shell	1,43 m
Tinggi shell	2,87 m
Volume shell	2,33 m ³
Volume head	0,66 m ³
Volume mixer	2,99 m ³
Tinggi mixer total	3,80 m
Jenis pengaduk	Turbin daun lurus terbuka
Jumlah pengaduk	6
Putaran pengaduk	139,60 rpm
Power	10 Hp
Harga	\$ 520.813

3.2.3. Menara Distilasi (MD-070)

Tabel 3.9 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Spesifikasi Menara Distilasi	Menara Distilasi
Fungsi	Memurnikan campuran cairan etanol keluaran Filter Press
Kondisi operasi <i>feed</i>	
Tekanan (atm)	1 atm
Suhu (°C)	88,94 °C
Kondisi operasi <i>top</i>	
Tekanan (atm)	0,9 atm
Suhu (°C)	80,55 °C
Kondisi operasi <i>bottom</i>	
Tekanan (atm)	1,1 atm
Suhu (°C)	97,41 °C
Dimensi Menara Distilasi	
Jumlah Plate	14
Tinggi menara (m)	9,25 m
Diameter menara (m)	1,02 m
Tebal shell (in)	0,19 in
Tebal Head (in)	0,19 in
Tebal tray	0.11 in
Harga	\$ 562.67
Tipe	Azeotrop
Material	<i>Stainless Steel tipe 304</i>

Tabel 3.10 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02)

Spesifikasi Menara Distilasi	Menara Distilasi 2
Fungsi	Memurnikan campuran cairan etanol keluaran Menara Distilasi 1
Kondisi operasi <i>feed</i>	
Tekanan (atm)	1 atm
Suhu (°C)	83,28 °C
Kondisi operasi <i>top</i>	
Tekanan (atm)	0,9 atm
Suhu (°C)	76,90 °C
Kondisi operasi <i>bottom</i>	
Tekanan (atm)	1,1 atm
Suhu (°C)	93,73 °C
Dimensi Menara Distilasi	
Jumlah Plate	14
Tinggi menara (m)	9,29 m
Diameter menara (m)	1,70 m
Tebal shell (in)	0,16 in
Tebal Head (in)	0,36 in
Tebal tray	0.11 in
Harga	\$ 562.67
Tipe	Azeotrop
Material	<i>Stainless Steel tipe 304</i>

3.2.4. Jet Cooker (JC-01)

Tabel 3.11 Spesifikasi Jet Cooker (JC-01)

Spesifikasi	Jet Cooker (JC-01)
Fungsi	Gelatinisasi dilakukan dengan mengalirkan steam dengan suhu 140°C
Waktu	30 menit
Diameter shell	1,81 m
Tinggi shell	3,62 m
Volume shell	4,68 m ³
Volume head	1,27 m ³
Volume mixer	5,96 m ³
Tinggi mixer total	4,80 m
Jenis pengaduk	Turbin 6 daun lurus terbuka
Putaran pengaduk	110,58 rpm
Power	10 Hp
Jenis cooker	Steam Jet Ejector
Suhu	105 °C
Tekan	3,56 atm
Tebal isolator	0.003 m
Harga	\$ 437.200

3.2.5. Reaktor

Tabel 3.12 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Reaktor	
Kriteria	Reaktor Hidrolisis (R-01)
Jenis reaktor	CSTR
Tinggi Reaktor Total	1,59 m
Tinggi tangki	2,33 m
Jumlah Reaktor	2
Volume Reaktor	1,57 m ³
Jenis Pengaduk	turbine with 6 flat blade
Jenis Bahan Reaktor	<i>Stainless Steel SA-283</i>
Power Pengadukan	30 Hp
Putaran Pengadukan	131,16 Rpm
Spesifikasi pendingin	
Jenis pendingin	Coil pendingin
Jumlah lilitan coil pendingin	9
Panjang coil	9,25 m
Harga	\$156.649

Tabel 3.13 Spesifikasi Reaktor lanjutan

Spesifikasi Reaktor	
Kriteria	Reaktor Fermentasi (R-02)
Jenis reactor	Fermentor
Tinggi Reaktor Total	7,41 m
Tinggi tangki	3,37 m
Jumlah Reaktor	12
Volume Reaktor	30,185 m ³
Jenis Pengaduk	turbine with 6 flat blade
Jenis Bahan Reaktor	<i>Stainless Steel SA-283</i>
Power Pengadukan	75 Hp
Putaran Pengadukan	45,76 Rpm
Spesifikasi pendingin	
Jenis pendingin	Jaket pendingin
Tebal jaket	0.04 m
Jarak antara jaket pendingin dan reaktor	0.19 m
Harga	\$5.480.020

3.2.6. Alat penukar panas

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Spesifikasi alat penukar panas				
Kode	RB-01		RB-02	
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah MD-070 pada suhu 88,94°C menjadi suhu 97,41°C		Menguapkan sebagian hasil bawah MD-070 pada suhu 83,28°C menjadi suhu 93,73 °C	
Tipe	<i>Shell and tube</i>		<i>Shell and tube</i>	
Fluida panas	<i>Saturated steam</i>		<i>Saturated steam</i>	
Fluida dingin	C ₂ H ₅ OH & H ₂ O		C ₂ H ₅ OH & H ₂ O	
Luas transfer panas	217,49 ft ²		248,74 ft ²	
Kebutuhan fluida :	<i>Steam</i>		<i>Steam</i>	
	43,74 kg/jam		39,84 kg/jam	
Spesifikasi :	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>tube</i>
<i>panjang</i>	20 ft	20 ft	20 ft	20 ft
<i>OD</i>	-	0,75 in	-	0,75 in
<i>ID</i>	8 in	0,65 in	8 in	0,65 in
Pressure drop	0,47 psi	0,002 psi	0,40 psi	0,0009 psi
Jumlah <i>tube</i>	37		37	
BWG	18		18	
Susunan tube	¾" pada 1" triangular pitch		¾" pada 1" triangular pitch	
Material	<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>	
Harga	\$ 24.500		\$ 25.100	

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)

Spesifikasi alat penukar panas				
Kode	CD-01		CD-02	
Fungsi	Mengembunkan sebagian hasil bawah MD-01 pada suhu 80,55°C menjadi suhu 25 °C		Mengembunkan sebagian hasil bawah MD-02 pada suhu 76,91°C menjadi suhu 25°C	
Tipe	<i>Shell and tube</i>		<i>Shell and tube</i>	
Fluida panas	C ₂ H ₅ OH & H ₂ O		C ₂ H ₅ OH & H ₂ O	
Fluida dingin	Air pendingin		Air pendingin	
Luas transfer panas	297,26 ft ²		301,81 ft ²	
Kebutuhan fluida :	Air pendingin		Air pendingin	
	176,92 kg/jam		176,92 kg/jam	
Spesifikasi :	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Panjang</i>	16 ft	16 ft	16 ft	16 ft
<i>OD</i>	-	0,75 in	-	0,75 in
<i>ID</i>	8 in	0,65 in	8 in	0,65 in
Pressure drop	0,01 psi	0,10 psi	0,01 psi	0,1 psi
Jumlah <i>tube</i>	37		37	
BWG	18		18	
Susunan tube	¾" pada 1" triangular pitch		¾" pada 1" triangular pitch	
Material	<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>	
Harga	\$ 78.000		\$ 78.700	

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)

Spesifikasi alat penukar panas				
Kode	CL-01		CL-02	
Fungsi	Mendinginkan umpan masuk sebelum ke dalam reactor (R-01) dari suhu 105°C menjadi 60°C		Mendinginkan umpan masuk sebelum ke dalam reactor (R-02) dari suhu 60°C menjadi 30°C	
Tipe	<i>Double pipe</i>		<i>Double pipe</i>	
Fluida panas	<i>Slurry</i>		<i>Slurry</i>	
Fluida dingin	Air pendingin		Air pendingin	
Luas transfer panas	8,15 ft ²		12,84 ft ²	
Kebutuhan fluida :	Air pendingin		Air pendingin	
	1360,93 kg/jam		1052,54 kg/jam	
Spesifikasi :	<i>Annulus</i>	<i>pipe</i>	<i>Annulus</i>	<i>pipe</i>
<i>IPS</i>	2	1,25	2	1,25 in
<i>Sch No</i>	40	40	40	40
<i>OD</i>	2,38 m	1,66 m	2,38	1,66 in
ID	2,07 m	1,38 m	2,07 m	1,38 m
Jumlah <i>harpin</i>	1		1	
<i>Panjang</i>	15		15	
Material	<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>	
Harga	\$ 1.125		\$ 1.238	

3.2.7. Pompa

Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi	P-01	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan Asam Fospat dari Tangki menuju Mixer (M-01)	Mengalirkan Asam Fospat dari Tangki menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan Enzim Amilosa dari Tangki menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan Enzim Glukoamilase dari Tangki menuju Reaktor (R-01)
Kapasitas (gpm)	0,0038	0,0038	0,0032	0,0214
Ukuran pipa				
ID (in)	1,049	1,049	1,049	1,049
OD (in)	1,32	1,32	1,32	1,32
IPS (in)	1	1	1	1
No. Sch	40	40	40	40
A (in ²)	0,864	0,864	0,864	0,864
Daya pompa				
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%
Daya motor (HP)	1	1	1	1
Harga (\$)	7.202	7.202	7.202	7.202
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>			

Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi	P-10	P-11	P-12	P-13
Fungsi	Mengalirkan hasil Filter press menuju Tank Intermediate (T-05)	Mengalirkan Etanol dari Tank (T-05) menuju Menara Distilasi	Mengalirkan Etanol dari Reboiler (RB-01) menuju Menara Distilasi	Mengalirkan Etanol dari Akumulator (ACC-01) menuju Menara Distilasi
Kapasitas (gpm)	16,81	16,81	3,25	4,85
Ukuran pipa				
ID (in)	1,049	1,049	1,049	1,049
OD (in)	1,32	1,32	1,32	1,32
IPS (in)	1	1	1	1
No. Sch	40	40	40	40
A (in ²)	0,86	0,86	0,86	0,86
Daya pompa				
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%
Daya motor (HP)	1	1	1	1
Harga (\$)	7.202	7.202	7.202	7.202
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>			

Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi	P-14	P-15	P-16	P-17
Fungsi	Mengalirkan Etanol dari Reboiler (RB-02) menuju Menara Distilasi	Mengalirkan Etanol dari Akumulator (ACC-01) menuju Menara Distilasi	Mengalirkan Etanol dari Akumulator (ACC-01) menuju Molecular sieve	Mengalirkan Etanol dari Molecular sieve menuju Tank Produk (T-06)
Kapasitas (gpm)	6.34	16.81	3.25	3,55
Ukuran pipa				
ID (in)	1.049	1.049	1.049	1,049
OD (in)	1.32	1.32	1.32	1,32
IPS (in)	1	1	1	1
No. Sch	40	40	40	40
A (in ²)	0.86	0.86	0.86	0,86
Daya pompa				
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%
Daya motor (HP)	0.2457	0.7020	0.7020	0.7020
Harga (\$)	7.202	7.202	7.202	7.202
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>			

Tabel 3.20 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi	P-02	P-03	P-07
Fungsi	Mengalirkan hasil M-01 ke Jet Cooker	Mengalirkan hasil dari Jet Cooker ke R-01	Mengalirkan hasil dari R-01 ke R-02
Kapasitas (gpm)	3.2563	3.2563	4.8538
Ukuran pipa			
ID (in)	1.049	1.049	1.049
OD (in)	1.32	1.32	1.32
IPS (in)	1	1	1
No. Sch	40	40	40
A (in ²)	0.86	0.86	0.86
Daya pompa			
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%
Daya motor (HP)	0.2010	0.2010	0.2539
Harga (\$)	11.254	11.254	11.254
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>		

Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan <i>slurry</i> ke <i>Tank intermediet Filter Press</i>	Mengalirajan <i>slurry</i> ke <i>Filter Press</i>
Kapasitas (gpm)	0.8139	3.5529
Ukuran pipa		
ID (in)	1.049	1.049
OD (in)	1.32	1.32
IPS (in)	1	1
A (in ²)	0.86	0.86
Daya pompa		
Efisiensi Pompa	80%	80%
Daya motor (HP)	0.0646	0.1813
Harga (\$)	11.254	11.254
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	

3.2.8. Filter Press

Tabel 3.22 Spesifikasi Filter Press

Spesifikasi filter Press	
Fungsi	Untuk memisahkan stillage dari larutan bioetanol – air sebelum diumpankan ke Menara destilasi
Tipe	<i>Plate and frame</i>
Temperature	30°C
Tekanan desain	1 atm
Area Filtrasi	12,51 ft ²
Jumlah plate and frame	3 buah
Tinggi <i>head</i>	0,09 m
Tinggi tangki	1,51 m
Harga	\$67.521

3.2.9. Belt Conveyor

Tabel 3.23 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Spesifikasi	Belt Conveyor (BC-01)	Belt Conveyor (BC-02)	Belt Conveyor (BC-03)
Fungsi	Mengangkut bahan baku bonggol pisang	Mengangkut bahan baku bonggol pisang	Mengangkut <i>Slurry</i> bonggol pisang
Lebar belt	16 in	16 in	16 in
Panjang belt	10 m	10 m	10 m
Daya motor	1 Hp	1 Hp	1 Hp
Harga	\$ 31.28	\$ 31.28	\$ 31.28

3.2.10. Accumulator

Tabel 3.24 Spesifikasi *Accumulator*

Spesifikasi Accumulator	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Menampung sementara arus keluaran kondenser dari menara distilasi	Menampung sementara arus keluaran kondenser dari menara distilasi
Volume	9,09 ft ³	6,85 ft ³
Kondisi operasi	0,9 atm (80,55°C)	0,9 atm (76,90 °C)
Diameter	0,37 m	0,33 m
Panjang	2,23 m	2,28 m
Tebal <i>shell</i>	0,18 in	0,18
Tebal <i>head</i>	0,18 in	0,18
Tinggi <i>head</i>	0,12 m	0,12
Tipe	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Material	<i>steel SA.283 Grade C</i>	<i>steel SA.283 Grade C</i>
Harga	\$ 87.21	\$ 87.21

3.2.11. Vibrating Screen

Tabel 3.25 Spesifikasi Vibrating Screen

Keterangan	Vibrating Screen
Fungsi	Tempat menghomogenkan ukuran bonggol pisang
Jumlah	1
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
No ayakan	14
diameter	0,725 mm
<i>Tyler equivalent</i>	12
Faktor bukaan	44%
luas screen	0,08 ft ²
Lebar	0,78 m
Panjang	1,17 m
Harga	\$168.80

3.2.12. Ball Mill

Tabel 3.26 Spesifikasi Ball Mill

Spesifikasi Ball Mill (BM-01)	
Fungsi	Menggiling Bonggol pisang menjadi ukuran 0,14 mm
Tipe	<i>Marcy Ball Mill</i>
Size	3 x 2 ft
Diameter	2 ft
Panjang	3 ft
<i>Ball charge</i>	0,85 ton
Power	5 hp
speed	35 rpm
Harga	\$9.003

3.2.13. Crusher

Tabel 3.27 Spesifikasi *Crusher*

3.1.1. Spesifikasi Crusher (CR-01)	
Fungsi	Menggiling Bonggol pisang menjadi ukuran 4 mm
Tipe	<i>Cone Crusher</i>
<i>Maximum size lump</i>	4 in
Diameter <i>roll</i>	18 in
Face roll	18 in
Power	8 hp
speed	150 rpm
Harga	\$29.400

3.2.14 Molecular Sieve

Tabel 3.27 Spesifikasi Molecular Sieve

Spesifikasi Molecular Sieve	
Fungsi	Memisahkan molekul metanol dengan air.
Tipe	<i>Reverse Osmosis (Hyper Filtration)</i>
Media	<i>3A Molecular Sieve</i>
Diameter shell	1,29296 m
Tinggi shell	2,58593 m
Volume shell	1,69679 m ³
Volume head	0,49943 m ³
Volume	2,19622 m ³
Tinggi total	3,51339 m ³
Harga	\$ 56.268

3.3. Perencanaan Produksi

Aliran proses dan material

3.3.1 Neraca Massa

1. Neraca massa di Pencucian (W-01)

Tabel 3.28 Neraca massa di Pencucian (W-01)

komponen	Masuk (Kg/jam)		keluar (Kg/jam)	
	arus 1	arus 2	arus 3	arus 4
batang pisang	4439,94			4439,94
air		4530,55	4530,55	
kotoran	90,61		90,61	
Sub Total	4530,55	4530,55	4621,16	4439,94
Total	9061,10		9061,10	

2. Neraca massa di Crusher

Tabel 3.29 Neraca massa di Crusher (CR-01)

komponen	Masuk (Kg/jam)	keluar (Kg/jam)
	arus 4	arus 4
batang pisang	4439,94	4439,94
total	4439,94	4439,94

3. Neraca massa di Ball Mill

Tabel 3.29 Neraca massa di Ball Mill (BM-01)

komponen	Masuk (Kg/jam)	keluar (Kg/jam)
	arus 4	arus 4
batang pisang	4439,94	4439,94
total	4439,94	4439,94

4. Neraca massa di Vibrating Screen (VS-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)	KELUAR (Kg/jam)	
	arus 4	arus 5	arus 6
BONGGOL PISANG	4439,94	44,39	4395,54
TOTAL	4439,94	4439,94	

5. Neraca massa di Hooper (M-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)	KELUAR (Kg/jam)
	arus 6	arus 6
BONGGOL PISANG	4395,54	4395,54
TOTAL	4395,54	4395,54

6. Neraca massa di Mixer (M-01)

Tabel 3.32 Neraca massa di Mixer (M-01)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)			KELUAR (Kg/jam)
	arus 6	arus 7	arus 8	arus 9
AMILUM	3340,61	-	-	3340,61
AIR	879,10	659,33	-	1538,43
PROTEIN	74,72	-	-	74,72
VITAMIN	101,09	-	-	101,09
H ₃ PO ₄		-	0,12	0,12
SUBTOTAL	4395,54	659,33	0,12	5055,00
TOTAL	5055,0009			5055,00

7. Neraca Massa di *Jet Cooker* (JT-01)

Tabel 3.33 Neraca massa di *Jet Cooker* (JT-01)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)	KELUAR (Kg/jam)
	arus 9	arus 9
AMILOSA	3340,61	3340,61
AIR	1538,43	1538,43
PROTEIN	74,72	74,72
VITAMIN	101,09	101,09
H ₃ PO ₄	0,12	0,12
SUBTOTAL	5055,00	5055,00
TOTAL	5055,00	5055,00

8. Neraca massa di Reaktor (R-01)

Tabel 3.34 Neraca massa di Reaktor (R-01)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)				KELUAR (Kg/jam)
	arus 9	arus 10	arus 11	arus 12	arus 13
AMILUM	3340,61	-	-	-	100,21
AIR	1538,43	-	-	-	1178,39
PROTEIN	74,72	-	-	-	74,72
VITAMIN	101,09	-	-	-	101,09
H ₃ PO ₄	0,12	1,22	-	-	1,34
A-AMILASE	-	-	0,75	-	5,05
GLUKOAMILASE	-	-	-	5,05	0,75
GLUKOSA	-	-	-	-	3600,43
SUBTOTAL	5055,00	1,22	0,75	5,05	5062,03
TOTAL	5062,03				5062,03

