

**PERANCANGAN
PABRIK ETANOL DARI MOLASE
DENGAN KAPASITAS
30.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nama : Indah Khoeriyah Nama : Widha Prabowo
No. Mhs : 12521058 No. Mhs : 12521191

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

2016

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PERANCANGAN PABRIK
ETANOL DARI MOLASE DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/ TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Indah Khoeriyah Nama : Widha Prabowo
No. Mhs : 12521058 No. Mhs : 12521191

Yogyakarta, 21 Desember 2016

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

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



Indah Khoeriyah





Widha Prabowo

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ETANOL DARI MOLASE DENGAN KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN



Yogyakarta, 21 Desember 2016

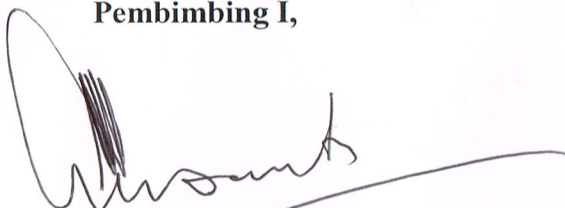
Nama : Indah Khoeriyah

No. Mhs : 12521058

Nama : Widha Prabowo

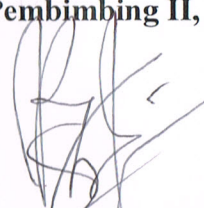
No. Mhs : 12521191

Pembimbing I,



Gumbolo HS., Ir., M Sc

Pembimbing II,



Dyah Retno ST., M. Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PERANCANGAN PABRIK ETANOL DARI MOLASE DENGAN KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Indah Khoeriyah

Nama : Widha Prabowo

No. Mhs : 12521058

No. Mhs : 12521191

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

Yogyakarta, 21 November 2016

Tim Penguji

Gumbolo HS., Ir., M Sc

Ketua

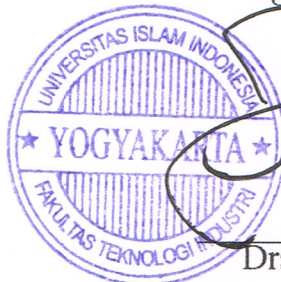
Tintin Mutiara, S.T., M.Eng

Anggota 1

Farham HM Saleh, Dr., MSIE., Ir

Anggota 2

Mengetahui ketua program studi
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Drs. Ir. Faisal RM, M.T., Ph

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PERANCANGAN PABRIK ETANOL DARI MOLASE DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Ir. Drs. Faisal RM, M.T., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Gumbolo HS., Ir., M sc dan Ibu Dyah Retno Safitri ST., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
4. Kepada kedua orang tua kami , yang telah membesarkan dan merawat saya hingga sebesar ini.
5. Teman – teman Teknik Kimia 2012, yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia

7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.

Yogyakarta, Desember 2016



Penyusun

DAFTAR ISI

Lembar Judul Tugas Akhir Perancangan Pabrik.....	I
Lembar Pernyataan Keaslian Perancangan Pabrik.....	II
Lembar Pengesahan Dosen Pembimbing.....	III
Lembar Pengesahan Penguji.....	IV
Kata Pengantar.....	V
Daftar Isi.....	VII
Daftar Tabel.....	IX
Daftar Gambar.....	XI
Abstrak.....	XIII
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	2
1.2.1 Jenis-Jenis Proses.....	3
1.2.2 Pemilihan Proses.....	3
1.2.3 Pemilihan Kapasitas.....	10
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1 Spesifikasi Produk.....	13
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	13
2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang.....	15
2.4 Pengendalian Kualitas.....	16
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	16
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.....	17
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	19
3.1 Uraian Proses.....	19
3.2 Spesifikasi Alat Proses.....	23
3.3 Perencanaan produksi.....	66
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku.....	66
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses.....	66

BAB IV PERACANGAN PABRIK.....	67
4.1 Lokasi Pabrik.....	67
4.2 Tata Letak Pabrik.....	71
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	74
4.4 Diagram Alir Proses dan Material.....	75
4.4.1 Neraca Massa.....	75
4.4.2 Neraca Panas.....	79
4.4.3 Diagram Alir Kuantitatif.....	81
4.4.4 Diagram Alir Kualitatif.....	82
4.5 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	83
4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	84
4.6.1 Unit Pengolahan Air.....	85
4.6.2 Unit Penyedia Steam.....	88
4.6.3 Unit Penyedia Listrik.....	89
4.6.4 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	89
4.6.5 Unit Penyedia Udara Tekan.....	89
4.7 Struktur Organisasi.....	91
4.7.1 Bentuk Perusahaan.....	91
4.7.2 Bentuk Organisasi.....	91
4.7.3 Tugas Dan Wewenang.....	94
4.8 Evaluasi Ekonomi.....	102
4.8.1 Harga Index.....	103
4.8.2 Harga Alat.....	105
4.8.3 Dasar Perhitungan.....	105
4.8.4 Analisa Kelayakan.....	119
BAB V PENUTUP.....	124
5.1 Kesimpulan.....	124
5.2 Saran.....	125
Daftar Pustaka.....	126
Lampiran.....	128