9. Neraca massa di Reaktor (R-02)

Tabel 3.35 Neraca massa di Reaktor (R-02)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)			KELUAR (Kg/jam)
	arus 13	arus 14	arus 15	arus 16
AMILUM	100,21	-		100,21
AIR	1178,39	-		1178,39
PROTEIN	74,72	-		74,72
VITAMIN	101,09	-		101,09
H ₃ PO ₄	1,34	-		1,34
GLUKOAMILASE	5,05	-		5,05
A-AMILASE	0,75	-		0,75
GLUKOSA	3600,43	-		108,01
YEAST	-	506,20		506,20
AMMONIUM SULFAT	-		20,24	20,24
ETANOL	-	-		1785,01
KARBONDIOKSIDA	-	-		1707,40
SUBTOTAL	5062,03	506,20	20,24	3881,07
TOTAL		5588,48		5588,48

10. Neraca massa di *Filter Press* (FP-01)

Tabel 3.36 Neraca massa di *Filter Press* (FP-01)

KOMPONEN	MASUK (Kg/jam)	KELUAR (Kg/jam)	
	arus 16	arus 17	arus 18
AMILUM	100,21	100,21	-
AIR	1178,39	188,54	989,85
PROTEIN	74,72	74,72	-
VITAMIN	101,09	101,09	-
H ₃ PO ₄	1,34	1,34	-
GLUKOAMILASE	5,05	5,05	-
A-AMILASE	0,75	0,75	-
GLUKOSA	108,01	2,16	105,85
YEAST	506,20	506,20	-
AMMONIUM SULFAT	20,24	20,24	-
ETANOL	1785,01	35,70	1749,31
KARBONDIOKSIDA	1707,40	1707,40	-
SUBTOTAL	5588,48	2845,02	2743,46
TOTAL	5588,48	5588,48	

11. Neraca massa di Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 3.37 Neraca massa di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	masuk (Kg/jam)	keluar (Kg/jam)	
	arus 18	arus 19	20
C ₂ H ₅ OH	91749,31	419,83	419,83
H ₂ O	1329,48	752,28	752,28
Glukosa	105,85	105,85	105,85
SUBTOTAL	2845,02	2845,02	1277,97
Total	2845,02	1277,98	1567,04

12. Neraca massa di Kondensor (CD-01)

Tabel 3.38 Neraca massa di Kondensor (CD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
C ₂ H ₅ OH	1338,67	9,19	1329,48
H ₂ O	239,20	1,64	237,56
SUBTOTAL	1577,87	10,83	1567,04
Total	1577,87	1577,87	

13. Neraca massa di Reboiler (RB-01)

Tabel 3.39 Neraca massa di Reboiler (RB-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
C ₂ H ₅ OH	765,35	345,51	419,83
H ₂ O	1371,40	619,12	752,28
GLUKOSA	192,96	87,11	105,85
SUBTOTAL	2329,73	1051,75	1277,97
TOTAL	2329,73	2329,73	

14. Neraca massa di Menara Destilasi (MD-02)

Tabel 3.39 Neraca massa di Menara Destilasi (MD-02)

Komponen	masuk (Kg/jam)	keluar (Kg/jam)	
	arus 20	arus 21	arus 22
C ₂ H ₅ OH	1329,48	1107,30	222,17
H ₂ O	237,56	39,73	197,82
SUBTOTAL	1567,04	1147,04	420,00
Total	1567,04	1567,04	

15. Neraca massa di Kondensor (CD-02)

Tabel 3.40 Neraca massa di Kondensor (CD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
C ₂ H ₅ OH	1778,48	671,18	1107,30
H ₂ O	63,82	24,08	39,73
SUBTOTAL	1842,30	695,26	1147,04
TOTAL	1842,30	1842,30	

16. Neraca massa di Reboiler (RB-02)

Tabel 3.41 Neraca massa di Reboiler (RB-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
C ₂ H ₅ OH	814,93	592,76	222,17
H ₂ O	725,63	527,80	197,82
SUBTOTAL	1540,56	1120,56	420,00
TOTAL	1540,56	1540,56	

17. Neraca massa di Sieve Molecular (SM-01)

Tabel 3.42 Neraca massa di Sieve Molecular (SM-01)

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
	arus 22	arus 23	arus 24
AIR	39,73	39,18	0,55
ETANOL	1107,30	0,55	1106,75
SUBTOTAL	1147,04	39,73	1107,30
TOTAL	1147,04	1147,04	

3.3.2 Neraca Panas

1. Neraca Panas di Mixer (M-01)

Tabel 3.43 Neraca panas Mixer (M-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
ΔH 1	46318,61	ΔH 4	63160,05
ΔH 2	16840,66		
ΔH 3	0,77		
Total	63160,05	Total	63160,05

2. Neraca massa di Jet Cooker (JT-01)

Tabel 3.44 Neraca panas Jet Cooker (JT-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
ΔH 1	219400,18	ΔH 2	1256898,55
steam	1322568,46	kondensat	285070,09
Total	1541968,65	Total	1541968,65

3. Neraca panas di Mixer (M-02)

Tabel 3.45 Neraca panas Mixer (M-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
ΔH 1	1256898,65	ΔH 3	1257016,38
ΔH 2	117,73		
Total	1257016,38	Total	1257016,38

4. Neraca Panas di Cooler (CL-01)

Tabel 3.46 Neraca panas Reaktor (R-030)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
ΔH 1	884697,89	ΔH 2	440143,81
steam	38656,87	kondensat	483210,96
Total	923354,77	Total	923354,77

5. Neraca panas di Reaktor (R-01)

Tabel 3.47 Neraca panas Reaktor (R-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	440143,81	$\Delta H2$	402970,69
Steam	252303,07	kondensat	3153788,38
		ΔHR	-2864312,19
Total	692446,88	Total	692446,88

6. Neraca panas di Cooler (CL-02)

Tabel 3.48 Neraca panas Cooler (CL-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	401378,05	$\Delta H2$	57561,65
steam	29897,07	kondensat	373713,47
Total	431275,12	Total	431275,12

7. Neraca panas di Reaktor (R-02)

Tabel 3.49 Neraca panas Reaktor (R-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	61055,03	$\Delta H2$	192418,15
Steam	1808871,98	kondensat	3617743,96
		ΔHR	-1940235,10
Total	1869927,02	Total	1869927,02

8. Neraca panas di Filter Press (FP-01)

Tabel 3.50 Neraca panas *Filter Press* (FP-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	47481,32	$\Delta H 2$	9978,41
		$\Delta H 3$	37502,90
Total	47481,32	Total	47481,32

9. Neraca panas di heater (HE-01)

Tabel 3.51 Neraca panas *heater* (HE-063)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	37502,90	$\Delta H2$	496973,75
steam	585718,17	kondensat	126247,32
Total	623221,07	Total	623221,07

10. Neraca panas di menara distilasi (MD-01)

Tabel 3.52 Neraca panas *menara distilasi* (MD-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$ (umpan)	496973,75	Distilat	72933,25
Reboiler	-93786,51	Bottom	330967,83
		Kondensor	-713,84
Total	403187,23	Total	403187,23

11. Neraca panas di heater (HE-02)

Tabel 3.53 Neraca panas heater (HE-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	421488,51	$\Delta H2$	495432,82
steam	94261,74	kondensat	20317,44
Total	515750,26	Total	515750,26

12. Neraca panas di menara distilasi (MD-02)

Tabel 3.54 Neraca panas menara distilasi (MD-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$ (umpan)	496973,75	Distilat	72933,25
Reboiler	-93786,51	Bottom	330967,83
		Kondensor	-713,84
Total	403187,23	Total	403187,23

13. Neraca panas di menara distilasi (MD-02)

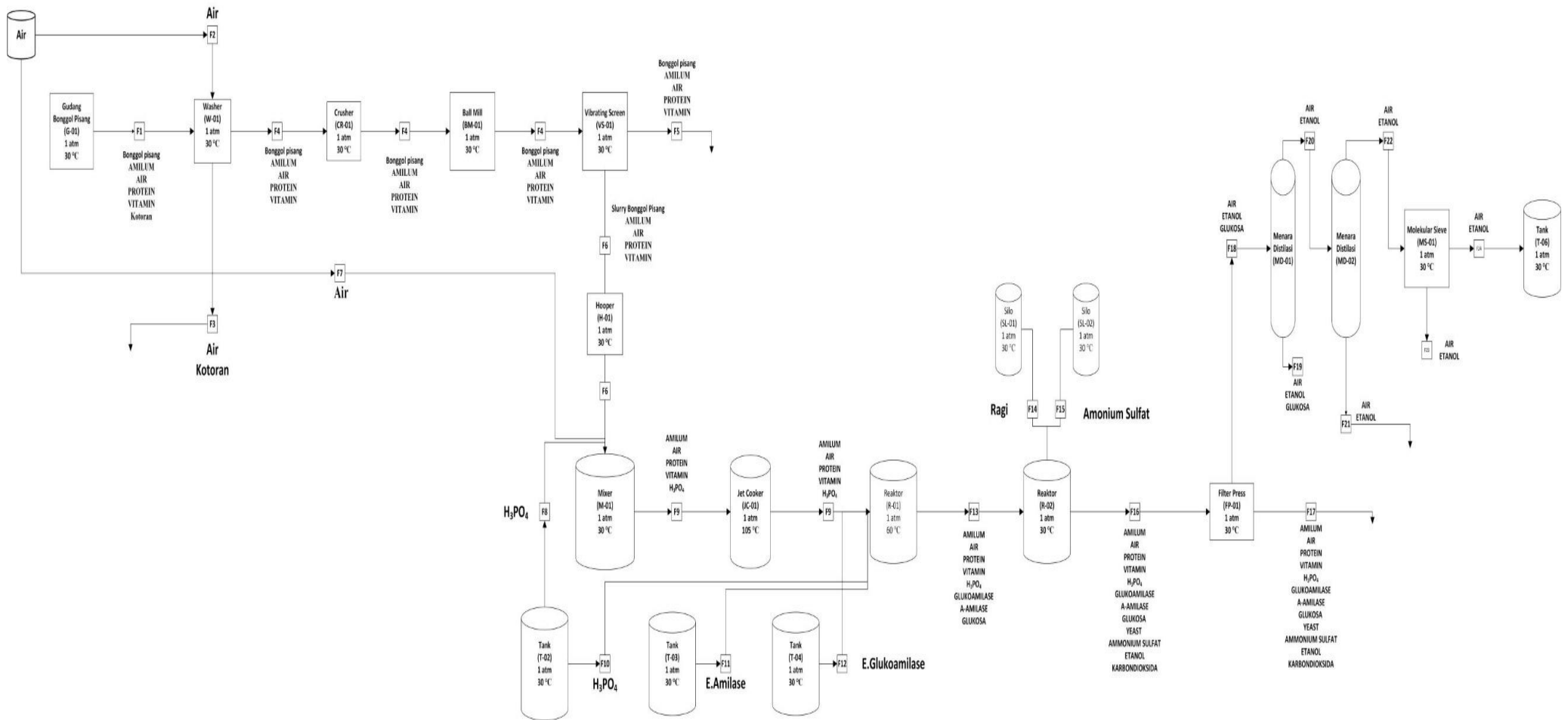
Tabel 3.55 Neraca panas menara distilasi (MD-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	496973,75	$\Delta H 2$	72933,25
		$\Delta H 3$	330967,83
Total	403187,23	Total	403187,23

14. Neraca panas di Sieve Molecular (MS-01)

Tabel 3.56 Neraca panas *Sieve Molecular (MS-01)*

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	8265,51	$\Delta H 2$	1004,44
		$\Delta H 3$	7261,06
Total	8265,51	Total	8265,51



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam perancangan suatu pabrik penentuan lokasi pendirian pabrik adalah suatu hal yang sangat penting. Dengan pemilihan lokasi pabrik yang cukup strategis maka akan memberikan dampak yang cukup baik terkhususnya pada nilai ekonomi pabrik itu sendiri. Pabrik Etanol dengan kapasitas produksi 9.700 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kawasan Industri Terpadu Batang, Kabupaten Batang, Provinsi Jawa Tengah.

Adapun beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung memberikan dampak pada tujuan utama pendirian suatu pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku untuk menghemat biaya transportasi. Bahan baku pembuatan etanol untuk rancangan pabrik ini berasal dari berbagai daerah di Provinsi Jawa Timur dan Jawa Barat. Pengangkutan bahan baku ini dilakukan dengan truk-truk bak terbuka yang berukuran besar.

2. Pemasaran

Distribusi produk akan berjalan lebih mudah dan efisien apabila pabrik berada dekat dengan wilayah pemasaran. Jalur dan jenis transportasi yang digunakan dalam proses produksi dan pendistribusian produk harus dipilih yang paling mudah, tidak memerlukan waktu yang lama, serta aman dalam proses pengangkutan. Lokasi pabrik Bioetanol ini

telah dipilih untuk mempermudah proses produksi dan pemasaran dengan didukung sistem transportasi yang baik.

3. Utilitas

Proses produksi suatu pabrik perlu didukung dengan adanya komponen penunjang seperti air, listrik dan bahan bakar. Ketersediaan komponen penunjang yang melimpah akan mempermudah proses produksi pabrik itu sendiri.

4. Tenaga Kerja

Pada pabrik ini diperlukan tenaga kerja dengan tingkat Pendidikan kejuruan atau menengah dan Sebagian sarjana. Kebutuhan tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah disekitar pabrik.

Batang dirancang oleh PEMDA TK.1 JAWA TENGAH sebagai Kawasan industri baru tahun 2020. Dalam upaya menarik minat investor ke Kawasan industri sehingga mewujudkan infrastruktur dasar dan penunjang konektivitas. Kebutuhan tenaga kerja pula sangat mudah dipenuhi, karena pulau Jawa memiliki jumlah penduduk yang banyak.

5. Transportasi

Pemilihan lokasi pabrik yang sudah memiliki fasilitas transportasi yang baik menjadi faktor yang perlu dipertimbangkan. Tersedianya jalan raya yang memadai, dekat dengan pusat transportasi baik darat (Tol), laut (pelabuhan) dan udara menjadi pertimbangan penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik.

6. Letak Geografis

Demi tercapainya kelancaran pabrik dalam menjalankan produksinya maka pabrik perlu didirikan di daerah kawasan industri strategis. Kebijakan pemerintah dalam pembangunan kawasan industri strategis juga perlu dipertimbangkan guna mempermudah perizinan pendirian pabrik di lokasi tersebut.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung memberikan dampak pada proses industri itu sendiri. Namun memberikan dampak yang cukup signifikan dalam

keberlangsungan proses produksi suatu pabrik. Faktor sekunder yang dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Perluasan Area unit.

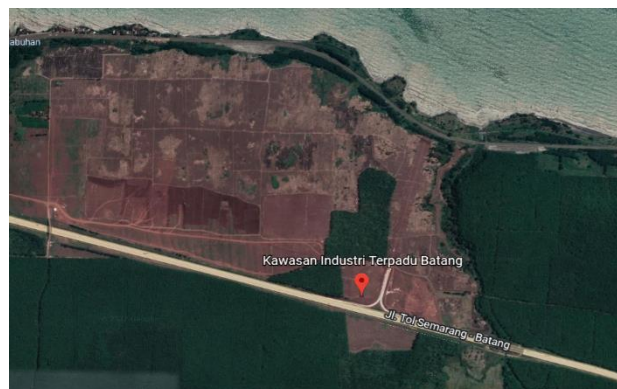
Pemilihan lokasi pabrik yang berada di Kawasan industri strategis memungkinkan adanya perluasan area pabrik yang tidak mengganggu pemukiman penduduk sekitar.

2. Perizinan

Pendirian pabrik di lokasi Kawasan industri strategis memudahkan proses perizinan pendirian pabrik.

3. Sarana dan prasarana

Fasilitas-fasilitas sosial yang dinilai dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup baiknya dipertimbangkan, seperti pendirian pusat Pendidikan dan pelatihan, tempat ibadah, pos keamanan, sarana hiburan dan tempat untuk beristirahat. Fasilitas-fasilitas tersebut tentunya perlu didukung dengan sistem transportasi yang baik dan efisien.



Gambar 4.1 Lokasi pendirian pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah suatu mekanisme yang melibatkan pengetahuan tentang kebutuhan dan pemanfaatan ruang untuk fasilitas dan proses produksi yang disusun secara efisien demi tercapainya siklus produksi yang baik dan efisien pula.

Pengaturan tata letak pabrik menjadi bagian yang cukup penting dalam perencanaan pembangunan pabrik, hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah:

1. Keamanan tata letak pabrik.

Faktor keamanan menjadi pertimbangan utama dalam proses perencanaan tata letak pabrik. Penempatan posisi alat dalam layout pabrik harus mengikuti standar-standar keamanan yang ditetapkan oleh perusahaan maupun asosiasi keamanan (ANSI, API, ASME, NFPA).

2. Efisiensi tata letak pabrik.

Efisiensi tata letak pabrik berpengaruh penting dalam berjalannya proses produksi suatu pabrik, dimana penetapan tata letak pabrik yang efisien dapat memberikan keuntungan dari segi ekonomi terkhususnya meminimalisir biaya transport dari satu unit ke unit lainnya.

3. Lalu lintas transportasi yang dinilai baik dan efisien.

Lalu lintas transportasi yang baik memungkinkan proses produksi berjalan dengan efisien dan meningkatkan faktor keamanan transportasi di dalam pabrik itu sendiri. Selain itu batas kecepatan yang diizinkan di dalam pabrik menjadi faktor yang perlu dipertimbangkan pula.

Selain alat proses produksi utama fasilitas-fasilitas umum lain seperti kantor, Gudang, laboratorium dan lain sebagainya perlu disusun dengan mempertimbangkan efisiensi transportasi dan keamanannya.