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Produksi Etanol.....	9
Tabel 1.2 Data Impor Etanol Periode 2012 – 2015.....	11
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku.....	66
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Dan Bangunan Pabrik.....	72
Tabel 4.2 Lanjutan Perincian Luas Tanah Dan Bangunan Pabrik.....	73
Tabel 4.3 Neraca Massa Total.....	75
Tabel 4.4 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 1.....	75
Tabel 4.5 Neraca Massa <i>Mixer</i>	76
Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa.....	76
Tabel 4.7 Neraca Massa Netralizer.....	76
Tabel 4.8 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 2.....	77
Tabel 4.9 Neraca Massa Tangki Pembibitan.....	77
Tabel 4.10 Neraca Massa Fermentor.....	77
Tabel 4.11 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 3.....	78
Tabel 4.12 Neraca Massa Evaporator.....	78
Tabel 4.13 Neraca Massa Menara Distilasi.....	78
Tabel 4.14 Neraca Panas Reaktor Hidrolisa.....	79
Tabel 4.15 Neraca Panas Fermentor.....	79
Tabel 4.16 Neraca Panas Evaporator.....	80
Tabel 4.17 Gaji Karyawan.....	99
Tabel 4.18 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	102
Tabel 4.19 Harga Index <i>Chemical Engineering Program</i> (Cep).....	103
Tabel 4.20 Harga Index Hasil Regresi Linear Pada Berbagai Tahun.....	104
Tabel 4.21 Total Biaya <i>Physical Plant Cost</i>	109
Tabel 4.22 <i>Fixed Capital Investment</i>	110
Tabel 4.23 Total <i>Working Capital Investment</i>	112
Tabel 4.24 Total <i>Direct Manufacturing Cost</i>	115
Tabel 4.25 Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	116
Tabel 4.26 Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	117

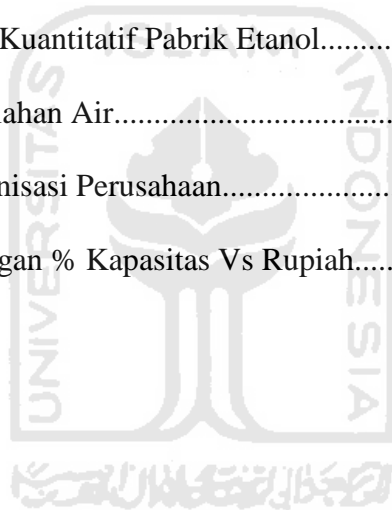
Tabel 4.27 Total *Manufacturing Cost*..... 117

Tabel 4.28 Total *General Expense*..... 118



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Hubungan Antara Tahun dan Kebutuhan Etanol Dalam Negeri.....	11
Gambar 4.1 Peta lokasi pabrik.....	70
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik.....	73
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik.....	74
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif.....	81
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Etanol.....	82
Gambar 4.6 Skema Pengolahan Air.....	90
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan.....	93
Gambar 4.8 Grafik Hubungan % Kapasitas Vs Rupiah.....	123



DAFTAR LAMPIRAN

A. Reaktor Batch, PFD, dan Penjadwalan Reaktor.....	128
---	-----



ABSTRAK

Desain awal perancangan pabrik etanol dari molase dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun di Cirebon. Pabrik ini rencananya akan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari dengan jumlah pekerja 220 orang.

Bahan baku molase yang diperlukan sejumlah 12846,48 kg/jam. Proses produksi akan dilakukan pada kondisi operasi 100 °C untuk proses hidrolisis dengan penambahan katalis H₂SO₄ di reaktor alir tangki berpengaduk dan proses fermentasi dengan suhu operasi 38 °C untuk mengubah glukosa menjadi Etanol. Semua proses dalam pabrik ini memiliki kondisi operasi 1 atm. Utilitasnya terdiri dari 9722,71 kg/jam untuk mengganti air di *cooling tower* yang menguap, 21051,46 kg/jam untuk kebutuhan steam. Dan 170 Kw untuk menjalankan alat-alat proses yang disediakan oleh PLN. Pabrik ini juga menyediakan generator sebagai sumber listrik cadangan.

Analisis ekonomi dari pabrik ini menunjukkan jumlah *Fixed capital investment* sebesar Rp 310.444.067.906,55. *Working capital* sebesar Rp 130.441.480.054. keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 61.166.347.616 dan setelah pajak sebesar Rp 42.816.443.331. *Return of Investment* sebelum pajak dan sesudah pajak adalah 20 % dan 14 %. *Pay Out Time* sebelum dan sesudah pajak adalah 4 tahun dan 4,6 tahun. *Break Even Point* sebesar 54 % dengan *Shut Down Point* sebesar 31 %. Maka berdasarkan analisa ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Etanol dari molase ini layak untuk didirikan.

ABSTRACT

Preliminary design of Etanol plant from molasses with capacity 30.000 ton/years is planned to be built in Cirebon. This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 220 employees.