Secara umum tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa area utama, yaitu:

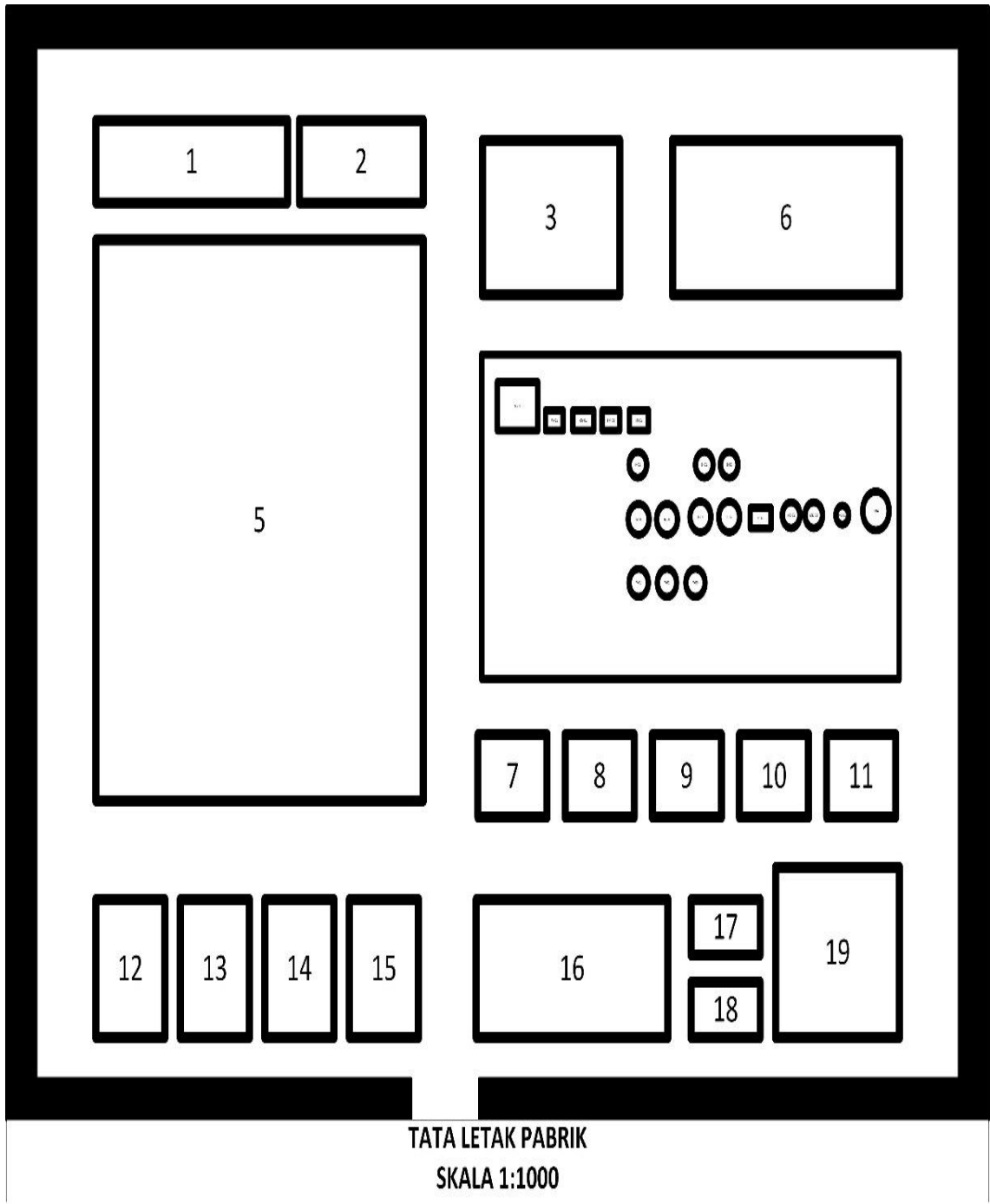
1. Area administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung, yang terdiri dari:

- a. Area administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 - b. Laboratorium sebagai pusat pengembangan proses produksi dan control kualitas terhadap bahan baku dan produk
 - c. Fasilitas-fasilitas sosial lain bagi masyarakat seperti: tempat ibadah, tempat istirahat dan pusat Kesehatan karyawan.
2. Area proses produksi dan perluasan
Area dimana pusat produksi suatu pabrik berjalan yang mempertimbangkan keselamatan dan keamanan dalam perencanaannya.
 3. Area penyimpanan dan perbaikan
Area yang disediakan khusus untuk penyimpanan dan perbaikan alat-alat atau bahan yang digunakan pabrik seperti pergudangan, bengkel dan garasi.
 4. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran.
Area yang dikhususkan untuk penyediaan air, kebutuhan uap, air pendingin, dan tenaga listrik. Ketersediaan komponen tersebut menunjang berjalannya proses produksi di dalam pabrik. Pemadam kebakaran berfungsi sebagai pengamanan pertama apabila terjadi kebakaran ataupun ledakan pada lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor pertimbangan diatas dapat disimpulkan tujuan dari perencanaan tata letak pabrik adalah:

- a. Menjamin keselamatan dan keamanan tenaga kerja.
- b. Memastikan proses produksi berjalan dengan baik dan efisien.
- c. Mengadakan pengaturan alat-alat pabrik yang fleksibel.
- d. Memaksimalkan penggunaan area pabrik.

Perencanaan tata letak (*plant layout*) pabrik Etanol dari Bonggol Pisang dengan kapasitas 9.700 ton/tahun dapat dilihat dalam gambar berikut.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Tabel 4.1 Perincian luas tanah

No.	lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m ²
		m	m	m ²
1	Area Utilitas	20	30	600
2	Unit Pengolahan Limbah	20	30	600
3	Generator	20	30	600
4	Area Proses	30	50	1500
5	Area Perluasan	30	60	1800
6	Control Room	20	30	600
7	Unit Pemadam Kebakaran	20	30	600
8	Laboratorium	20	20	400
9	Poliklinik	20	20	400
10	Perpustakaan	10	10	100
11	Taman	10	10	100
12	Gudang Peralatan	20	30	600
13	Bengkel	20	30	600
14	Area Parkir	10	10	100
15	Pos Penjagaan	20	20	400
16	Kantor	20	30	600
17	Kantin	20	30	600
18	Musholla	20	20	400
19	Area Mess	20	20	400
	Luas Bangunan			10200
	Luas Tanah			11000

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Process plant & equipment*)

Dalam perencanaan tata letak alat proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, seperti:

1. Siklus aliran bahan baku hingga produk

Siklus aliran produksi yang efisien dapat menguntungkan secara ekonomi juga meningkatkan kelancaran dan keamanan proses produksi.

2. Aliran Udara

Aliran udara perlu diperhatikan demi menghindari adanya stagnasi udara pada area tertentu yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan tenaga kerja ataupun proses produksi itu sendiri.

3. Penerangan

Penerangan pada Kawasan pabrik perlu diperhatikan untuk menghindari adanya kecelakaan akibat minimnya pencahayaan pada area tertentu yang dapat membahayakan keselamatan tenaga kerja dan proses produksi.

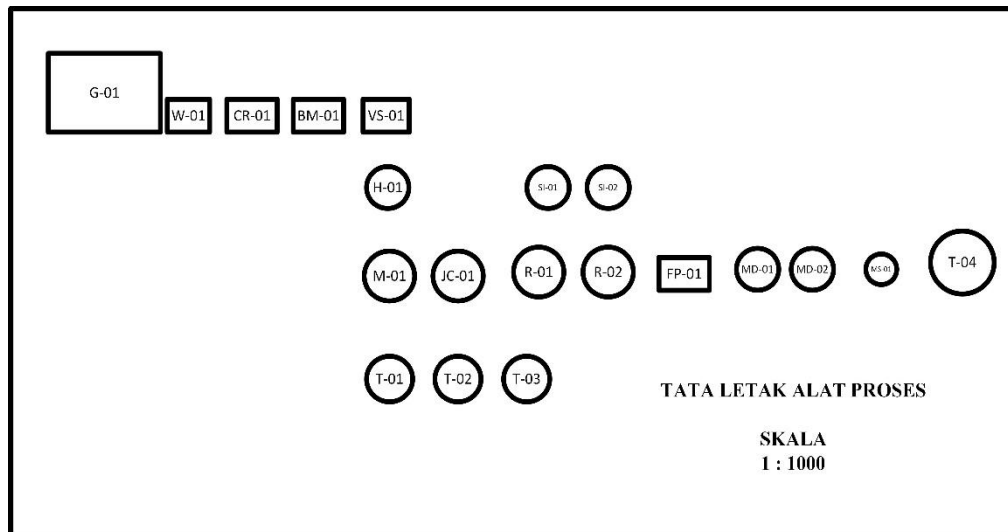
4. Lalu lintas dan transportasi

Perlu adanya transportasi dan sistem lalu lintas yang baik di dalam pabrik. Hal ini dimaksudkan untuk mempermudah akses apabila terjadi keadaan darurat. Sistem transportasi yang baik juga dapat meningkatkan keselamatan dan keamanan tenaga kerja dan keberlangsungan proses produksi.

5. Jarak pada alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya diberikan jarak dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Perencanaan tata letak alat proses (*process plant & equipment layout*) pabrik Etanol dari Bonggol Pisang dengan kapasitas 9.700 ton/tahun dapat dilihat pada gambar sebagai berikut :



Gambar 4.3 Perencanaan tata letak alat proses

4.4 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwai sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

- 1) Overhaul 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2) Repairing

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance:

a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkkan pekerjaan yang baik pula

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini 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 (*InstrumentAir System*)
- 5) Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.6 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.7 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Bioetanol ini, sumber air yang

digunakan berasal dari air laut. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut;

- a. Air laut merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Jumlah air laut lebih banyak dibanding dari air sumur dan sungai
- c. Lokasi pabrik berada tidak jauh dari laut .

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler (Boiler Feed Water)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (scaleforming),

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar, Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

4.8 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. Penyaringan Awal / *Screen* (WF)

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal dimana air sungai dilewatkan *Screen* (penyaringan awal) yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian baru dialirkan ke bak pengendap.

2. Bak pengendap (B-01)

Air laut setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang mudah mengendap karena ukurannya yg masih cukup besar tetapi lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. Bak penggumpal (B-02)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara

menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 .

4. Clarifier (C-01)

Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke Clarifier untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan kedalam clarifier yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar clarifier dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan sludge (*flok*) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di blow down secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

5. Bak Penyaring/sand filter (B-03)

Setelah keluar dari clarifier air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar benar bersih dr pengotor sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

6. *Reverse Osmosis*

Air yang sudah melalui penyaringan di sand filter dialirkan ke dalam alat *reverse osmosis* untuk di desalinasi. Proses desalinasi merupakan proses untuk menghilangkan kadar garam yang ada di dalam air.

7. Bak Penampung Sementara (B-04)

Air yang sudah melalui proses *sand filter* kemudian dialirkan kedalam tangki penampung sementara. proses selanjutnya bergantung pada fungsi air tersebut karena setelah dari bak penampung sementara spesifikasi untuk air proses, air umpan boiler dan air pendingin berbeda dengan air yang digunakan untuk kegiatan selain proses produksi.

8. Tangki Karbon Aktif (TU-01)

Air setelah melalui bak penampung sementara (B-04) dialirkan ke Tangki Karbon Aktif (TU-01). Dalam Tangki Karbon Aktif ini Air ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut :



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut :



Kemudian air dialirkan ke Tangki Air Bersih (TU- 02) untuk keperluan air minum dan perkantoran.

9. Tangki air bersih (TU-02)

Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

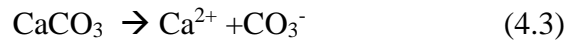
10. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (boiler) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada filtered water sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm, Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

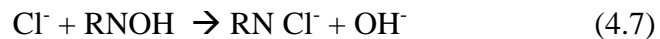
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut,

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

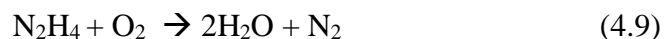
Reaksi:



c. *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan Hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

d. *Sistem Pendingin dan Menara Pendingin (Cooling Tower)*

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif dan tidak menimbulkan kerak. Maka perlu adanya penambahan komponen lain seperti:

1. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
2. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
3. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat).

Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

4.9 Perhitungan Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Domestik

Tabel 4.2 Kebutuhan air domestik

Penggunaan	Jumlah kg/hari
Karyawan	18000
Mess	14400
Kantor	18000
Total	50400

2. Kebutuhan Air Service

Tabel 4.3 Kebutuhan air service

Penggunaan	Jumlah kg/hari
Bengkel	1000
Poliklinik	1000
Laboratorium	1000
Pemadam kebakaran	200
Kantin, musholla, dan kebun	3000

Total	6200
--------------	-------------

3. Kebutuhan Air Pembangkit Uap

Tabel 4.4 Kebutuhan air pembangkit uap

Penggunaan	Kode	Jumlah kg/jam
Jet Cooker	JC-01	556,78
Heat exchanger	HE-01	214,31
Heat exchanger	HE-02	175,15
Reboiler	RB-01	43,74
Reboiler	RB-02	39,84
Total		1029,83

Overdesign sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit uap sebesar 1235,79 kg/jam. Air pembangkit steam sebanyak 80% digunakan Kembali, maka make up yang diperlukan adalah sebanyak 20%. Sehingga make up steam sebesar :

$$= 20\% \times 1235,79 \text{ kg/jam} = 185,36 \text{ kg/jam}$$

4. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.5 Kebutuhan air pendingin

Penggunaan	Kode	Jumlah kg/jam
Reaktor	R-01	8882,45
Reaktor	R-02	67895,40
Cooler	CL-01	1360,93
Cooler	CL-02	1052,54
Kondensor total	CD-01	176,93
Kondensor total	CD-02	176,92
Total		79545,17

Overdesign sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin sebesar 95454,20 kg/jam.

- Jumlah air yang menguap (We)

$$= 95454,20 \times 0,00085 \times (318-301) = 1371,19 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower (Wd)
 $= 95454,20 \times 0,0002 = 19,09 \text{ kg/jam}$
- *Blowdown* (Wb)
 $= 437,97 \text{ kg/jam}$
- *Make up water* (Wm)
 $= 1828,25 \text{ kg/jam}$

4.6 Unit Pembangkit Uap (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Sistem penyedia *steam* terdiri dari deaerator dan *boiler*. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray*, *sparger* yang berkontak secara *counter current* dengan *steam*. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki waktu tinggal 12 jam. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral.

Kandungan oksigen keluar dari deaerator didesain tidak lebih besar dari 0,007 ppm. Hidrazin (N_2H_4), yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada *boiler* dengan kadar 5 ppm. Air pendingin air harus mempunyai sifat-sifat yang tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan kimia sebagai berikut:

1. Fosfat berguna mencegah timbulnya kerak
2. Chlorin untuk membunuh mikroorganisme
3. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan.

4.7 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Demi memenuhi kebutuhan listrik pabrik, sumber listrik utama diambil dari PLN dan dipersiapkan generator cadangan untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada sumber listrik utama.

Pada perancangan pabrik Etanol ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator set sebagai cadangan dengan total kebutuhan listrik sebesar 258.638,76 kW.

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Generator ini berfungsi untuk menyediakan listrik bagi bahan-bahan yang tidak boleh berubah-ubah tenaganya. Generator yang digunakan arus bolak-balik (AC) sistem 3 *phase*.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Kebutuhan Listrik Proses
2. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 4.6 Kebutuhan listrik proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Belt Conveyor	BC-01	1	746
Belt Conveyor	BC-02	1	746
Belt Conveyor	BC-03	1	746
Belt Conveyor	BC-04	1	746
Vibrating Screening	VB-01	4	2983
Pump	P-01	1	746
Pump	P-04	1	746
Pump	P-05	1	746
Pump	P-06	1	746

Pump	P-10	1	746
Pump	P-11	1	746
Pump	P-12	1	746
Pump	P-13	1	746
Pump	P-14	1	746
Pump	P-15	1	746
Pump	P-16	1	746
Pump	P-17	1	746
Pump Slurry	P-02	2	1119
Pump Slurry	P-03	2	1119
Pump Slurry	P-07	2	1119
Pump Slurry	P-08	2	1119
Pump Slurry	P-09	2	1119
Crusher	CR-01	8	5966
Ball Mill	BM-01	5	3729
Mixer	M-01	10	7457
Reaktor	R-01	60	44742
Reaktor	R-02	75	55928
Total			138327

Tabel 4.7 Kebutuhan listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	10,00	7457,00
kompresor	C-01	5,00	3728,50
Bak penggumpal	B-02	2,00	1491,40
Pompa	PU-01	5,00	3728,50
Pompa	PU-02	5,00	3728,50
Pompa	PU-03	5,00	3728,50

Pompa	PU-04	5,00	3728,50
Pompa	PU-05	5,00	3728,50
Pompa	PU-06	5,00	3728,50
Pompa	PU-07	5,00	3728,50
Pompa	PU-08	0,05	37,29
Pompa	PU-09	0,25	186,43
Pompa	PU-10	0,25	186,43
Pompa	PU-11	5,00	3728,50
Pompa	PU-12	5,00	3728,50
Pompa	PU-13	0,25	186,43
Pompa	PU-14	0,25	186,43
Pompa	PU-15	0,17	124,28
Pompa	PU-16	0,05	37,29
Pompa	PU-17	0,25	186,43
Pompa	PU-18	0,05	37,29
Total		63,567	47401,663

4.8 Unit Penyedia Udara Tekan

Kebutuhan udara dapat terpenuhi dengan memanfaatkan udara yang ada disekitar yang kemudian dimodifikasi sesuai dengan spesifikasi udara yang dibutuhkan, maka dari itu diperlukan compressor untuk menyesuaikan spesifikasi udara sesuai dengan kebutuhan. Pada pabrik ini dibutuhkan udara tekan sebesar 40,78 m³/Jam dengan tekanan sebesar 7,1 bar. Udara tekan diperlukan sebagai penggerak alat-alat control yang ada. Penggunaan udara bebas dilengkapi dengan tangki silika untuk mengurangi kadar air yang ada pada udara.

4.9 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertanggung jawab dalam memenuhi kebutuhan bahan bakar yang digunakan baik pada alat proses, alat penunjang ataupun alat utilitas. Sebagian besar bahan bakar yang ada dimanfaatkan untuk pengoperasian generator dan boiler. Kebutuhan bahan bakar yang perlu disediakan adalah sebesar 245,05

Liter/Jam dengan jenis bahan bakar yang digunakan adalah Solar (Industrial Diesel Oil).

4.10 Laboratorium

Laboratorium memegang peranan penting dalam menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Selain menjaga mutu produk keberadaan laboratorium juga dapat memfasilitasi pengembangan proses produksi sehingga dapat meningkatkan efisiensi dari proses produksi itu sendiri. Laboratorium juga dapat difungsikan sebagai sistem pengendali pencemaran yang dihasilkan dari proses produksi, baik pencemaran udara maupun pencemaran air. Laboratorium merupakan fasilitas yang cukup penting guna meningkatkan kualitas pabrik dari segi teknis maupun non teknis.

Secara umum laboratorium bertanggung jawab dalam:

1. Mengontrol kualitas bahan baku dan komponen lain yang digunakan dalam proses produksi.
2. Mengontrol kualitas produk yang akan dipasarkan.
3. Mengontrol mutu dari komponen penunjang seperti; air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.
4. Pengembangan kualitas produk ataupun proses produksinya.
5. Mengontrol limbah yang dihasilkan dari proses produksi.