Raw material needed is molasses 12846,481 kg/hour. The production process will be operated at temperatur 100 °C for hydrolysis with added sulfuric acid as catalyst in the continuous stirred tank reactor and 38 °C for fermentation process for convert glucose to Etanol in batch reactor. All process in this plant will be operated at pressure of 1 atm. The utility consist of 9722,71 kg/hour for make up for lossed water in cooling tower, 21051,46 of steam, and 170 kw electric power for running process tools with provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fix capital of about Rp 310.444.067.906,55, working capital of about Rp 130.441.480.054. The profit before tax is Rp 61.166.347.616 while the profit after tax is Rp 42.816.443.331. percentage of return on investment (ROI) before tax is 20 % while after tax is 14 %. Pay out time (POT) before tax is 4 years while after tax is 4,6 years. The value of break even point (BEP) for about 54 % and shutdown point (SDP) of about 31 %. Based on the economic analysis. It is concluded that plant design of Etanol with capacity 30.000 Ton/year visible to build

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada dasa warsa terakhir negara Indonesia selain meningkatkan pembangunan disegala bidang khususnya bidang industri kimia. Kekuatan ekonomi akan meningkat jika mampu menghasilkan sendiri sebagian besar barang barang kebutuhan utama, terutama didalamnya produk produk industri. etanol merupakan salah satu bahan kimia yang sangat penting bagi Indonesia.

Pendirian pabrik etanol perlu dipertimbangkan karena banyak sekali digunakan sebagai bahan baku pada industri asam asetat dan juga digunakan sebagai bahan pelarut dalam industri farmasi, kosmetika dan bahan baku pembuatan senyawa senyawa lain. Selain itu juga berguna sebagai bahan desinfektan untuk peralatan kedokteran dan rumah sakit. Oleh karena kegunaan yang luas tersebut maka berdirinya pabrik etanol akan memacu berdirinya industri-industri lain.

Konsumsi etanol di Indonesia sendiri ada kecenderungan meningkat. Sebagai gambaran bahwa konsumsi etanol meningkat, terlihat dari *supply*-nya yang berasal dari produksi dalam negeri ditambah dengan impor dan dikurangi oleh ekspor. Atas dasar bahwa pada tahun tertentu seluruhnya dikonsumsi pada tahun itu juga, maka diperkirakan laju pertumbuhan konsumsi etanol di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya.

Kebutuhan etanol didalam negeri cukup besar sehingga untuk mencukupinya masih harus mengimpor dari luar negeri (Amerika Serikat dan

negara negara Eropa). Adanya pabrik etanol ini diharapkan akan memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga perekonomian negara menjadi meningkat.

Disamping itu dengan didirikan pabrik ini akan membuat kesempatan terciptanya lapangan kerja baru, dan juga dengan adanya pabrik etanol ini akan mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan etanol sebagai bahan baku utama didalam prosesnya. Pendirian pabrik ini didukung dengan adanya pabrik gula di Indonesia yang berada di Cirebon sebagai salah satu bahan baku utamanya.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Jenis - Jenis Proses

Etanol dalam ilmu kimia adalah senyawa organik alifatik yang strukturnya dari alkana, dengan mengganti satu atau lebih atom H yang ada dengan sebuah atau lebih gugus fungsional (OH), yang mempunyai rumus umum $C_nH_{2n+1}OH$. Sedangkan istilah etanol dalam industri biasanya digunakan untuk menyebutkan senyawa etanol atau disebut juga *ethyl alcohol*, yang rumus kimianya adalah C_2H_5OH . Etanol termasuk golongan dari etanol primer, yaitu etanol yang gugus hidroksilnya terikat pada karbon primer (utama).

Berdasarkan atas letak radikal OH pada atom C, etanol dapat dibedakan atas etanol primer, etanol sekunder dan etanol tersier. Di bawah ini adalah merupakan penjelasan tentang penggolongan etanol tersebut :

1. Etanol primer

Apabila suatu etanol di mana gugus hidroksil (OH) terikat pada atom karbon primer yaitu atom karbon yang mengikat satu atom karbon yang lain.

Contoh: $\text{H}_3\text{C} - \text{CH}_2 - \text{OH}$ (etanol)

2. Etanol sekunder

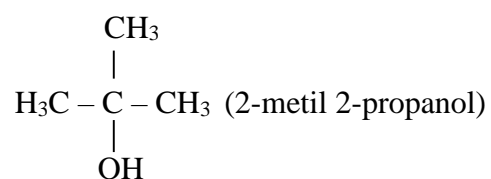
Apabila etanol dimana gugus hidroksil (-OH) terikat pada atom sekunder, yaitu atom karbon yang mengikat dua atom karbon yang lain.

Contoh : $\text{H}_3\text{C} - \underset{\text{OH}}{\text{CH}} - \text{CH}_3$ (2-propanol)

3. Etanol tersier

Apabila etanol dimana gugus hidroksil (-OH) terikat pada atom karbon tersier yaitu atom karbon yang mengikat tiga atom karbon yang lain.

Contoh :



1.2.2 Pemilihan Proses

1.2.2.1 Tinjauan berdasarkan proses

Pembuatan etanol secara komersial dapat dilakukan dengan cara Proses fermentasi yaitu proses pembuatan etanol dengan bantuan aktivitas kehidupan dari mikroba.