Berikut Analisa dan kontrol mutu yang dapat dilakukan dengan adanya fasilitas laboratorium:

1. Analisa *feed water*, *Dissolved oxygen*, PH, *hardness*, *total solid*, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas *feed water*:

- ❖ DO (*Dissolved Oxygen*): lebih baik $0 < 0,007$ ppm ($< 0,005$ cc/lit)
- ❖ PH : >7
- ❖ *Hardness* : 0

Temporary hardness maksimum : ppm CaCO₃

Total solid: < 200 ppm (0-600 psi), < 10 ppm (600-750 psi)

Suspended solid: 0

Oil dan organic matter : 0

- Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silica sebagai Si O_2
- Air bebas mineral, analisisnya sama dengan penukar ion
- Analisa cooling water, yang dianalisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks *Langelier*.

Syarat kualitas air pada *cooling water* :

- ❖ PH jenuh CaCO_3 : $11,207 - 0,916 \log \text{Ca} + \log \text{Mg} - 0,991 \log \text{total alkalinitas} + 0,032 \log \text{SC}_4$
 - ❖ indeks Langlier : PH jenuh CaCO_3 (0,6- 10)
2. Analisa air umpan boiler, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, sodium phosphate, chloride. PH, oil dan organic matter, total solid serta konsentrasi silica.
 3. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi PH, kadar khlor dan kekeruhan
 4. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 teriarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Laboratorium ini bertanggung jawab dalam menganalisa semua arus yang ada pada proses produksi yang nantinya akan dituliskan dalam "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan lebih lanjut spesifikasi dari hasil pengamatan.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Laboratorium ini bertanggung jawab dalam melakukan analisa sifat-sifat dan kandungan kimiawi yang ada pada bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain).

3. Laboratorium Penelitian

Laboratorium ini bertanggung jawab dalam melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material juga proses yang digunakan untuk meningkatkan kualitas produk. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian dengan *focus* pada hal-hal baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk di dalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.11 Organisasi Perusahaan

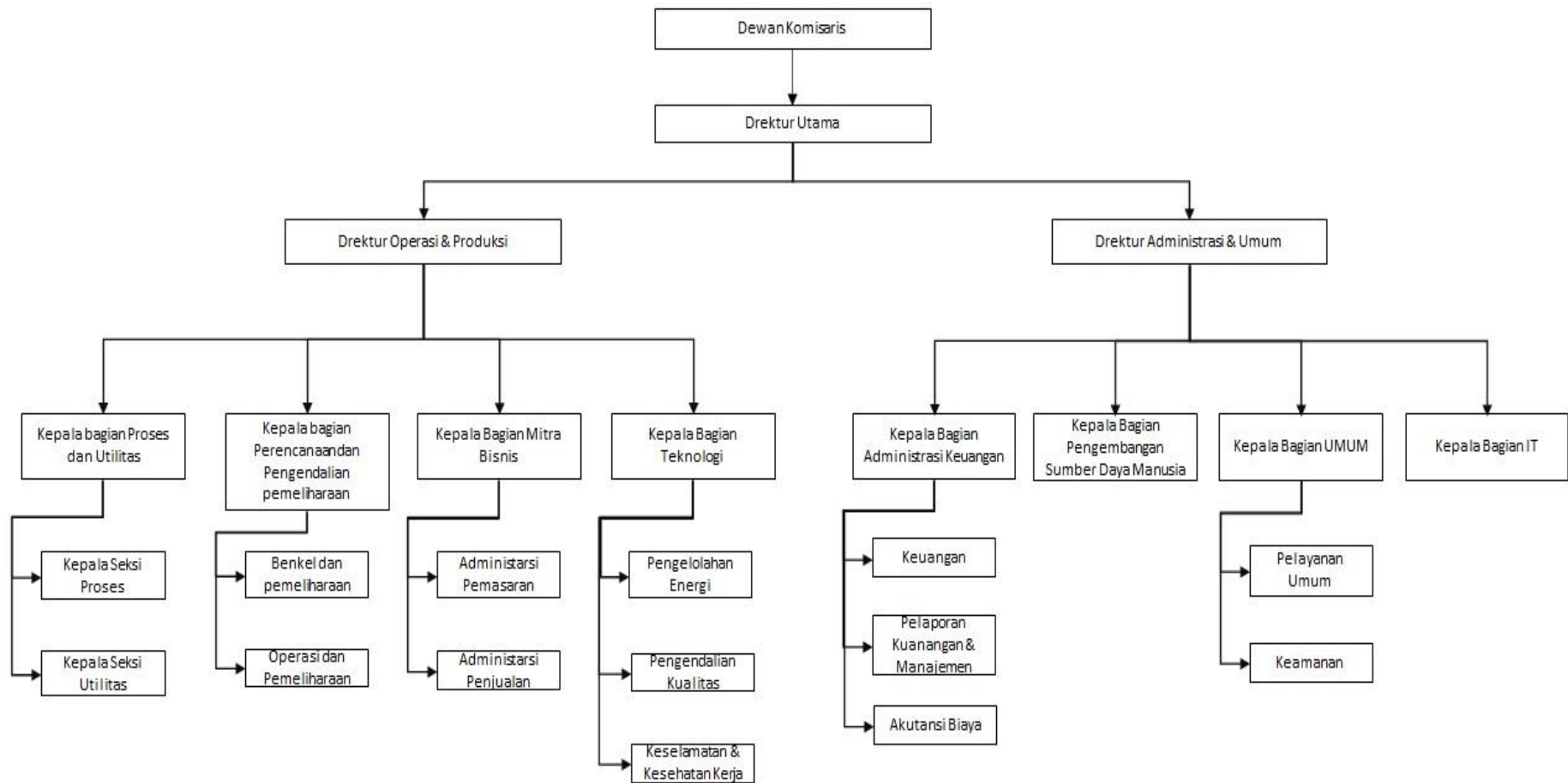
4.11.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik Etanol ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dirancang dengan kapasitas 9.700 ton/tahun dengan status perusahaan terbuka. Perseroan Terbatas merupakan perusahaan yang modalnya didapatkan dari penjualan saham dimana tiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih dan pemegang saham bertanggung jawab untuk menyetorkan secara penuh apa yang tersebut di dalam tiap saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

4.11.2 Struktur Perusahaan

Struktur perusahaan yang baik dapat menciptakan garis koordinasi dan garis instruksi yang jelas sehingga dapat menghindari adanya tumpang tindih tanggung jawab. Pada pabrik ini dipilih model sistem organisasi perusahaan berbentuk "*line and staff organization*" dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja dan garis instruksi bergerak dari dewan direksi menuju kepala bagian/kepala department, dan diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya yang dilengkapi dengan staff ahli dan bertanggung jawab dalam memberikan masukan kepada direktur.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.11.3 Tugas dan Wewenang

Pemegang Saham

Pemegang saham memegang kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas (PT). Widjaja (2003) menjelaskan bahwa pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) memiliki wewenang sebagai berikut:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan.

Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur dalam hal-hal penting.

Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisiaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas dan wewenang direktur umum antara lain:

1. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
2. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

3. Mengkoordinasi kerja sama antara bagian produksi dan bagian umum.

Dalam pelaksanaannya, Direktur utama membawahi Direktur Operasi & Produksi dan Direktur Administrasi & Umum.

Kepala Bagian

Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur utama. Tugas umum kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja sesuai bidangnya. Berdasarkan bidangnya, kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas Kepala Bagian Proses dan Utilitas adalah mengatur dan menjaga kelancaran unit proses dan unit utilitas agar rate production pabrik tercapai dengan mengatur jalannya proses produksi. Dalam pelaksanaannya, Kepala Bagian Proses dan Utilitas membawahi Seksi Proses, dan Seksi Utilitas.

2. Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan

Tugas Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan adalah mengatur dan menjaga jumlah pasokan Listrik agar selalu mencukupi kebutuhan pabrik serta secara rutin melakukan uji kelayakan terhadap setiap instrumen dalam area pabrik. Kepala bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan membawahi seksi Pemeliharaan dan bengkel dan seksi listrik dan instrumentasi.

3. Kepala Bagian Teknologi

Kepala Bagian Teknologi bertugas untuk secara terus menerus melakukan perhitungan tentang kebutuhan dan pengolahan energi dalam pabrik. selain itu melakukan penelitian demi mengembangkan kuantitas dan kualitas produksi pabrik dan secara rutin melakukan pengujian terhadap kualitas baha baku dan produk agar tetap dalam range nilai standar pabrik sehingga produk keluaran sesuai dengan spesifikasi dari produk yang diinginkan dan mengatur kebijakan tentang Keselamatan & Kesehatan Kerja (K3). Kepala Bagian

Teknologi membawahi seksi Pengolahan energi, seksi pengendalian kualitas dan seksi Kesehatan & Keselamatan Kerja (K3).

4. Kepala Bagian Administrasi Keuangan

Kepala Bagian Administrasi Keuangan bertugas mencatat dan menghitung aliran dana keluar dan masuk perusahaan. Kepala Bagian Administrasi Keuangan membawahi seksi keuangan, Pelaporan Keuangan & manajemen dan seksi akuntansi biaya.

5. Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia

Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia bertugas menjaga kualitas SDM dalam perusahaan melalui pelatihan kerja dan lain lain sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap pegawai.

6. Kepala Bagian UMUM

Kepala Bagian UMUM bertugas mengatur kegiatan-kegiatan penunjang dalam pabrik seperti menjaga kebersihan kantor, keamanan dan lain lain. Kepala Bagian UMUM membawahi seksi Pelayanan Umum, dan seksi keamanan.

7. Kepala Bagian IT

Kepala Bagian IT bertugas mengatur dan menjaga aliran informasi, dan menjaga kualitas peralatan penunjang dalam pabrik seperti komputer, alat kontrol dan lain lain.

Kepala Seksi

Kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian masing-masing sesuai dengan bidangnya. Tugas kepala seksi yaitu mengatur dan melakukan koordinasi secara langsung kepada karyawan setiap seksi. Berdasarkan bidangnya, kepala seksi terdiri dari :

- a. Kepala Seksi Proses
- b. Kepala Seksi Utilitas
- c. Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan
- d. Kepala Seksi Operasi dan Pemeliharaan
- e. Kepala Seksi Administrasi Pemasaran

- f. Kepala Seksi Administrasi Penjualan
- g. Kepala Sksi Pengolahan Energi
- h. Kepala Seksi Pengendalian Kualitas
- i. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja
- j. Kepala Seksi Keuangan
- k. Kepala Seksi Pelapor Keuangan & Manajemen
- l. Kepala Seksi Akuntansi Biaya
- m. Kepala Seksi Pelayanan Umum
- n. Kepala Seksi Keamanan

Status Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown* pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

a) Karyawan Nonshift

Karyawan nonshift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah direktur, manager, kepala bagian dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan nonshift dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin- Jumat : jam 07.00 – 15.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : jam 11.30 – 13.00 WIB

Hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan nonshift libur.

b) Karyawan Shift

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas, bagian listrik dan instrumentasi, kepala shift dan satpam. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Seluruh karyawan shift mendapat cuti lama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam jadwal sebagai berikut :

Shift pagi : jam 07.00 – 15.00

Shift sore : jam 15.00 – 23.00

Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu/kelompok (A / B / C / D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga kelompok masuk dan ada satu kelompok yang libur. Jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok ditampilkan dalam bentuk tabel sebagai berikut :

Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan

Shift	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Pagi	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B
Siang	B	A	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C	C
Malam	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D
Libur	A	B	C	C	C	D	A	A	B	B	C	D	D	A	A

Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan (lanjutan)

Shift	Hari ke-														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C
Siang	C	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D	D
Malam	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A
Libur	B	B	C	D	D	A	A	B	C	C	D	D	A	B	B

Ketenagakerjaan

Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan kontrak yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.
3. Karyawan borongan yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

Fasilitas Karyawan

Kesejahteraan atau fasilitas yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
 - c. Tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undangundang yang berlaku.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.
- c. Cuti hamil bagi karyawan wanita.
- d. Pakaian kerja, diberikan pada setiap karyawan sejumlah 1 pasang untuk setiap tahunnya

3. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
4. Kantin perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.
 5. Transportasi perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.
 6. Asuransi perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.
 7. Tempat ibadah, perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

Golongan dan Penggajian Karyawan

Perencanaan jumlah karyawan perlu diperhitungkan dengan tepat sehingga tidak ada tenaga kerja yang disia-siakan. Berdasarkan publikasi pemerintah daerah Batang, Jawa Tengah didapatkan upah minimum sebesar Rp 2.129.117.

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- Jabatan atau golongan
- Tingkat pendidikan
- Pengalaman Kerja keahlian dan masa kerja
- Lingkungan kerja berkaitan dengan resiko kerja

Segi penggajian karyawan diberikan setiap awal bulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai dengan jabatan/golongan.

Berikut penggolongan jabatan, dan gaji sesuai Tabel berikut:

Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 100.000.000	Rp 100.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 80.000.000	Rp 80.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 60.000.000	Rp 60.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 45.000.000	Rp 45.000.000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
6	Ka. Bag. Perencanaan dan pemeliharaan	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
7	Ka. Bag. Mitra Bisnis	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
8	Ka. Bag. Teknologi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000

9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
10	Ka. Bag. Administrasi Keuangan	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
11	Ka. Bag. Pengembangan SDM	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
12	Ka. Bag. UMUM	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
13	Ka. Bag. IT	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
14	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
15	Ka. Sek. Proses	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
16	Ka. Sek. Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
17	Ka. Sek. Operasi Pemeliharaan	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
18	Ka. Sek. Administrasi Pemasaran	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
19	Ka. Sek. Administrasi Penjualan	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
20	Ka. Sek. Pengelolaan Energi	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
21	Ka. Sek. Pengendalian Kualitas	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
22	Ka. Sek. K3	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
23	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000

24	Ka. Sek. Pelaporan Keuangan dan Manajemen	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
25	Ka. Sek. Akutansi Biaya	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
26	Ka. Sek. Pelayanan UMUM	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
27	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
28	Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
29	Karyawan Operasi Pemeliharaan	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
30	Karyawan Administrasi Pemasaran	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
31	Karyawan Administrasi Penjualan	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
32	Karyawan Pengelolaan Energi	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
33	Karyawan Pengendalian Kualitas	3	Rp	10.000.000	Rp	30.000.000
34	Karyawan K3	3	Rp	10.000.000	Rp	30.000.000

35	Karyawan Keuangan	3	Rp	10.000.000	Rp	30.000.000
36	Karyawan Pelaporan Keuangan	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
37	Karyawan Akutansi Biaya	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
38	Karyawan Pelayanan Umum	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
39	Karyawan SDM	4	Rp	10.000.000	Rp	40.000.000
40	Karyawan Operasi	14	Rp	10.000.000	Rp	140.000.000
41	Karyawan Utilitas	9	Rp	10.000.000	Rp	90.000.000
42	Karyawan IT	6	Rp	10.000.000	Rp	60.000.000
43	Operator proses	21	Rp	8.000.000	Rp	166.400.000
44	Operator Utilitas	10	Rp	8.000.000	Rp	83.200.000
45	Sekretaris	6	Rp	10.000.000	Rp	60.000.000
46	Dokter	2	Rp	20.000.000	Rp	40.000.000
47	Perawat	4	Rp	5.000.000	Rp	20.000.000
48	Satpam	5	Rp	5.000.000	Rp	25.000.000
49	Supir	7	Rp	5.000.000	Rp	35.000.000
50	Cleaning Service	7	Rp	5.000.000	Rp	35.000.000
Total		163		Rp 1.191.000.000	Rp	2.179.600.000

4.11 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi merupakan bagian yang sangat penting dalam pertimbangan pendirian suatu pabrik, pabrik yang didirikan harus memberikan keuntungan secara ekonomis supaya proses produksi dapat terus berjalan. Evaluasi ekonomi ini juga menjadi penentu apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on investment* (ROI)
 - b. *Pay out time* (POT)
 - c. *Break event point* (BEP)
 - d. *Shut down point* (SDP)
 - e. *Discounted cash flow rate* (DCFR)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.
2. *Pay Out Time* (POT) adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

3. *Break Even Point* (BEP) adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.
4. *Shut Down Point* (SDP) adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).
5. *Discounted Cash Flow Rate* merupakan Analisa kelayakan ekonomi yang memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

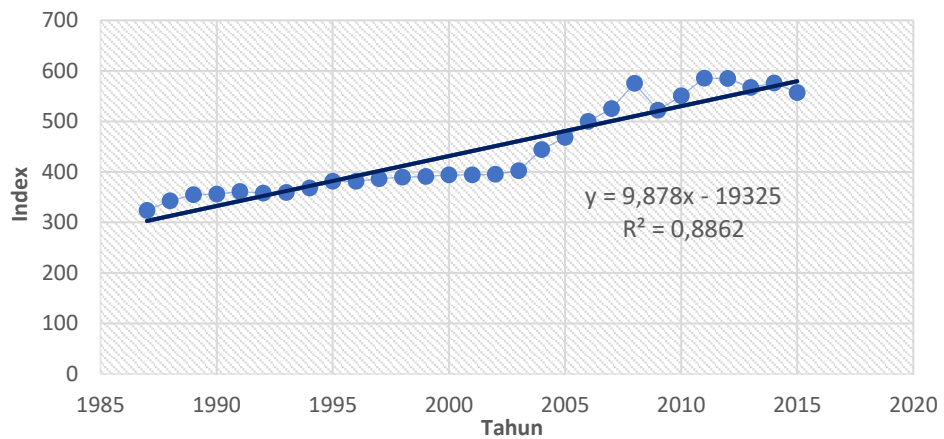
4.11.1 Penaksiran harga alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324,00
2	1988	343,00
3	1989	355,00
4	1990	356,00
5	1991	361,30
6	1992	358,20
7	1993	359,20
8	1994	368,10
9	1995	381,10

10	1996	381,70
11	1997	386,50
12	1998	389,50
13	1999	390,60
14	2000	394,10
15	2001	394,30
16	2002	395,60
17	2003	402,00
18	2004	444,20
19	2005	468,20
20	2006	499,60
21	2007	525,40
22	2008	575,40
23	2009	521,90
24	2010	550,80
25	2011	585,70
26	2012	584,60
27	2013	567,30
28	2014	576,10
29	2015	556,80

Tabel 4.10 Index harga CEPCI



Gambar 4.5 Hubungan tahun terhadap index CEPCI

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,878x - 19325$. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2025 adalah 677,95.