1.2.2.1.1 Fermentasi

Fermentasi adalah proses pembuatan etanol dengan bantuan aktivitas kehidupan dari mikroba. Fermentasi berarti disimilasi anaerobik dari senyawa-senyawa organik karena aktivitas mikroorganisme atau sel-sel lainnya. Dalam pengertian yang lebih luas ini, fermentasi tidak hanya berarti proses disimilasi anaerobik seperti pembuatan alkohol, butanol-aseton, asam laktat, dan lain lain, tetapi juga industri yang memproduksi cuka, asam sitrat, penisilin, dan antibiotika lainnya, riboflavin, dan vitamin lainnya serta enzim-enzim.

Pembuatan etanol dengan cara fermentasi dibedakan berdasarkan bahan dasarnya yaitu :

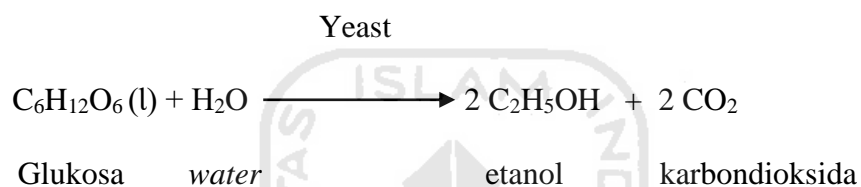
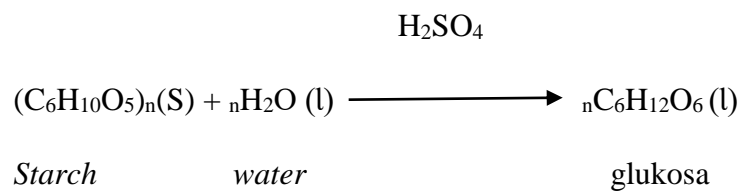
a. bahan yang mengandung sukrosa

Bahan yang digunakan digolongkan menjadi 3 tipe yaitu molase, gula tabu, sari buah, sakarosa (disakarida) dihidrolisa dengan bantuan asam mineral encer (misalnya asam sulfat atau asam klorida) menjadi glukosa dan fruktosa (mono sakarida penyusun) kemudian monosakarida yang terbentuk dikonversikan dengan bantuan enzim menjadi etanol dan CO₂.

b. bahan yang mengandung pati dan amilum

bahan yang mengandung amilum (jagung, beras, gandum, kentang, singkong). Pati dan amilum dihidrolisa dengan katalis diatase yang terbuat dari tunas barley yang dikeringkan atau dihidrolisa dengan katalis asam mineral encer (asam sulfat

atau asam klorida). Glukosa hasil hidrolisis difermentasikan untuk merubah glukosa menjadi etanol dan karbon dioksida dengan bantuan yeast yang menghasilkan enzim *zymase*.



Fermentasi etanol hampir selalu berkaitan erat dengan yeast terutama menggunakan yeast jenis *sacharomyces cereviceae*. Hampir 95 % produksi etanol diproses dari fermentasi menggunakan yeast tersebut. (Swetwart, 1984).

Pertumbuhan yeast dalam memproduksi etanol sangat dipengaruhi oleh faktor-faktor:

1. Kadar gula

Kadar gula yang tinggi dalam molase dapat menghambat aktivitas yeast, sehingga waktu fermentasi menjadi lebih lama dan efisiensi menjadi lebih rendah. Menurut prescot dan cecil (1959) konsentrasi glukosa 35 - 40 % merupakan konsentrasi yang optimal untuk yeast dalam memfermentasi glukosa menjadi etanol.

2. Penambahan zat makanan (nutrien)

Dalam proses fermentasi, yeast memerlukan pembiakkan dengan cara pemberian nutrisi. Kebutuhan nutrisi bisa dipenuhi dengan penambahan ammonium sulfat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$.

3. Derajat keasaman

Yeast dapat tumbuh pada kondisi pH 4,5-5,5, Hal ini sebagai pendukung dalam proses fermentasi. PH yang terlalu asam atau basa akan menghambat proses konversi glukosa menjadi etanol.

4. Suhu fermentasi

Suhu optimum untuk pertumbuhan dan pengembangbiakan adalah 35-38 °C (Presscot & Cecil, 1959). Pada waktu fermentasi terjadi kenaikan panas, karena reaksinya eksoterm. Untuk mencegah agar suhu fermentasi tidak naik, perlu pendinginan supaya suhu dipertahankan tetap 38 °C.

Bahan baku

Bahan baku pembuatan etanol dapat dibuat dari bahan yang mengandung glukosa yang dapat difermentasi oleh yeast seperti :bahan yang mengandung amilum (jagung, beras, dan singkong), molase, gula tebu, dan lain lain. Namun sampai saat ini bahan baku yang paling banyak digunakan untuk produksi etanol adalah molase. molase dianggap merupakan bahan baku yang relatif murah dan berkualitas baik. Adapun komposisi molase adalah sebagai berikut.

- a. Glukosa : 21,7%
- b. Sukrosa : 34,19%
- c. Air : 26,46%
- d. Abu : 17,26%

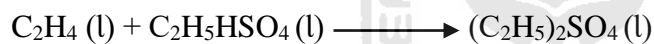
molase yang digunakan berupa sirup kental berwarna coklat yang diperoleh dari proses pemurnian gula tebu yang berasal dari pabrik gula. Molase ini masih mengandung gula yang tidak dapat mengkristal karena dihalang-halangi oleh adanya zat-zat yang bukan gula (abu).

1.2.2.1.2 Hidrasi tidak langsung

Reaksi proses pembuatan etanol dengan hidrasi tidak langsung adalah sebagai berikut :



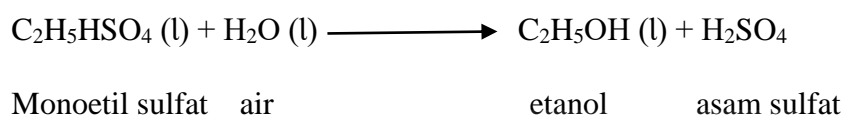
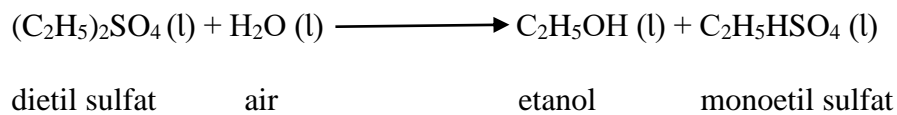
Etilen asam sulfat monoetil sulfat



Etilen monoetil sulfat dietil sulfat

Etilen diabsorpsi dalam H_2SO_4 dengan kadar 95 – 98 % untuk membentuk monoetil sulfat dan dietil sulfat didalam kolom absorber. Sekitar 1,4 mol etilen per mol H_2SO_4 diserap dalam reaksi ini. Karena reaksi bersifat eksotermis, maka di perlukan pendingin pada kolom absorber. Konsentrasi etilen umpan yang dibutuhkan berkisar 35% dan tidak mengandung zat lain kecuali zat inert seperti metana, etana, dan propana, adanya zat lain dapat membentuk resin. Absorpsi etilen sangat bergantung dari suhu dan tekanan, sehingga tekanan absorpsi etilen berkisar 35 Bar dan suhu reaksi berkisar antara 68 – 85 °C. Suhu yang terlalu tinggi akan membentuk resin. Gas yang melewati kolom absorber kemudian masuk

ke scrubber yang mengandung kaustik. Hidrolisa dari etil sulfat dapat dilihat pada reaksi berikut



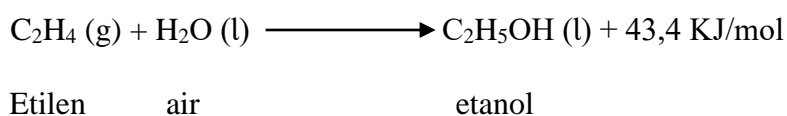
Proses diatas biasanya terjadi dalam 2 langkah. Yang pertama terjadi pada suhu 70 °C. Dan yang kedua pada suhu 100 °C.

Etanol yang terbentuk dipisahkan bersama eter dari kolom stripper, kemudian dicuci dengan soda kaustik sehingga bebas asam, kemudian dipisahkan dari eter dan dipekatkan dengan dua kolom destilasi.

Pemekatan kembali dengan cairan H₂SO₄ dalam proses ini akan menambah biaya. Langkah ini membutuhkan panas tinggi dan karena adanya sifat korosif yang tinggi. Silanium, tantalum, dan timah hitam digunakan dalam proses ini. Alat absorpsi dan distilasi etanol dibuat dari baja ringan.

1.2.2.1.3 Hidrasi langsung dengan katalis

Reaksi hidrasi langsung dengan katalis ini berada dalam fase gas:



Seperti reaksi eksotermis lainnya, katalis diperlukan untuk menyesuaikan kecepatan reaksi pada suhu rendah. Karena mekanisme reaksi melewati ion karbonium, katalis yang cocok untuk reaksi ini adalah H_3PO_4 dengan penyangga seperti tanah diatome, bentonine, alumina gel, dan opoka.

Etilen dan air bebas garam dengan rasio 1,3 : 1 dipanaskan hingga mencapai suhu reaksi $227\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan 10 atm. Karena reaksi bersifat eksotermis, gas keluar dari reaktor dengan suhu sekitar $231,76\text{ }^\circ\text{C}$. Konversi yang dapat diperoleh cukup tinggi, yaitu 95% dengan menggunakan katalis asam fosfat berdiameter 4,50 mm, kemudian dipisahkan dalam separator dimana fase uap akan di recycle ke reaktor dan fase cair diumpungkan ke menara destilasi untuk dipisahkan dan dimurnikan dan akhirnya dihasilkan etanol dengan kemurnian 98 % sebagai produk utama dan air sebagai produk samping. (kirk ortmer). Adapun perbandingan dari masing-masing proses produksi etanol dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1.1 Perbandingan masing-masing proses produksi etanol

Parameter	Hidrasi Langsung	Hidrasi Tidak langsung	Fermentasi
Konversi	95%	90%	46%
Suhu	$227\text{ }^\circ\text{C}$	$85\text{ }^\circ\text{C}$	$35\text{-}38\text{ }^\circ\text{C}$
Tekanan	10 atm	10 – 35 atm	1 atm
Laju reaksi	Cepat	Cepat	Sangat lambat
Sumber bahan baku	Dari sumber minyak bumi	Dari sumber minyak bumi	Bahan baku terbarukan yakni bahan yang mengandung glukosa

Maka dari perbandingan produksi etanol berdasarkan ketiga cara diatas tersebut, maka dipilih proses yang menggunakan fermentasi dari bahan molase dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Bahan baku yang diperoleh mudah didapat

Seiring perkembangan waktu dan pertambahan jumlah penduduk maka pabrik gula terus meningkatkan kapasitasnya untuk memenuhi kebutuhan masyarakat sehingga produk samping pabrik gula yakni molase juga meningkat.