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries & Newton, 1955)

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

Dimana dalam hubungan ini :

Ex : Harga alat pada tahun x (2025)

Ey : Harga alat pada tahun y (ref)

Nx : Index harga pada tahun x (2025)

Ny : Index harga pada tahun y (ref)

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Dimana : Ea = Harga alat a

 Eb = Harga alat b

 Ca = Kapasitas alat a

 Cb = Kapasitas alat b

4.11.2 Hasil perhitungan

Perhitungan rencana terkait pendirian pabrik Etanol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan tersebut masing-masing disajikan pada table sebagai berikut:

Tabel 4.11 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	173.345.655.389	11.996.239
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	43.336.413.847	2.999.060
3	Instalasi cost	74.538.631.817	5.158.383
4	Pemipaan	62.404.435.940	4.318.646
5	Instrumentasi	52.003.696.617	3.598.872
6	Insulasi	13.867.652.431	959.699
7	Listrik	26.001.848.308	1.799.436
8	Bangunan	25.500.000.000	1.764.706
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	3.300.000.000	228.374
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		474.298.334.349	32.823.414

Tabel 4.12 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	94.859.666.870	6.564.683
<i>Total (DPC + PPC)</i>		569.158.001.218	39.388.097

Tabel 4.13 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	569.158.001.218	39.388.097
2	Kontraktor	22.766.320.049	1.575.524
3	Biaya tak terduga	56.915.800.122	3.938.810
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		648.840.121.389	44.902.431

Tabel 4.14 *Direct Manufacturing (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	2.032.286.199.960	140.642.644
2	<i>Labor</i>	26.155.200.000	1.810.048
3	<i>Supervision</i>	3.138.624.000	217.206
4	<i>Maintenance</i>	12.976.802.428	898.049
5	<i>Plant Supplies</i>	1.946.520.364	134.707
6	<i>Royalty and Patents</i>	31.036.535.714	2.147.857
7	<i>Utilities</i>	23.045.845.803	1.594.868
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		2.130.585.728.269	147.445.379

Tabel 4.15 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.923.280.000	271.507
2	<i>Laboratory</i>	2.615.520.000	181.005
3	<i>Plant Overhead</i>	20.924.160.000	1.448.039
4	<i>Packaging and Shipping</i>	155.182.678.571	10.739.286
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		182.645.638.571	12.639.837

Tabel 4.16 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	51.907.209.711	3.592.194
2	<i>Propertu taxes</i>	12.976.802.428	898.049
3	<i>Insurance</i>	6.488.401.214	449.024
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		71.372.413.353	4.939.267

Tabel 4.17 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	2.130.585.728.269	147.445.379
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	182.645.638.571	12.639.837
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	71.372.413.353	4.939.267
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		2.384.603.780.193	165.024.483

Tabel 4.18 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	554.259.872.716	38.357.085
2	<i>In Process Inventory</i>	325.173.242.754	22.503.339
3	<i>Product Inventory</i>	216.782.161.836	15.002.226
4	<i>Extended Credit</i>	846.450.974.026	58.577.922
5	<i>Available Cash</i>	650.346.485.507	45.006.677
<i>Working Capital (WC)</i>		2.593.012.736.839	179.447.248

Tabel 4.19 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	119.230.189.010	8.251.224
2	<i>Sales expense</i>	190.768.302.415	13.201.959
3	<i>Research</i>	119.230.189.010	8.251.224
4	<i>Finance</i>	64.837.057.165	4.486.994
<i>General Expense (GE)</i>		494.065.737.599	34.191.401

Tabel 4.20 *Total Biaya Produksi*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	2.384.603.780.193	165.024.483
2	<i>General Expense (GE)</i>	494.065.737.599	34.191.401
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		2.878.669.517.792	199.215.884

Tabel 4.21 *Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	51.907.209.711	3.592.194
2	<i>Property taxes</i>	12.976.802.428	898.049
3	<i>Insurance</i>	6.488.401.214	449.024
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		71.372.413.353	4.939.267

Tabel 4.22 *Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	2.032.286.199.960	140.642.644
2	<i>Packaging & shipping</i>	155.182.678.571	10.739.286
3	<i>Utilities</i>	23.045.845.803	1.594.868
4	<i>Royalties and Patents</i>	31.036.535.714	2.147.857
<i>Variable Cost (Va)</i>		2.241.551.260.048	155.124.655

Tabel 4.23 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	11.577.000.000	798.414
2	<i>Payroll Overhead</i>	2.315.400.000	159.683
3	<i>Supervision</i>	2.315.400.000	159.683
4	<i>Plant Overhead</i>	6.946.200.000	479.048
5	<i>Laboratorium</i>	2.315.400.000	159.683
6	<i>General Expense</i>	161.336.524.678	11.126.657
7	<i>Maintenance</i>	17.757.139.243	1.224.630
8	<i>Plant Supplies</i>	2.663.570.886	183.695
Total Nilai Ra		207.226.634.808	14.291.492

4.11.3 Analisa Keuntungan

Annual Sales (Sa)	= Rp. 3.103.653.571.429
Total Cost	= Rp. 3.103.653.571.429
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 224.984.053.636,24
Pajak	= 52 % dari keuntungan sebelum pajak (Aries & Newton, 1955). = (Rp. 116.991.707.891)
Keuntungan setelah pajak	= Rp. 107.992.345.745

Analisis kelayakan

1. Return on Investment (ROI)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 11 - 44 %. (Aries & Newton, 1955).

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan} \times 100\%}{\text{Fixed Capital}}$$

ROI sebelum pajak = 35 %

ROI setelah pajak = 17 %

2. Pay Out Time (POT)

POT Sebelum Pajak (*Industrial Chemical* min 2 th / *High Risk*- 5 th/*low Risk*).

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan tahunan} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 2 tahun

POT setelah pajak = 4 tahun

3. Break Even Point (BEP)

Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40 – 60 %.

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

(Aries & Newton, 1955).

$$\text{BEP} = 51,73 \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

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

(Aries & Newton, 1955).

$$\text{SDP} = 36,42 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital Investment	= Rp 648.840.121.389
Working Capital	= Rp 2.593.012.736.839
Salvage Value (SV)	= Rp 51.907.209.711
Cash Flow (CF)	= Annual profit+depresiasi+finance
CF	= Rp 224.736.612.621

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Dari hasil trial& error, diperoleh :

$$R = \text{Rp}13.146.295.062.441$$

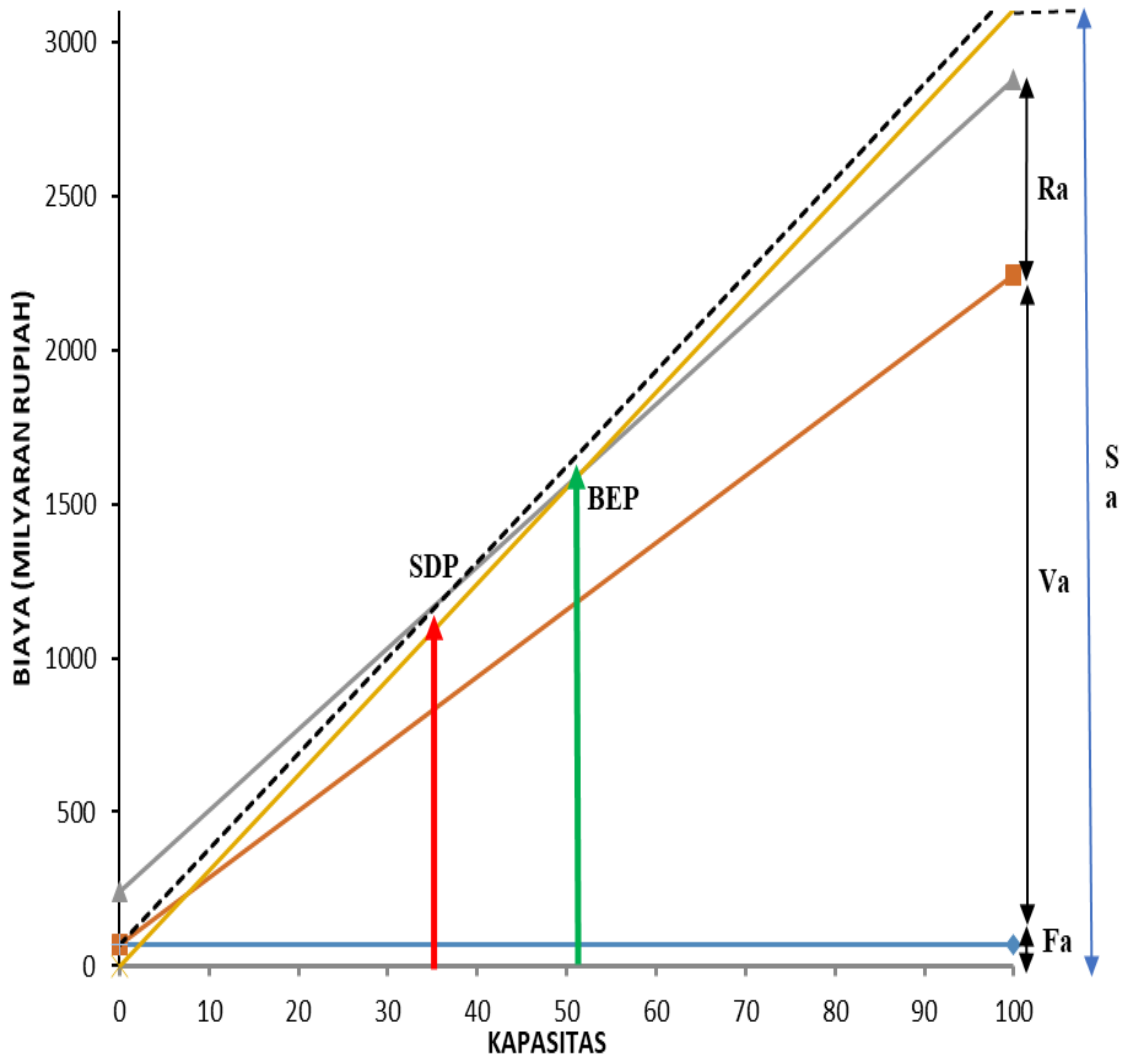
$$S = \text{Rp}7.697.247.260.804$$

$$i = 15,03 \%$$

Minimum nilai DCFR : 1.5 x bunga pinjaman bank

(Aries & Newton, 1955).

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1.5 x suku bunga pinjaman bank ($1.5 \times 5,00\% = 7,50\%$).



Gambar 4.6 Grafik Analisa kelayakan pabrik

Dari gambar 4.6 di atas menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 51,73 % dan 36,42 %. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti R_a , V_a , F_a , dan S_a dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus ditutup karena mengalami kerugian yang besar bahkan hampir bangkrut. Dapat disimpulkan bahwa jumlah kapasitas yang harus di produksi per tahunnya adalah 5.017,81 ton/tahun untuk mencapai titik BEP dan untuk SDP adalah 3.532,74 ton/tahun.

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil Analisa dan perancangan pabrik Etanol dari Bonggol Pisang dengan kapasitas 9.700 ton/tahun digolongkan pabrik beresiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah,serta pengendalian bahan baku dan produk yang dihasilkan mudah dikendalikan.

Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan yang diperoleh:
 - Sebelum pajak Rp.224.984.053.636 /tahun
 - Sesudah pajak Rp.107.992.345.745 /tahun
2. Return Of Investment (ROI):
 - Sebelum pajak = 35 %
 - Sesudah pajak = 17 %

Batasan ROI sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, minimum adalah sebesar 11%. (Aries and Newton, 1955)

3. Pay Out Time (POT):
 - Sebelum pajak = 2 tahun
 - Sesudah pajak = 4 tahun

Batasan POT sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, maksimal adalah 5 tahun.(Aries and Newton 1955)

4. Break Even Point (BEP) pada 51,73 % dan Shut Down Point (SDP) adalah 36,42 %. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 15,03 %.Batasan BEP yang dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah sebesar 40 - 60%). (Aries and Newton 1955)
5. Dari peninjauan secara keseluruhan dapat disimpulkan pabrik Etanol dari Bonggol Pisang layak dikaji untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Apriwinda. 2013. Studi Fermentasi Nira Batang Sorgum Manis (*Sorghum bicolor* (L) Moench) untuk Produksi Etanol. Makassar : Universitas Hasanuddin.
- Aries, R.S., Newton, R.D., 1955. Chemical Engineering Cost Estimation. Mc Graw Hill Handbook Co, New York.
- Ashok Pandey. 2008. Handbook of Plant-Based Biofuels. New York: CRC Press.
- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. 2020. Data Produksi Bioetanol secara Nasional. (www.bps.go.id) dilihat : 22 April 2021.
- Bank Indonesia. 2013. Nilai Tukar Mata Uang Asing. Jakarta.
- Bank Mandiri. 2013. Cicilan Ringan KPR dan Kredit Usaha. Jakarta.
- Brownell, L.E., dan Young, E.H., 1959. "Process Equipment Design", Willy Eastern Limited, New Delhi.
- Chemiawan T. 2007. Membangun Industri Bioetanol Nasional Sebagai Pasokan Energi Berkelanjutan Dalam Menghadapi Krisis Energi Global.
- Considine, Douglas M. 1985. Instruments and Control Handbook. 3rd Edition. USA : Mc Graw-Hill, Inc.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F.. 1983. Chemical Engineering, vol.6, Pergamon Press. Oxford.
- Degremont. 1991. Water Treatment Hadbook. 5th Edition, New York: John Wiley & Sons.
- Direktorat Jendral Bina Gizi. 1979. Komposisi Kimia dari Bonggol Pisang.
- Direktorat Jendral Pertanian, 2017. Buku pisang, ditjenbun.pertanian.go.id
- Fano, Sebastiana. 2008. Prarencana Pabrik Etanol dari Ubi Kayu dengan Proses

Fermentasi Kapasitas 20.000 ton/tahun. Malang: Universitas Tribhuwana Tunggaladewi.

Froust, Alan S., 1960. "Principles Of Unit Operation", John Willey dan Sons, New York.

Geankoplis, Christie J., 1983. "Transport Process, Momentum, Heat and Mass", Allyn dan Bacon, Boston.

Hidayat N, Padaga M, dan Suhartini S. 2006. Mikrobiologi Industri. Andi. Yogyakarta

Kawamura. 1991. An Integrated Calculation of Wastewater Engineering. John Willey and Sons. Inc. New York.

Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2012. Ini Alasan Indonesia Masih Impor BBM 500.000 Barel/Hari. Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi
Kern dan Donald Q., 1983. "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Book Co., Auckland.

Kirk-Othmer, 1967. "Encyclopedia Of Chemical Engineering", Edisi Kedua, Dursion Of John Willey dan Sons, New York.

Lorch, Walter. 1981. Handbook of Water Purification. Britain : McGraw-Hill Book Company, Inc.

Madura, Jeff. 2000. Introduction to Business.2nd Edition. USA: South-Western College Publishing.

Magdalena, Merry. 2007. BBM Itu Bisa Dari Singkong, Minyak Jarak, Atau KelapaSawit.

McCabe dan Smith, 1994. "Operasi Teknik Kimia", Jilid 1 dan 2, Erlangga, Jakarta.

- Metcalf dan Eddy, 1991. Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse.
McGraw-Hill Book Company, New Delhi.
- Montgomery, Douglas C. 1992. Reka Bentuk dan Analisis Uji Kaji (Terjemahan).
Kuala Lumpur: Penerbit Universiti Sains Malaysia Pulau Pinang.
- Perry dan Chilton, 1999. "Chemical Engineering Handbook". Edisi 7,
McGraw-Hill Book Co., New York.
- Peter, M.S. dan Timmerhauss, K.D. 1990. "Plant Design and Economic for
Chemical Engineering", Edisi 4, McGraw-Hill Book Co., Tokyo.
- Prihandana. 2007. Bioetanol Ubi kayu Bahan Bakar Masa Depan.
Agromedia. Jakarta.
- PT. Prudential Life Assurance. 2013. Price Product List. Jakarta.
- Reklaitis, G.V., 1983. "Introduction to Material and Energy Balance", John Willey
dan Sons, New York.
- Rismunandar. 1990. Bertanam Pisang. Bandung: C.V. Sinar Baru.
- Rusjdi, Muhammad. 1999. PPh Pajak Penghasilan. PT. Indeks Gramedia. Jakarta.
- Rusjdi, Muhammad. 2004. PPN dan PPnBM. PT. Indeks Gramedia. Jakarta.
- Siagian, Sondang P. 1992. Fungsi-fungsi Manajerial. Jakarta.
- Smith, J.M. dan Van Ness, H.C., 1987. "Introduction to Chemical Engineering
Thermodynamics", McGraw-Hill Book Co., New York.
- Taherzadeh, 2007. Enzyme -Based Hydrolysis Processes For Etanol From
Lignocellulosic Materials. *Bioresources* 2(4), 707-738
- Ulrich, G.D. 1984. A Guide to Chemical Engineering Process Design and
Economics. New York: John Wiley and Sons.

Walas, Stanley M. 1990. Chemical Process Equipment. Washington: Butterworth-Heinemann.

Yaws, C.L., 1999. Chemical Properties Handbook. Mc Graw Hill Handbook Co, New York.

Yuanita, dkk. 2008. Pabrik Sorbitol dari Bonggol Pisang (Musa Paradisiaca) dengan

Proses Hidrogenasi Katalitik. Jurnal Ilmiah Teknik Kimia. ITS. Surabaya.

Yudiarto, Arif. 2008. Bensin Singkong Dari Halaman. Trubus 458-Januari 2008 Halaman 16.

<http://www.alibaba.com/> Diakses pada tanggal : 14 januari 2022.

<http://www.bukalapak.com/> Diakses pada tanggal : 04 maret 2022.

<http://www.matche.com/> Diakses pada tanggal : 06 maret 2022.

<http://www.shoppe.com/> Diakses pada tanggal : 22 februari 2022.

<http://www.tokopedia.com/> Diakses pada tanggal : 08 maret 2022.