2. Ditinjau dari bahan bakunya, harga bahan baku dinilai lebih ekonomis.
3. Reaksi fermentasi lebih sederhana di jalankan dibandingkan reaksi hidrasi langsung dengan katalis atau reaksi hidrasi tidak langsung. Kondisi operasi yang tidak tinggi membuat pabrik etanol dengan cara fermentasi tergolong sebagai pabrik yang beresiko rendah.
4. Bahan baku pembuatan etanol merupakan bahan baku yang tergolong dapat terus diperbaharui karena bahan bakunya merupakan bahan baku yang mengandung glukosa.

Tinjauan Ekonomi

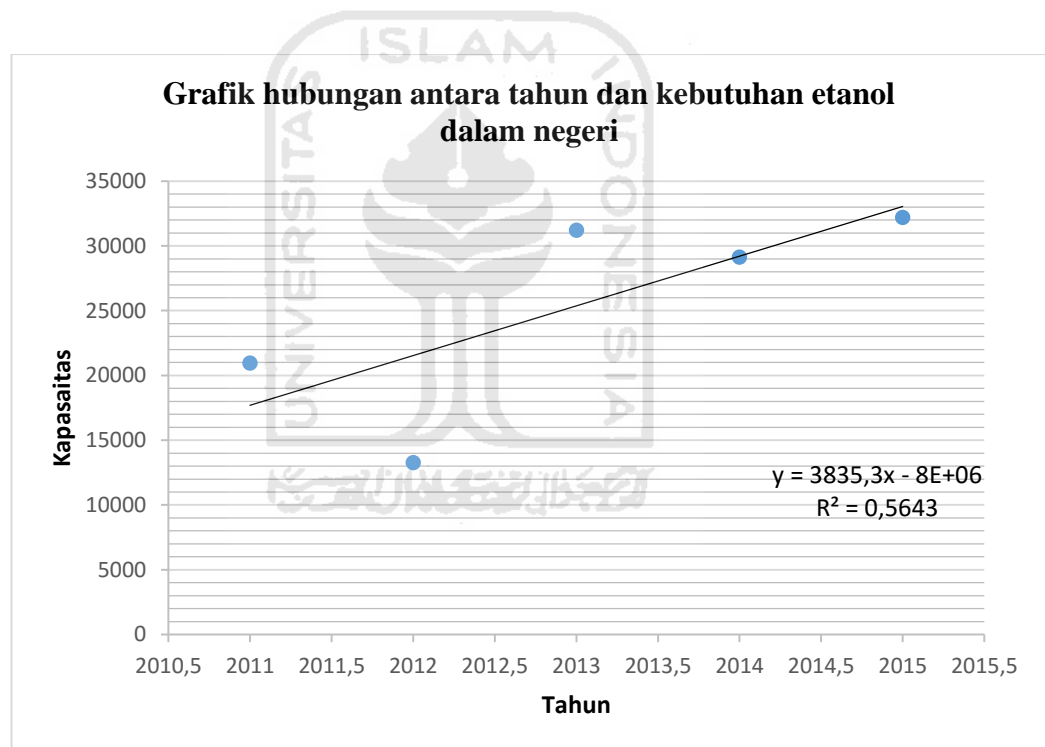
Tinjauan ekonomi ini bertujuan untuk mengetahui bruto yang dihasilkan oleh pabrik ini selama setahun dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Berikut ini perbandingan beberapa harga bahan baku dan harga produk.

1.2.3 Pemilihan Kapasitas

Kekuatan ekonomi indonesia akan meningkat jika mampu menghasilkan sendiri sebagian besar barang kebutuhan utama, termasuk didalamnya produk produk industri. terkait dengan banyaknya manfaat dari etanol maka pendirian pabrik etanol perlu dipertimbangkan. Berdasarkan data dari Badan pusat statistik, konsumsi etanol di indonesia terus meningkat setiap tahunnya.

Tabel 1.2 Data impor etanol periode tahun 2012-2015

Tahun	Jumlah (Ton)
2011	20963
2012	13282
2013	31210
2014	29147
2015	32207



Gambar 1.1 grafik hubungan antara tahun dan kebutuhan etanol dalam negeri

Dari data di atas, maka didapatkan hasil $Y = 3835,3 X - 8E+06$ sehingga dengan perhitungan kalkulasi regresi linear diperkirakan kebutuhan etanol pada

tahun 2021 sebesar 52208,9 Ton/tahun. Dari data tersebut kemudian kami mengambil kapasitas produksi sebesar 30000 Ton/tahun.