<http://www.olx.com/> Diakses pada tanggal : 26 januari 2022.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR HIDROLISIS

FUNGSI : Tempat terjadinya reaksi hidrolisis antara Amilum dengan air menjadi glukosa
Fasa : Cair - Cair
Waktu : 2 jam
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Bahan : Stainless Steel grade b
Jumlah : 2 buah
Tekanan : 1 atm
Temperatur : 60°C

Komposisi Tangki Reaktor

Komponen	kg/jam
AMILUM	100,21
AIR	1178,39
PROTEIN	74,72
VITAMIN	101,09
H ₃ PO ₄	1,34
GLUKOAMILASE	5,05
A-AMILASE	0,75
TOTAL	1461,59

Densitas Campuran : 1045,07 kg/m³

65,24 lb/ft³

Laju Alir Volumetric : 1,43 m³/jam

enzim

Reaksi yang terjadi : *amilum + air* → *Glukosa*

FA0 = 0,61 kmol/jam

CA0 = 0,43 kmol/m³

Dari persamaan koefisien reaksi $CA_0 = CB_0$

$r_A =$ (Levenspil, persamaan 2, hal 4)

$$r_a = \frac{\text{mol A yang terlarut}}{\text{vol larutan} \times \text{waktu}}$$

$r_a = 0,215687488 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

Menghitung volume reaktor

$$V = FA_0 \frac{\Delta X_a}{r_a}$$

$V = 2,86 \text{ m}^3 \qquad 301,5097056 \text{ gallon}$

Bahan-bahan yang tidak bereaksi dihitung

Air $= 1167,26 \text{ kg/jam}$

Protein $= 74,72 \text{ kg/jam}$

Vitamin $= 101,09 \text{ kg/jam}$

H_3PO_4 $= 1,34 \text{ kg/jam}$

Glukoamilase $= 5,05 \text{ kg/jam}$

Alfa-Amilase $= 0,75 \text{ kg/jam}$

Total $= 1350,24 \text{ kg/jam}$

Volume bahan yang tidak bereaksi $=$

$$= \frac{\text{Massa bahan yang tidak bereaksi}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{1350,24161}{1045,075631}$$

$$= 1,29 \text{ m}^3$$

Volume Total Reaktor $= 4,16 \text{ m}^3$

Faktor Keamanan $= 20\%$

Jadi Volume Reaktor Hidrolisis $= 4,99 \text{ m}^3$

$$= 176,27 \text{ ft}^3$$

$$= 1318,74 \text{ galon}$$

Kinetika Reaksi Hidrolisis dengan Enzim persamaan Michaelis Menten

enzim



$$r_a = k \cdot N_a / V$$

$$V = k \cdot N_a / r_a \quad v_a = \text{laju pertumbuhan}$$

Nilai r_a didapat dari rumus :

$$r_a = \frac{r_{\max} \cdot C_a}{K_m + C_a}$$

$$C_a = C_s$$

$$C_a = N_a / Q$$

$$C_a = 0,130999277 \text{ kmol/m}^3$$

$$K_m = 0,000025 \text{ g/l} = 0,025 \text{ g/m}^3 = 2,19 \times 10^{-6} \text{ mol/m}^3$$

$$= 2,19 \times 10^{-9} \text{ kmol./m}^3$$

$$V_{\max} = r_{\max} \quad 75 \text{ g/l min} = 4500 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$r_a = \frac{4500 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam} \times 0,130999277 \text{ kmol/m}^3}{2,19 \times 10^{-9} \text{ kmol/m}^3 + 0,130999277 \text{ kmol/m}^3}$$

$$= 4500 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$= 27,77 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Optimasi Reaktor Hidrolisis

n	V1 (gallon)	V2	V3	V4	V5
1	2041,5650				
2	301,5097	301,5097			
3	140,1019	140,1019	140,1019		
4	88,5767	88,5767	88,5767	88,5767	
5	64,1831	64,1831	64,1831	64,1831	64,1831

n	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	0,00	0,97				
2	0,00	0,826744989	0,97			
3	0,00	0,689166936	0,903434002	0,97		
4	0,00	0,583808286	0,826791432	0,927914932	0,97	
5	0,00	0,503962017	0,754010532	0,878011724	0,939504973	0,97

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	2041,56	191800	191800
2	301,50	69600	139200
3	140,10	46400	139200
4	88,57	36200	144800
5	64,18	30600	153000

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi :

- Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil
- dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>
- untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal

- dipilih Stainless Steel tipe 304 sebagai bahan pembuat reaktor
- Harga reaktor (<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>)

Ditinjau dari harga, maka digunakan 2 buah reaktor, dengan volume masing-masing $V_1=V_2$ (V_{shell}) = 1,1413 m³ = 301,50 gallon

1. Menentukan bentuk dan ukuran reaktor

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup elipsoidal Bahan : *Stainless steel*

- Menentukan Diameter dalam dan tinggi reaktor mula-mula
 - o Diameter tangki

Menghitung Diameter Tangki dan Tinggi Tangki

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V \text{ tangki}}{\pi}}$$

$$D = 1,54 \text{ m}$$

Diameter Tangki, D_t

$$V_R = V_{\text{liquid}} + V_{\text{elipsoidal}}$$

$$\text{dimana} = 1,00 \quad DT \quad VL = \frac{\pi \cdot Dt^2}{4} HL, \text{ dengan } HL$$

$$= 0,25 \quad DT \quad VE = \frac{\pi \cdot Dt^2}{6} HE, \text{ dengan } HE$$

$$\text{Maka} : Vr = VL + VE = 0,30 \quad \pi DT^3$$

$$DT = \left[\frac{Vr}{0.3042 \pi} \right]^{\frac{1}{3}} = 1,47 \text{ m} = 57,94 \text{ in}$$

Tinggi Tangki, HR

$$V_R = V_S + 2V_E$$

$$V_S = \text{Volume silinder}$$

$$= D^2 \cdot H_S \quad H_S = \text{tinggi silinder}$$

$$V_E = \text{Volume elipsoidal}$$

$$= D^2 \cdot H_E \quad H_E = \text{tinggi elipsoidal} = \frac{1}{4} D$$

Maka :

$$V_R = V_S + 2V_E$$

$$H_s = \frac{\text{volume reaktor} - (2 * \pi * (D^3)/24)}{(\pi * D^2/4)}$$

$$= 1,22 \text{ m}$$

$$H_E = 0.250 \times D$$

$$= 0,36 \text{ m}$$

$$H_R = H_S + 2H_E$$

$$(\text{tinggi reaktor}) = 1,96 \text{ m} = 77,26 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Tangki, t

$$H = \text{Tinggi Tangki} = 1,96 \text{ m} = 77,26 \text{ in}$$

$$E_j = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,85 \text{ (Peter table 4,p 538)}$$

$$D_a = \text{Diameter tangki} = 1,47 \text{ m} = 57,94 \text{ in}$$

$$C = \text{Tebal korosi yang diizinkan} = 0,011 \text{ (Peter tsble 6, p.542)}$$

Penentuan Tekanan Desain :

P Operasi = 1 atm

Gravity = 9,8 m/s²

Safety Factor = 0,1

P Hidrostatik = H x r Cairan x g = 20098,62 N/m² = 0,19 atm

P Desain = 1,1 x (P ops + P Hidro) = 1,31 atm = 19,37 psi

Untuk cylindrical vessel pada tekanan atmosfer dan dihitung berdasarkan tekanan internal :

$$T = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 \times p} + C \text{ (Peter, table 4, hal 537)}$$

dimana :

P = Tekanan Design = 19,37 psi

r_i = Jari-jari bagian dalam tangki = 1/2 ID = 28,97 in

f = max allowable stress = 12650 psi

Jenis penyambungan = double welded joint (Brownell & Young, tabel 13.2, hal 254)

E = welded joint efficiency = 0,8 %

C = Corrosion Allowance = 0,0125 in/tahun (Tabel 6, Peters, hal 542)

Umur Alat = 10,0000

C = 0,1250 in (Brownell & Young, tabel 3.1, hal.37)

Sehingga =

$$t = \frac{20,00 \text{ psi} \times 34,64 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 20,00 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 0,18 \text{ in}$$

Dipilih tebal tangki standard = 1/3 in = 0,31 in

- Menentukan diameter

reactor sesungguhnya

Diameter luar *shell* (*D_o*)

adalah =

$$\begin{aligned} D_0 &= D_i + 2t \\ &= 0,31 \text{ in} + (2 \times 57,94 \text{ in}) \\ &= 58,57 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD standard

$$= 66 \text{ in} = 1,67 \text{ m}$$

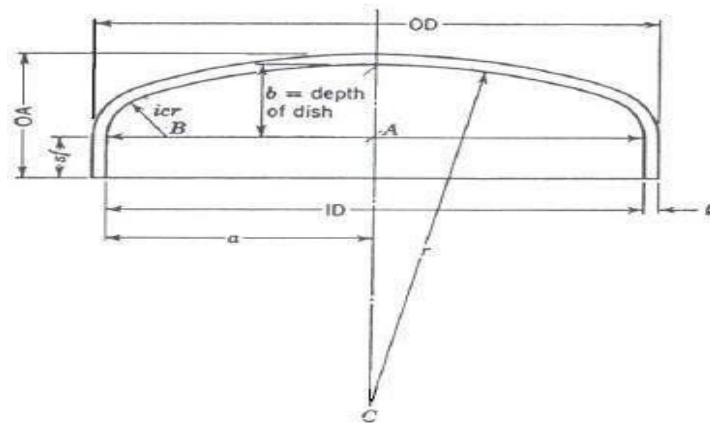
$$ID = OD - 2t = 65,61$$

$$\text{in} = 1,66 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi tangki termasuk head (TH)

Bentuk : *Torespherical head (flange and dishhead head)*

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar 5.1 Hubungan dimensional untuk *flange and dishhead head*

- Tebal head

Berdasarkan tabel 5.7, Brownell &

Young, hal 90, didapat: $I_{cr} = 4 \text{ in} =$

$$0,10 \text{ m}$$

$$r = 66 \text{ in} = 1,67 \text{ m}$$

$$W = 1/4 \times (3 + (r_c/r_i)^{1/2}) =$$

Dimana :

$W = \text{stress intensification factor for torispherical head}$

$r_c = \text{radius of crown} = r = 66 \text{ in}$

$r_i = \text{inside corner radius} = i_c r = 4 \text{ in} = 0,86 \text{ m}$

$$W = 3 + \frac{\left(\left(\frac{66}{4}\right)^{0,5}\right)}{4} = 1,76 \text{ in}$$

$$th = \frac{p \times r_c \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C = \frac{20,00 \text{ psi} \times 66 \text{ in} \times 1,76 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 20,00 \text{ psi}} + 0,1250$$
$$= 0,24 \text{ in} = 0,0061 \text{ m}$$

Dipilih tebal head standar = 0,44 in = 0,011 m

- Tinggi head

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk $tH = 0,6250 \text{ in}$

Standart straight flange (Sf) = 1,5- 3,5 in

(dipilih Sf = 3 in)

Untuk menghitung tinggi *head* digunakan

penjelasan pada *fig. 5.8*, Brownell & Young, hal

87 (Gambar 5.1).

$$a = ID/2 = 65,61 : 2 = 32,80 \text{ in} = 0,83 \text{ m}$$

$$AB = ID/2 - i_c r = 32,80 \text{ in} - 4 \text{ in} = 28,80 \text{ in} = 0,73 \text{ m}$$

$$BC = r_c - i_c r = 66 \text{ in} - 4 \text{ in} = 62 \text{ in} = 1,57 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 54,90 \text{ in} = 1,39 \text{ m}$$

$$b = r - AC = 66 \text{ in} - 54,90 \text{ in} = 11,09 \text{ in}$$

$$= 0,28 \text{ m}$$

$$ID = OD - 2th$$

$$= 66 \text{ in} - 2 \times 0,24 \text{ in}$$

$$= 65,12 \text{ in}$$

$$= 1,65 \text{ m}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,24 \text{ in} + 11,09 \text{ in} + 3 \text{ in}$$

$$= 14,53 \text{ in} = 0,36 \text{ m}$$

Tinggi tangki termasuk
tinggi head dan bottom $H_t =$
 $H + 2OA$
 $= 2,34 \text{ m} + 2 \cdot 0,36 \text{ m}$
 $= 3,08 \text{ m}$
 $= 121,45 \text{ in}$

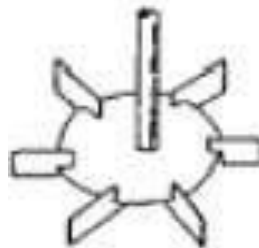
2. Perancangan Pengaduk

Bahan : *Stainless steel*

Jenis : *Turbin with 6 flat blades* (Gb. 9.2, hal 229, Mc.Cabe
dan Fig 6.3, hal 147, Treybal)

Alasan pemilihan :

1. Efektif untuk jangkauan viskositas yang cukup luas.
2. Baik untuk tangki kecil maupun besar karena diameternya lebih kecil dari impeller lain
3. Layak secara ekonomis dalam *power*.
4. Tidak merusak partikel yang memiliki viskositas yang cukup besar.



Gambar 5.2 *Vertical blade turbine*

- Penentuan dimensi pengaduk
 - **Penentuan diameter pengaduk**

Untuk *turbine with 6 flat blade*, **ID/Di = 3** (Brown hal 507)

Dimana : ID = Diameter dalam tangki = 65,61 in

Di = Diameter pengaduk = 21,87 in = 1,82 ft = 0,55 m

- Penentuan lebar blade pengaduk W_b

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \cdot D_i \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 21,87 \text{ in} \\
 &= 5,46 \text{ in} \\
 &= 0,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Penentuan lebar baffle

Jumlah baffle = 4 buah (Brown, hal 507)

W/D impeller = 0,17 (Brown, hal 507)

Maka lebar baffle = $W = 0,17 \cdot D \text{ impeller}$
 $= 0,17 \times 21,87 \text{ in}$
 $= 3,71 \text{ in}$
 $= 0,09 \text{ m}$

- Penentuan offset top dan bottom
 Offset top = $D_i/6 = 3,64 \text{ in}$

Offset bottom = $D_i/2 = 11 \text{ in}$

- Penentuan tinggi cairan dalam tangki $(Z_L) Z_L/D_i$
 $= 2,7-3,9$ (brown hal 507)

Maka diambil nilai $Z_L/D_i = 3$

Maka tinggi cairan dalam tangki adalah = $Z_l = 3 \times D_i = 65,61 \text{ in} = 1,66 \text{ m}$

- o Penentuan jarak pengaduk dari dasar tangki

$Z_i/D_i = 0,75$ s.d $1,3$ (Brown, hal 507)

Maka diambil nilai $Z_i/D_i = 1$

Maka tinggi tepi *blade* dari dasar tangki = $Z_i = 1,0 \times D_i = 21,87$ in

- o Penentuan jumlah pengaduk dan putaran pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \times D_i (ft)} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i (in)}}$$

Dimana :

$$WELH = ZL * sg$$

$$\text{Spesific Gravity, } sg = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}} = \frac{1045,07}{1000} = 1,04$$

$$WELH = 65,61 \text{ in} \times 1,04$$

$$= 68,57 \text{ in}$$

Maka, jumlah

pengaduk =

$$WELH/ID = 1$$

Standard = 1 buah

$$N = 131,26 \text{ rpm}$$

$$= 2,18 \text{ rps}$$

Dipilih Fixed-speed belt (single reduction gear with V belts)

- o Penentuan power pengaduk

Viskositas campuran = $0,46 \text{ cp} = 0,00046$

$\text{kg/m} \cdot \text{det} = 0,00031 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$ Nilai Reynold Number,

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu} + C$$

$$Re = \frac{1045,07 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,18 \text{ rps} \times 0,55 \text{ m}}{0,00046 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{det}} + C$$

$$= 1.523.964,16$$

Setelah di plot ke grafik 477 Brown, didapat $P_o = 7 \text{ Hp}$

$$power = \frac{\rho N^3 D_i^5 P_o}{550 g_c}$$

Dimana :

$$P = 65,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = 2,18 \text{ rps}$$

$$D_i = 1,82 \text{ ft}$$

$$P_o = 7 \text{ Hp}$$

$$G_c = 9,8 \text{ m/s}^2 = 32,15 \text{ ft/s}^2$$

$$maka power = \frac{76,08 \times 0,714^3 \times 5,64^5 \times 7 \text{ Hp} \times 76,08}{550 \times 32,15 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 76,64 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pengaduk} = 0,9$$

$$\begin{aligned} \text{Maka Power} &= \frac{76,64 \text{ Hp}}{0,9} \\ &= 85,16 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Standard power NEMA} = 75 \text{ Hp}$$

Perancangan Jacket untuk pendingin

Material :

Fungsi : menyerap panas yang dilepaskan reaksi

Media : air

Pengecekan Luas Transfer Panas pada Jacket

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
60	Higher Temp	50	10
30	Lower Temp	27	3
			7

$$LMTD = \frac{AT_2 - AT_1}{\ln AT_2/AT_1}$$

$$5,8141 \text{ C} = 42,46 \text{ F}$$

Menghitung Luas Transfer Panas :

Untuk fluida heavy organic dan fluida dingin berupa air, UD = 5-75 Btu.ft².F.jam (tabel 8 Kern) tergantung viscositas yang di dapatkan

Diambil harga UD = 75 Btu/ft².F.jam

$$Q = 2901485,31 \text{ kJ} = 275007,74 \text{ Btu}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T LMTD} = 86,34 \text{ ft}^2 = 8,02 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \pi DH = 8,77 \text{ m}^2$$

Menghitung luas penampang bawah reaktor

$$A = (\pi/4) * D^2 = 2,18 \text{ m}^2$$

$$\text{Total luas yang tersedia} = 10,95 \text{ m}^2$$

Dikarenakan A tersedia < A kebutuhan, maka digunakan koil pendingin

Dipilih media pendingin air pada suhu = 27C tekanan = 1 atm

$$T_{c1} = \text{suhu air masuk jaket} = 27 \quad C = 80,60 \quad F = 300,15 \text{ K}$$

$$T_{c2} = \text{suhu air keluar jaket} = 50 \quad C = 122 \quad F = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{c \text{ avg}} = \text{suhu air rata-rata} = 38,50 \quad C = 101,30 \quad F = 311,65 \text{ K}$$

$$\text{Menentukan jumlah air pendingin} = 8882,447286 \quad \text{Kg/jam}$$

$$= 19585,79626 \quad \text{lb/jam}$$

$$= 8420,560027 \quad \text{Btu/jam}$$

$$T \text{ rata - rata} = 38,5 \quad = 101,3 \quad = 311,5 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu 38,5 C (82.4 F & 301K)

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kg C} = 0,00099 \text{ Btu/lb F}$$

$$\rho = 1015,16 \text{ Kg/m}^3 = 63,34 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,67 \text{ Cp} = 1,62 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,470070832 \text{ W/m.k} = 0,27 \text{ Btu/h.ft.f}$$

Kecepatan Volumetrik air

$$\boxed{Q_v = \frac{m_{air}}{\rho_{air}}} = 8,74 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 308,99 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Menentukan Diameter minimum Koil

untuk aliran dalam koil/tube , batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s. (coulson pg.527)

$$\text{Kecepatan pendingin} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$\text{Debit air pendingin} = 8,74 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$v = 2,5 \text{ m/s} = 9000 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas penampang A} = \text{Debit air}/v$$

$$\begin{aligned}
&= 0,00097 \quad \text{m}^2 \\
&= 0,01 \quad \text{ft}^2 \\
&= 1,50 \quad \text{in}^2 \\
A &= (\pi \cdot \text{ID}^2)/4 \\
\text{ID} &= 0,03 \quad \text{m} \\
&= 1,38 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

Dipilih diameter standar (Kern,tabel 11 hal.844)

$$\begin{aligned}
\text{Nps} &= 1 \quad \text{in} \\
\text{schedule number} &= 40 \\
\text{OD} &= 1,32 \quad \text{in} \quad 0,11 \quad \text{ft} \\
\text{ID} &= 1,04 \quad \text{in} \quad 0,08 \quad \text{ft} \\
\text{Luas penampang(A')} &= 0,86 \quad \text{in}^2 \quad 0,0060 \quad \text{ft}^2 \\
\text{Luas perpan/panjang(a'')} &= 0,33 \quad \text{ft}^2/\text{ft}
\end{aligned}$$