Ditinjau dari bahan baku, pendirian pabrik etanol dengan bahan baku molase ini sangat menguntungkan, karena bahan bakunya merupakan hasil samping dari pabrik gula yang sudah tidak dimanfaatkan lagi, bahan baku juga dapat diperoleh dengan mudah di Indonesia dengan harga lebih murah.

Disamping itu keuntungan lain yang diperoleh dari pendirian pabrik etanol ini adalah :

1. Memacu penggunaan etanol sebagai bahan bakar alternatif yang bebas polusi.
2. Memacu pendirian industri lain yang menggunakan etanol sebagai bahan baku.
3. Mengurangi impor etanol.
4. Membuka lapangan pekerjaan sehingga jumlah pengangguran dapat dikurangi.

Jelaslah bahwa dengan adanya pabrik etanol di Indonesia maka kebutuhan etanol di dalam negeri akan terpenuhi, dan bila memungkinkan akan diekspor untuk menambah devisa negara

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Etanol

Rumus kimia	: C_2H_5OH
Bentuk	: Cair tak berwarna
Berat molekul	: 46,07 gr/grmol
Titik lebur	: $-112\text{ }^{\circ}C$
Titik didih	: $78,4\text{ }^{\circ}C$
Densitas	: 789 kg/m^3
Panas spesifik	: $0,618\text{ cal/gr (23 }^{\circ}C)$
Konduktifitas panas	: $0,105\text{ btu/j.ft.}^{\circ}F$
Viskositas	: 1,17 cp pada $20\text{ }^{\circ}C$
Kemurnian	: 95 %

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Molase merupakan sejenis sirup yang merupakan sisa atau limbah dari proses pengkristalan dari pabrik gula. Sirup tersebut sulit dikristalkan menjadi gula karena mengandung glukosa dan fruktosa yang sulit dikristalkan serta memiliki nilai *sucrose ratio reducing* (SRR) yang rendah.

Molase

Bentuk : Cair hitam kecoklatan

Komposisi : Glukosa : 21,7 % berat
 Sukrosa : 34,19 % berat
 Air : 26,46 % berat
 Abu : 17,26 % berat

Densitas : 1454 kg/m³

Viskositas : 3,2 cp

Kapasitas panas : 0,5 kcal/kg°C

Derajat keasaman : 5,5-6,5

Yeast (*Sacharomyces cereviseae*)

Bentuk : Oval

Ukuran (diameter) : 0,004-0,010 mm

Densitas : 1000 kg/m³

Capasitas panas : 0,950 kcal/kg°C

Konduktivitas : 0,372 Btu/j.ft°F

Derajat keasaman : 4,5-5,5

Air

Rumus kimia : H₂O

Bentuk : Cairan bening

Densita : 1000 kg/m³

Capasitas panas : 0,950 kcal/kg°C

Viskositas : 1 cp

2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

Bahan penunjang dalam proses produksi etanol diantaranya:

Asam Sulfat

Rumus kimia : H_2SO_4

Bentuk : Cair

Densitas : 1831 kg/m³

Kapasitas panas : 0,352 kcal/kg°C

Konduktifitas : 0,210 btu/j.ft.°F

Kemurnian : 98 %

Kalsium karbonat

Rumus kimia : CaCO_3

Bentuk : Padat

Densitas : 2,71 g/cm³

Kapasitas panas : 0,048 kcal/kg°C

Konduktifitas : 2,684 btu/j.ft.°F

Kemurnian : 97%

Ammonium sulfat

Rumus kimia : $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

Bentuk	: Padat
Densitas	: 1,769 g/cm ³
Kapasitas panas	: 0,3749 kcal/kg°C
Kemurnian	: 97 %

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas pada pabrik etanol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan / diset baik berupa *flow rate* bahan baku atau produk, suhu operasi maupun tekanan operasi dapat diketahui dari syarat yang diberikan, misalnya berupa: nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan ke kondisi / set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa kontrol yang dilakukan yaitu :

- Kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk

- Kontrol terhadap kondisi operasi

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol

Alat kontrol yang dipakai diset / dikondisikan pada harga tertentu:

- ✓ Flow meter

Merupakan alat yang ditempatkan / dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan keluar alat proses. Flow meter ini diset pada harga tertentu. Bila flow meter mengalami penyimpangan dari harga yang diset, maka akan diirikan isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke set semula.

- ✓ Suhu

Adanya penyimpangan pada suhu pada set yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang dapat berupa suara, nyala lampu dan lain-lain.

2.3.2.1 Aliran Sistem Kontrol

- Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. URAIAN PROSES

Pembuatan etanol dari molase dapat dilakukan dengan beberapa tahap.

Adapun tahapan – tahapan tersebut adalah:

1. Pemurnian bahan baku

Bahan baku adalah molase dengan komposisi:

- | | |
|------------|----------|
| a. Glukosa | : 21,7% |
| b. Sukrosa | : 34,19% |
| c. Air | : 26,46% |
| d. Abu | : 17,26% |

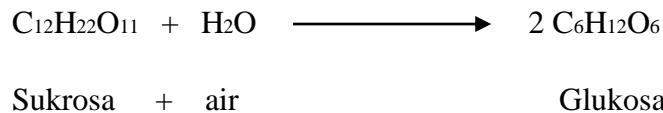
Sebelum dipompakan ke R-Hidrolisa, molase dimurnikan terlebih dahulu dengan menyaringnya lewat *Rotary drum vacuum filter* yang bertujuan untuk menghilangkan abu. Abu yang telah dipisahkan dari molase ditampung pada bak penampung I untuk selanjutnya dibuang. Molase kemudian di panaskan di HE-01 sampai 100 °C sebelum masuk ke Reaktor hidrolisa yang bertujuan penyesuaian suhu sebelum masuk ke Reaktor Hidrolisa.