Menentukan hi

$$\begin{aligned}
\rho \text{ air pendingin} &= 1015,169937 \quad \text{kg/m}^3 = 63,34 \quad \text{lb/ft}^3 \\
\mu &= 0,67 \quad \text{Cp} = 1,62 \quad \text{lb/ft.jam} \\
k &= 0,47 \quad \text{W/m.k} = 0,27 \quad \text{Btu/h.ft.F} \\
\text{Cp} &= 4,18 \quad \text{Kj/kg C} \\
\text{Gt} &= \text{Kec.aliran massa / Luas penampang} \\
&= 3264299,37 \quad \text{lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\
v &= \text{Gt}/\rho \\
&= 51530,77 \quad \text{ft/jam}
\end{aligned}$$

$$= 4,36 \text{ m/s}$$

$$= 14,31 \text{ ft/s}$$

Bilangan Reynold Fluida dalam pipa adalah:

$$NRe = Di.Gt / \mu$$

$$= 175861,21$$

$$f = 0,00019 \quad (\text{kern.fig.26 hal 836})$$

$$jh = 190 \quad (\text{kern.fig.28 hal 838})$$

Menentukan hi

$$\boxed{hi = \frac{jH.D}{k} \left(\frac{cp.\mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}} = 4,74 \text{ btu/ft}^2 \text{ F.jam}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa adalah :

$$\boxed{hio = hi \frac{ID}{OD}} = 3,77 \text{ btu/ft}^2 \text{ .jamF}$$

untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut :

diketahui diameter spiral atau heliks koil = 0,7-0,8 Dt (Rase,1997)

$$\boxed{hio_{\text{koil}} = hio_{\text{pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)}$$

$$D \text{ spiral Koil} = 4,37 \text{ ft}$$

$$= 1,33 \text{ m}$$

$$h_{io} \text{ koil} = 4,03$$

Menentukan h_o

$$h_o = 0.00265 \times N_{re} \text{ (kern, fig.20.5b hal 722)} = 466,03$$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$
$$= 4,001020525$$

Nilai R_d yang diizinkan = 0,001-0,003

(Kern, fig 12 hal 846)

$$R_d = 0,001$$

$$U_d = \frac{1}{(1/U_c) + R_d}$$
$$= 3,98 \text{ btu/hr.ft}^2\text{.F}$$
$$= 2$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,46 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 99,14 \text{ ft}^2$$

Menentukan panjang koil

$$L = A/a''$$
$$= 296,8450275 \text{ ft} = 90,4783644 \text{ m}$$

Menentukan volume koil

$$V = \frac{\pi}{4} R^2 t$$
$$V = 2,81 \text{ ft}^3$$

Menentukan Jumlah Lengkungan koil

$$\begin{aligned} D_c &= 0.8 \times (\text{ID tangki reaktor}) \\ &= 52,51 \text{ in} \\ &= 4,37 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$AB = ID$$

BC Diambil $x = 0.3 D$

$$\begin{aligned} x &= 0,39 \text{ in} \\ &= 0,03 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang 1 putaran

K lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((ID^2+x^2)^{1/2})$$

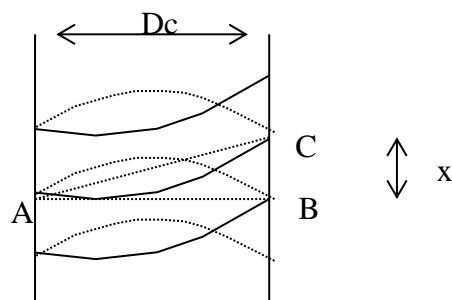
$$\begin{aligned} K \text{ lilitan} &= 30,35 \text{ ft} \\ &= 364,29 \text{ in} \\ &= 9,25 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Banyak Lilitan

$$\boxed{N_{\text{lilitan}} = \frac{L_{\text{pipa koil}}}{K_{\text{lilitan}}}}$$

$$= 9,77$$

Jumlah lilitan = 9 Lilitan



Menentukan tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= (N_{\text{lilitan}}-1)x + N_{\text{lilitan}}.OD \\ &= 1,254 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 0,3822192 \quad \text{m}$$

$$= 15,048 \text{ in}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil

$$V.\text{cairan dalam shell} = 2,75 \quad \text{m}^3$$

$$V \text{ koil} = 0,08 \quad \text{m}$$

$$A \text{ shell} = 2,18 \quad \text{m}$$

$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dlm shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$
--

$$Zc = 1,302444329 \quad \text{m}$$

$$ZC = 1,660716489 \quad \text{m}$$

Jarak Dari Dasar tangki ke bagian bawah koil (hk)

$$= \frac{(\text{Tinggi cairan setelah ada koil} - \text{tumpukan koil})}{2}$$

$$= 0,46 \text{ m}$$

b + sf (tinggi dasar tangki hingga ke koil)

$$= 0,35 \text{ m}$$

Maka koil tercelup semua pada shell

PERHITUNGAN REAKTOR FERMENTOR

3. Penentuan Jumlah Reaktor

Penentuan jumlah reaktor pada proses pra rancangan pabrik bioethanol ini menggunakan *Gant Chart*, dikarenakan reaktor berjenis Batch

Waktu Pembersihan	: 8
Waktu pengisian	: 8 jam
Waktu reaksi	: 72 jam
Waktu pengosongan	: 8 jam
Waktu Total	: 96 jam

Berdasarkan pertimbangan waktu dan Ekonomi dapat disimpulkan bahwa reaktor berjumlah 12 buah

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi :

- Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>
- untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal
- dipilih Stainless Steel tipe 304 sebagai bahan pembuat reaktor
- Harga reaktor <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>
- Ditinjau dari harga, maka digunakan 12 buah reaktor, dengan volume masing-masing
($V_{shell} = 66,03 \text{ m}^3 = 17443 \text{ gallon}$)

4. Perancangan Dimensi Reaktor Batch

Fungsi	: Sebagai tempat fermentasi glukosa
Fasa	: Padat - Cair
Jenis	: Batch Stirred-tank Fermentor Bahan
konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah	: 12 unit
Waktu 1 <i>batch</i>	: 72 jam
Laju Alir Massa (W)	: 5588,48287 Kg/Jam
Toperasi	: 30 °C
Poperasi	: 1 atm = 14,7 psi
Konversi	: 78%

5. Menentukan Kapasitas Reaktor

Komposisi Tangki Reaktor

Komponen	Massa (Kg)
AMILUM	100,2183293
AIR	1178,395639
PROTEIN	74,72419293
VITAMIN	101,0974375
H ₃ PO ₄	1,349136857
GLUKOAMILASE	5,056974611
A-AMILASE	0,753599152
GLUKOSA	108,0130883
YEAST	506,2031585
ETANOL	1785,016296
KARBONDIOKSIDA	1707,406892
AMMONIUM SULFAT	20,24812634
TOTAL	5588,48287

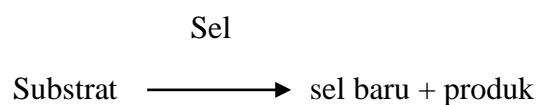
Laju Alir Volumetri (Q_f)

$$Q_f = \frac{\text{laju alir masa}}{\text{densitas}}$$
$$Q_f = \frac{5588,48 \text{ kg/jam}}{1218,7411 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_f = 4,58 \text{ m}^3/\text{jam}$$

6. Menentukan laju reaksi

Fermentasi Glukosa



Data untuk fermentasi etanol, sumber : (*“Modeling Bioreactors”*, R. Miller & M. Melick, *Chemical Engineering Feb. 16, p. 113 (1987)*):

Product concentrations,

$$C^*p = 93 \text{ g/dm}^3 \text{ Empirical constant,}$$

$$n = 0,520$$

$$\text{A maximum specific growth reaction rate, } \mu_{\max} = 330 \text{ hr}^{-1}$$

Parameter analogous to the Michaelis constant,

$$K_s = 1700 \text{ mg/dm}^3 = 1,7 \text{ kg/m}^3$$
$$= 0,0061976 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Cell maintenance, } m = 0,030 \text{ gsubstrat /g cell.h}$$

$$\text{Yield coefficient pembentukan sel, } Y_{c/s} = 0,080 \text{ g/g}$$

$$\text{Yield coefficient pembentukan produk, } Y_{p/s} = 0,450 \text{ g/g}$$

$$\text{Yield coefficient pembentukan produk terhadap cell, } Y_{p/c} = 5,600 \text{ g/g}$$

$$\text{Konstanta deaktivasi, } K_d = 0,010 \text{ hr}^{-1}$$

(fogler. P.398)

N glukosa

$$N = \frac{108,01 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/kmol}} = 0,60 \text{ kmol/jam}$$

Konsentrasi substrat, Cs

$$cs = \frac{108,01 \text{ kg/jam}}{4,58 \text{ m}^3/\text{jam}} = 23,55 \text{ kg/m}^3$$

Konsentrasi sel, Cc

$$Cc = \frac{506,20 \text{ kg/jam}}{4,58 \text{ m}^3/\text{jam}} = 389,27 \text{ kg/m}^3$$

Konsentrasi produk, Cp

$$CP = \frac{1785,016 \text{ kg/jam}}{4,58 \text{ m}^3/\text{jam}} = 389,27 \text{ kg/m}^3$$

Rate Laws

- Kecepatan spesifik pertumbuhan sel

$$\mu = \mu_{\max} \frac{cs}{ks + cs} = \frac{0,330}{\text{jam}} \times \frac{23,55 \text{ kg/m}^3}{1,7 \text{ kg/m}^3 + 23,55 \text{ kg/m}^3} = \frac{0,307787}{\text{jam}}$$

$$rg = \mu \times C_c = \frac{0,3225}{\text{jam}} \times 389,27 \text{ kg/m}^3 = 33,97 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

- Kecepatan kematian cell, rd

$$rd = kd \times C_c = \frac{0,010}{\text{jam}} \times 389,27 \text{ kg/m}^3 = 1,10 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

- Kecepatan konsumsi substrat untuk pemeliharaan sel, rsm

$$rd = m \times C_c = 0,030 \frac{\text{g substrat}}{\text{g cell} \cdot \text{h}} \times 389,27 \text{ kg/m}^3 = 3,31 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Stoichiometry

$$rp = Y_{pc} \times rg = 5,6 \text{ g/g} \times 33,97 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{Jam} = 190,27 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$= 1,05 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$y_{cs} = \frac{1}{y_{cs}} = \frac{1}{0,080 \text{ g/g}} = 12,5 \text{ g/g}$$

$$-rs = Y_{cs} \cdot rg + m \cdot C_c$$

$$= 12,5 \frac{g}{g} \times 33,97 \frac{kg}{m^3} \cdot jam + 0,030 \frac{g_{substrat}}{g_{cell} \times h} \times 389,27 kg/m^3$$

$$= 428,03 kg/m^3 \cdot Jam$$

7. Menentukan volume Reaktor, V_R

$$tr = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x}$$

$$k = \frac{1}{tr} \ln \frac{1}{1-x} = 0,02 h^{-1}$$

$$V = \frac{N_{ao}}{kx C_{ao} \times t} \ln \left(\frac{1}{1-ka} \right) = \frac{0,60 kmol/jam}{0,02 h^{-1} \times 0,13 \frac{kmol}{m^3} \times 72 jam} \ln \left(\frac{1}{1-0,78} \right)$$

$$= 4,58 m^3/jam$$

$$\text{Volume reaktor selama 72 jam} = 4,58 m^3 \times 72 jam = 330,15$$

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

$$\text{Maka Volume reaktor (Vr)} = 396,18 m^3$$

8. Menentukan bentuk dan ukuran reaktor

Bentuk : Tangki silinder tegak berdasar dan beratap torispherical

Bahan : *Stainless steel*

- Menentukan Diameter dalam dan tinggi reaktor mula-mula

- o Diameter tangki

$$H = 1 D \quad (\text{Brownell \& Young pers 3.11, hal 43})$$

$$Vr = \frac{\pi}{4} ID^2 H + (2 \times 0,000049 ID^3)$$

Asumsi $H=D$

$$Vr = \frac{\pi}{4} ID^3 + 0,000098 ID^3$$

$$Vr = 0,7851 ID^3$$

$$ID = \sqrt[3]{\frac{Vr}{0,7851}}$$

$$ID = 4,61 m = 181,58 in$$

o Tingi reactor

$$H = D = 4,61 \text{ m} = 181,58$$

- Tekanan design

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} ; 9,8 \text{ m/det}^2$$

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= H \times \rho_{\text{cairan}} \times g \\ &= 4,61 \text{ m} \times 1218,74 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \\ &= 55088,4 \text{ N/m}^2 = 0,54 \text{ atm} \end{aligned}$$

Safety factor

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{Hidrostatik}}) \\ &= 1,1 \times (1 + 0,54) \text{ atm} \\ &= 1,69 \text{ atm} \\ &= 24,96 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Tebal dinding reactor

$$T = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 \times p} + C \text{ (Peter, table 4, hal 537)}$$

dimana :

$$P = \text{Tekanan Design} = 24,96 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{Jari-jari bagian dalam tangki} = 1/2 \text{ ID} = 90,79 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 12650 \text{ psi}$$

Jenis penyambungan = double welded joint (Brownell & Young, tabel 13.2, hal 254)

$$E = \text{welded joint efficiency} = 0,8 \%$$

$$C = \text{Corrosion Allowance} = 0,0125 \text{ in/tahun} \text{ (Tabel 6, Peters, hal 542)}$$

$$\text{Umur Alat} = 10,0000$$

$$C = 0,1250 \text{ in} \text{ (Brownell \& Young, tabel 3.1, hal.37)}$$

Sehingga =

$$t = \frac{24,96 \text{ psi} \times 90,79 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 24,96 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 0,34 \text{ in}$$

Dipilih tebal tangki standard = 3/8 in = 0,3750 in

- Menentukan diameter reactor sesungguhnya

Diameter luar *shell* (D_0) adalah =

$$\begin{aligned} D_0 &= D_i + 2t \\ &= 181,58 \text{ in} + (2 \times 0,3750 \text{ in}) \\ &= 182,33 \text{ in} \end{aligned}$$

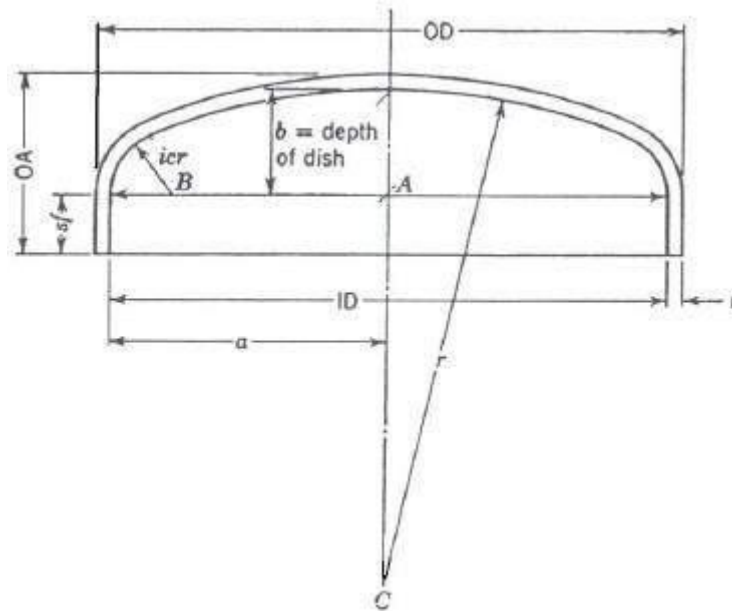
Diambil OD standard = 204 in = 5,1816 m

$$ID = OD - 2t = 203 \frac{1}{4} = 5,1626 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi tangki termasuk head (TH)

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

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar 5.1 Hubungan dimensional untuk *flange and dishhead head*

- Tebal head

Berdasarkan tabel 5.7, Brownell & Young, hal 90, didapat:

$$I_{cr} = 12 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,3112 \text{ m}$$

$$R = 170 \text{ in} = 4,3180 \text{ m}$$

$$W = 1/4 \times (3 + (r_c/r_i)^{1/2}) =$$

Dimana :

W = *stress intensification factor for torispherical head*

R_c = radius of crown = $r = 170 \text{ in}$

Ri = inside corner radius = icr = 12,25 in = 0,86 m

$$W = 3 + \frac{\left(\left(\frac{170}{12,25}\right)^{0,5}\right)}{4} = 1,68 \text{ in}$$

$$th = \frac{p \times rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C = \frac{24,96 \text{ psi} \times 170 \text{ in} \times 1,6813 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 24,96 \text{ psi}} + 0,1250$$
$$= 0,4776 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

Dipilih tebal head standar = 0,5 in = 0,0127 m

- Tinggi head

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk tH = 0,6250 in :

Standart straight flange (Sf) = 1,5- 3,5 in (dipilih Sf = 3,5 in)

$$th = 0,5 \text{ in}$$

$$icr = 12 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

Untuk menghitung tinggi head digunakan penjelasan pada fig. 5.8,

Brownell&Young, hal 87 (Gambar 5.1).

$$a = ID/2 = 203,25 : 2 = 101,62 \text{ in} = 2,5813 \text{ m}$$

$$AB = ID/2 - icr = 101,625 \text{ in} - 12,25 \text{ in} = 89,375 \text{ in} = 2,2701 \text{ m}$$

$$BC = rc - irc = 170 \text{ in} - 12,25 \text{ in} = 157,75 \text{ in} = 4,0069 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 129,9891 \text{ in} = 3,3017 \text{ m}$$

$$b = r - AC = 170 \text{ in} - 129,9891 \text{ in} = 40,0109 \text{ in} = 1,1063 \text{ m}$$
$$ID = OD - 2th$$
$$= 204 \text{ in} - 2 \times 0,5 \text{ in}$$
$$= 203 \text{ in} = 5,1562 \text{ m}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,5 \text{ in} + 1,1063 \text{ in} + 3,5 \text{ in}$$

$$= 44,0109 \text{ in} = 1,1179 \text{ m}$$

Tinggi tangki termasuk tinggi head dan bottom $H_t = H + 2OA$

$$= 5,1816 \text{ m} + 2 \times 1,1179 \text{ m}$$

$$= 7,4174 \text{ m}$$

= 292,0223 in

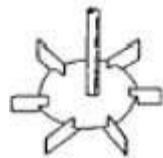
9. Perancangan Pengaduk

Bahan : *Stainless steel*

Jenis : *Turbine with 6 flat blades* (Gb. 9.2, hal 229, Mc.Cabe dan Fig 6.3, hal 147, Treybal)

Alasan pemilihan :

5. Efektif untuk jangkauan viskositas yang cukup luas.
6. Baik untuk tangki kecil maupun besar karena diameternya lebih kecil dari impeller lain
7. Layak secara ekonomis dalam *power*.
8. Tidak merusak partikel yang memiliki viskositas yang cukup besar.



Gambar 5.2 *Vertical blade turbine*

- Penentuan dimensi pengaduk
 - **Penentuan diameter pengaduk**

Untuk *turbine with 6 flat blade*, $ID/Di = 3$ (Brown hal 507)

Dimana : ID = Diameter dalam tangki = 203,5 in

Di = Diameter pengaduk = 67,75 in = 5,6458 ft = 1,7208 m

- Penentuan lebar blade pengaduk

Wb = $\frac{1}{4} \cdot Di$

= $\frac{1}{4} \cdot 67,75$ in

$$= 16,9375 \text{ in}$$

$$= 0,4302 \text{ m}$$

- Penentuan lebar baffle

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah (Brown, hal 507)}$$

$$\text{W/D impeller} = 0,17 \text{ (Brown, hal 507)}$$

$$\text{Maka lebar baffle} = W = 0,17 \cdot D \text{ impeller}$$

$$= 0,17 \times 67,75 \text{ in}$$

$$= 11,5175 \text{ in}$$

$$= 0,2925 \text{ m}$$

- Penentuan offset top dan bottom

$$\text{Offset top} = D_i/6 = 11,2917 \text{ in}$$

$$\text{Offset bottom} = D_i/2 = 33,875 \text{ in}$$

- Penentuan tinggi cairan dalam tangki (ZL)

$$ZL/D_i = 2,7-3,9 \text{ (brown hal 507)}$$

$$\text{Maka diambil nilai } ZL/D_i = 3$$

$$\text{Maka tinggi cairan dalam tangki adalah } = ZL = 3 \times D_i = 203,25 \text{ in} = 5,1626 \text{ m}$$

- Penentuan jarak pengaduk dari dasar tangki

$$Z_i/D_i = 0,75 \text{ s.d } 1,3 \text{ (Brown, hal 507)}$$

$$\text{Maka diambil nilai } Z_i/D_i = 1$$

$$\text{Maka tinggi tepi } blade \text{ dari dasar tangki } = Z_i = 1,0 \times D_i = 67,75 \text{ in}$$

- Penentuan jumlah pengaduk dan putaran pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \times D_i(ft)} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i(in)}}$$

Dimana :

$$WELH = ZL \cdot sg$$

$$\text{Specific Gravity, sg} = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}} = \frac{1067,65}{1000} = 1,21$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 203,25 \text{ in} \times 1,219 \\ &= 247,709 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, jumlah pengaduk = WELH/ID = 1

$$\text{Standard} = 1 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} N &= 45,76 \text{ rpm} \\ &= 0,714 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dipilih Fixed-speed belt (single reduction gear with V belts)

- o Penentuan power pengaduk

$$\text{Viskositas campuran} = 1,0899 \text{ cp} = 0,00109 \text{ km/m.det} = 0,0007 \text{ lb/ft.s}$$

Nilai Reynold Number, Re

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} \\ \text{Re} &= \frac{1218,74 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,714 \text{ rps} \times 1,72 \text{ m}}{0,00109 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{det}} + C \\ &= 2.525.551,42 \end{aligned}$$

Setelah di plot ke grafik 477 Brown, didapat $P_o = 7 \text{ Hp}$

$$\text{power} = \frac{\rho N^3 Di^5 P_o}{550 gc}$$

Dimana :

$$P = 66,6536 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = 0,714 \text{ rps}$$

$$Di = 5,6458 \text{ ft}$$

$$P_o = 7 \text{ Hp}$$

$$Gc = 9,8 \text{ m/s}^2 = 32,1522 \text{ ft/s}^2$$

$$\text{maka power} = \frac{76,08 \times 0,714^3 \times 5,6458^5 \times 7 \text{ Hp} 76,08}{550 \times 32,1522 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 76,64 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pengaduk} = 0,9$$

$$\begin{aligned} \text{Maka Power} &= \frac{76,64 \text{ Hp}}{0,9} \\ &= 85,16 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Standard power NEMA} = 75 \text{ Hp}$$

Perancangan jaket

Fungsi : menyerap panas yang dilepaskan reaksi

Media : air

o Pengecekan luas transfer panas pada jaket :

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
30,0000	Higher Temp	29,0000	1,0000
30,0000	Lower Temp	27,0000	3,0000
			-2,0000

$$LMTD = \frac{AT2 - AT1}{\ln AT2/AT1}$$

$$= \frac{-2}{\ln 1/3}$$

$$= 1,8205 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 35,2769 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

o Menghitung luas transfer panas

Untuk fluida heavy organic dan fluida dingin berupa air, UD = 5-75 Btu.ft².F.jam
(tabel 8 Kern)

Diambil harga UD = 70 Btu/ft².F.jam

$$Q = 1928546,95 \text{ Kj} = 1827909,82 \text{ Btu}$$

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

$$= \frac{1827909,82 \text{ Btu}}{50 \text{ Btu/ft}^2.\text{F.jam} \times 35,2769 \text{ F}}$$

$$= 740,23 \text{ ft}^2$$

$$= 68,76 \text{ m}^2$$

o Menghitung luas selubung

$$A = \pi DH$$

$$= 3,14 \times 5,1626 \text{ m} \times 5,1816 \text{ m}$$

$$= 83,9962 \text{ m}^2$$

o Menghitung luas penampang bawah reactor

$$A = (\pi/4) \times D^2$$

$$= (3,14/4) \times (5,1626 \text{ m})^2$$

$$= 20,9218 \text{ m}^2$$

$$\text{Total luas yang tersedia} = 83,9962 \text{ m}^2 + 20,9218 \text{ m}^2$$

$$= 104,9180 \text{ m}^2$$

Dikarenakan A tersedia > A kebutuhan, maka digunakan jaket pendingin

Dipilih media pendingin berupa air pada suhu 27 °C tekanan 1 atm

Temperatur masuk = 27 °C = 80,6 °F = 300,12 K

Temperatur keluar = 29 °C = 84,2 °F = 302,15 K

Temperature air rata-rata = 28 °C = 82,4 °F = 301,15 K

Q = Panas yang diserap = 1928546,96 kJ = 460273,73 kcal

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan = 67895,39 kg/jam

Cp air pada T 33,5 °C = 5,0218 kJ/kgC = 1,1985 kcal/kgC

Densitas Air pada suhu 33,5 °C = 991,00 kg/m³

Waktu pendinginan = t = 0,25 jam = 15 menit

$$Q_a = \frac{W \times t}{r}$$

$$= \frac{67895,39 \text{ kg/jam} \times 0,25 \text{ jam}}{991,00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 17,12 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2855 \text{ m}^3/\text{men}$$

$$= 0,0047578 \text{ m}^3/\text{det}$$

$$= 0,048102 \text{ ft}^3/\text{det}$$

o Penentuan volume jaket

Design jaket yang diinginkan adalah sesuai dengan bentuk tangki yang diletakkan disekeliling tangki

$$V_j = Q_s \times t$$

Dimana :

V_j = volume jaket

Q_s = laju alir air = 24,7793 m³/jam

T = waktu tinggal yang ditetapkan = 0,25 jam

V_j = 24,7793 m³/jam x 0,25 jam

= 6,1948 m³

o Penentuan diameter jaket

$$V_j = \left((\pi R_1^2) - \left(\pi \left(\frac{OD}{2} \right)^2 \right) \right) \times H$$

$$V_j = \pi R_1^2 H - \frac{\pi}{4} OD^2 H$$

$$\pi R_1^2 H = V_j + \frac{\pi}{4} OD^2 H$$

$$R_1^2 = \frac{V_j + \frac{\pi}{4} OD^2 H}{\pi H}$$

$$R_1 = \sqrt{\frac{V_j + \frac{\pi}{4} OD^2 H}{\pi H}}$$

Dimana :

$$V_j = \text{volume jaket} = 4,28 \text{ m}^3$$

$$H = \text{tinggi jaket yang menutupi tangki} = \text{OD standar} = 5,18 \text{ m}$$

$$OD = \text{OD standar} = 5,18 \text{ m}$$

$$R_1 = \text{jari jari tangki termasuk jaket} = 2,64 \text{ m}$$

$$D_1 = \text{Diameter tangki termasuk jaket} = 5,28 \text{ m}$$

$$t_j = \frac{D_1 - OD}{2}$$

$$= 0,0503 \text{ m}$$

$$= 5,0303 \text{ cm}$$

$$= 1,9804 \text{ in}$$

Optimasi Filter Press

Kriteria	Ukuran	
Permeable cake	0,0000005	lbm ft ² /lbf s ²
Area filtrasi	12,514	ft ²
ukuran ayakan	1,059	mm
Jumlah plate	2	buah
jumlah plate and frame	4	buah

pembersihan = 1 jam

waktu pengisian = 1 jam

waktu Kerja = 1 jam

total waktu Alat Filter Press = 3 jam

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi :

- Dengan menggunakan data harga *Filter Press* yang diambil
- dari <https://www.matche.com/equipcost/Filter.html>
- untuk mempertimbangkn jumlah *Filter Press* dengan harga minimal
- dipilih Carbon steel sebagai bahan pembuat *Filter Press*
- Harga reaktor <https://www.matche.com/equipcost/Filter.html>

Ditinjau dari harga, maka digunakan 3 buah *Filter Press*, dengan Area Filterasi masing - masing
 $A_1=A_2 = 12,51 \text{ ft}^2$

Jadwal Alat Reaktor Fermentasi

Reaktor / Waktu (Jam)	8	16	24	32	40	48	56	64	72	80	88	96	104
1	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue
2	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow
3	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red
4	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green
5	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green
6	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green
7	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green	Green
8	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green	Green
9	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green	Green
10	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green	Green
11	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green	Green
12	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Green	Red	Yellow	Blue	Green

Jumlah Reaktor = 12 Buah
 pembersihan = 8 Jam
 waktu pengisian = 8 Jam
 waktu reaksi = 72 Jam
 waktu pengosongan = 8 Jam
 Total Waktu = 96 Jam

KETERANGAN :

 = waktu Pengisian
 = waktu Reaksi
 = waktu Pengosongan
 = waktu Pembersihan

Jadwal Alat Filter Press

Filter / Waktu (Jam)	1	2	3	4
1				
2				
3				

Jumlah Filter Press = 3 Buah
 pembersihan = 1 Jam
 waktu pengisian = 1 Jam
 waktu Kerja Alat = 1 Jam
 Total Waktu = 3 Jam



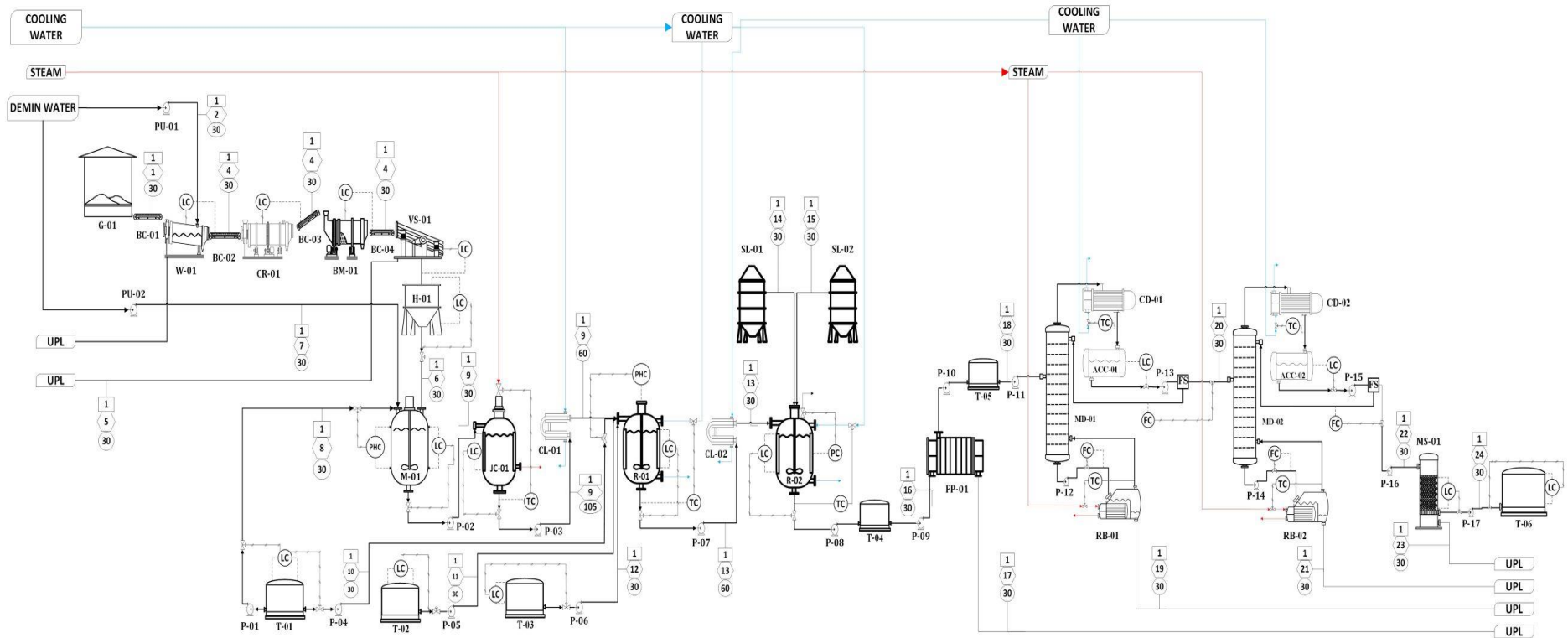
= waktu Pengisian
 = waktu Kerja Alat
 = waktu Pembersihan alat

LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETHANOL DARI BONGGOL PISANG

KAPASITAS 9700 TON/TAHUN



NO	KOMPONEN	ARUS (KG/JAM)																								
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	
1	AMILUM	3374,35	-	-	3374,35	44,40	3340,61	-	-	3340,61	-	-	100,22	-	-	100,22	100,22	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	AIR	887,99	4530,55	4530,55	887,99	-	879,11	659,33	-	1538,44	-	-	1178,40	-	-	1178,40	188,54	989,85	752,29	237,56	197,83	39,74	39,18	-	0,55	
3	PROTEIN	75,48	-	-	75,48	-	74,72	-	-	74,72	-	-	74,72	-	-	74,72	74,72	-	-	-	-	-	-	-	-	
4	VITAMIN	102,12	-	-	102,12	-	101,10	-	-	101,10	-	-	101,10	-	-	101,10	101,10	-	-	-	-	-	-	-	-	
5	ASAM FOSFAT	-	-	-	-	-	-	0,13	0,13	1,22	-	-	1,35	-	-	1,35	1,35	-	-	-	-	-	-	-	-	
6	A-AMILASE	-	-	-	-	-	-	-	-	0,75	-	-	5,06	-	-	5,06	5,06	-	-	-	-	-	-	-	-	
7	GLUKOAMILASE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,06	0,75	-	-	0,75	0,75	-	-	-	-	-	-	-	-	
8	GLUKOSA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3600,44	-	-	108,01	2,16	105,85	105,85	-	-	-	-	-	-	
9	YEAST	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	506,20	-	-	506,20	506,20	-	-	-	-	-	-	-	-	
10	AMMONIUM SULFAT	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	20,25	-	-	20,25	20,25	-	-	-	-	-	-	-	-	
11	ETANOL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1785,02	35,70	1749,32	419,84	1329,48	222,17	1107,31	0,55	1106,75		
12	KARBONDIOKSIDA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1707,41	1707,41	-	-	-	-	-	-	-	
13	KOTORAN	90,61	-	-	90,61	-	4395,54	659,33	-	5055,00	1,22	0,75	5,06	5062,03	506,20	20,25	5588,48	2743,46	2845,02	1277,98	1567,04	420,00	1147,04	39,74	1107,31	
TOTAL		4530,55	4530,55	4621,16	4439,94	44,40	4395,54	659,33	0,13	5055,00	1,22	0,75	5,06	5062,03	506,20	20,25	5588,48	2743,46	2845,02	1277,98	1567,04	420,00	1147,04	39,74	1107,31	

SIMBOL	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
T-01	Tangki Asam Fosfat	BM	Ball Mill	FP	Filter Press
T-02	Tangki A-Amilase	VS	Vibrating Screen	W	Pencucian
T-03	Tangki Glukoamilase	H	Hopper	P	Pompa
T-04	Tangki intermediate 1	M	Mixer	MD	Menara Distilasi
T-05	Tangki intermediate 2	JC	Jet Cooker	RB	Reboiler
T-06	Tangki Produk	R-01	Reaktor Hidrolisis	CD	kondensor
G	Gudang	R-02	Reaktor Fermentasi	ACC	Accumulator
SL	Silo	CL	Cooler	FS	Flow splitter
TC	Temperatur controller	PC	pressure Controller	UPL	Unit Pembuangan Limbah
□	Tekana	→	Steam	→	Pendingin
○	Suhu, °C	—	Pneumatic	—	Pipelines
○	Nomor Arus	MS	Molekular Sieve	CR	Crusher
LC	Level controller	PHC	PH Controller	FC	Flow controller
⊗	Controller Valve	---	Electrical		



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETHANOL DENGAN BAHAN BAKU BONGGOL PISANG
KAPASITAS 9700 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :

- Lutfi Rahman (17521140)
- Achmad Fauzan Ma'arif (17521148)

DOSEN PEMBIMBING

- Ir. Agus Taufiq, M.Sc.
- Umi Rofiqah, S.T., M.T.

LAMPIRAN C
BLANKO KONSULTASI TUGAS AKHIR

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Achmad Fauzan Ma Arif
No. MHS : 17521148
2. Nama Mahasiswa : Lutfir Rahman
No. MHS : 17521140
- Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI
BONGGOL PISANG KAPASITAS 9700 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **06 November 2021**

Batas Akhir Bimbingan : **05 Mei 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10 Agustus 2021	Pemilihan judul Prancangan Pabrik	
2	24 Agustus 2021	BAB I Latar (Belakang pendirian Pabrik)	
3	6 September 2021	BAB I (Kapasitas Produksi)	
4	20 November 2021	BAB I (Tinjauan Pustaka)	
5	7 Desember 2021	BAB II (Spesifikasi Produk)	
6	10 Januari 2022	BAB III (Prancangan Produk)	
7	20 Januari 2022	BAB III (Neraca Massa)	
8	4 Februari 2022	BAB III (Neraca Panas)	
9	20 Februari 2022	BAB III (Perancangan Alat)	
10	6 Maret 2022	BAB IV (Ekonomi)	
11	16 Maret 2022	BAB V (Kesimpulan dan Lampiran)	
12	20 Maret 2022	Desain PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM	

**Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 29 Maret 2022**

Pembimbing,



Agus Taufiq, Ir., M.Sc.

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

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

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Achmad Fauzan Ma Arif
No. MHS : 17521148
2. Nama Mahasiswa : Lutfir Rahman
No. MHS : 17521140
- Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI
BONGGOL PISANG KAPASITAS 9700 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : **06 November 2021**
- Batas Akhir Bimbingan : **05 Mei 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10 Agustus 2021	Pemilihan judul Prancangan Pabrik	
2	24 Agustus 2021	BAB I Latar (Belakang pendirian Pabrik)	
3	6 September 2021	BAB I (Kapasitas Produksi)	
4	20 November 2021	BAB I (Tinjauan Pustaka)	
5	7 Desember 2021	BAB II (Spesifikasi Produk)	
6	10 Januari 2022	BAB III (Prancangan Produk)	
7	20 Januari 2022	BAB III (Neraca Massa)	
8	4 Februari 2022	BAB III (Neraca Panas)	
9	20 Februari 2022	BAB III (Perancangan Alat)	
10	6 Maret 2022	BAB IV (Ekonomi)	
11	16 Maret 2022	BAB V (Kesimpulan dan Lampiran)	
12	20 Maret 2022	Desain PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM	

**Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 29 Maret 2022**

Pembimbing,



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

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

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