2. Tahapan Hidrolisa molase

Setelah bebas dari abu, kemudian molase dihidrolisa di Reaktor Hidrolisa untuk mengonversi sukrosa menjadi glukosa selain itu dalam proses ini glukosa diencerkan sampai didapat glukosa dengan konsentrasi 35-40%.

Glukosa yang terlalu pekat dapat menghambat kerja yeast dalam fermentasi sehingga mengakibatkan waktu fermentasi yang lebih lama.

Reaksi yang terjadi di reaktor Hidrolisa adalah :



Untuk mempercepat waktu reaksi digunakan asam sulfat sebagai katalis dengan kadar 20%.

3. Tahapan Netralizer

Setelah sukrosa dari molase dikonversi menjadi glukosa maka untuk menetralkan asam sulfat yang digunakan sebagai katalis pada proses hidrolisa digunakan kalsium karbonat.



kalsium karbonat asam sulfat kalsium sulfat karbon dioksida air

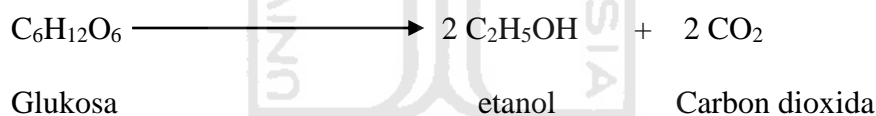
Bahan baku yang mengandung endapan CaSO_4 kemudian dialirkan menuju *rotary drum vacuum filter* untuk menyaring endapan CaSO_4 yang kemudian ditampung pada bak penampung II. Bahan baku yang telah bebas dari endapan CaSO_4 kemudian dialirkan menuju Fermentor.

4. Tahapan Pemberian Nutrisi Yeast

Dalam tahap ini yeast di pindahkan dari silo menuju tangki pembibitan dengan menggunakan *screw conveyor*. Tujuan dari proses ini untuk membuat yeast beradaptasi dengan lingkungan sebelum melakukan fermentasi. Untuk menunjang pertumbuhan yeast nanti saat proses fermentasi maka ditangki pembibitan yeast diberikan nutrisi $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ kemudian dilakukan pemberian air untuk melarutkan $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ serta membantu mengalirkan yeast menuju Fermentor.

5. Tahapan Fermentasi

Proses peragian dilakukan di fermentor. yeast yang digunakan didalam fermentor adalah *Saccharomyces cerevisiae* dengan lama fermentasi selama 48 jam dan suhu proses dijaga $38\text{ }^\circ\text{C}$:



6. Tahapan Penyaringan yeast

Untuk memisahkan yeast *Saccharomyces Cerevisiae* dari campuran glukosa dan etanol, maka yeast harus disaring dengan *Rotary drum vacuum filter* dan hasil saringan yeast ditampung pada bak penampung III. Campuran glukosa dan etanol yang telah bebas dari yeast kemudian dialirkan menuju ke evaporator.

7. Tahapan pemisahan glukosa dan etanol

Untuk memisahkan etanol dan glukosa maka digunakan alat evaporator. Dalam proses ini etanol dan sebagian air diuapkan sehingga terpisah dari cairan glukosa. Cairan glukosa yang tidak menguap diumpakan (*di-recycle*) kembali ke reaktor Hidrolisa sebagai bahan baku fermentasi. Sedangkan uap dari evaporator di dinginkan dengan kondensor 1 sesuai dengan suhu cair jenuh menara destilasi lalu ke menara destilasi untuk dimurnikan.

6. Tahapan pemisahan etanol dari larutan

Untuk mendapatkan Etanol sesuai spesifikasi yang diinginkan (95%) maka etanol perlu didestilasi. Setelah etanol didestilasi dan didapatkan etanol dengan spesifikasi yang diinginkan kemudian etanol tersebut dikondensasi untuk mengubah etanol dari fasa gas kedalam fasa cair. Etanol yang sudah berada dalam fasa cair kemudian dialirkan kedalam tangki penyimpanan produk.

3.2. SPESIFIKASI ALAT PROSES

3.2.1 Tangki Penyimpanan Molase (T-01)

Tugas	: Menyimpan Molase selama 7 hari penyimpanan
Jenis	: Tangki silinder vertikal dilengkapi dengan <i>head dome roof</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 1773,64 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : 35 °C
Spesifikasi	: Diameter : 16 m
	: Tinggi : 7,5 m
	: Tebal Shell : 1/4 in
Bahan	: <i>Carbon steel sa-135 grade A</i>
Harga	: \$ 588,777

3.2.2 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-02)

Tugas	: Menyimpan asam sulfat selama 7 hari penyimpanan
Jenis	: Tangki silinder vertikal dilengkapi dengan <i>head dome roof</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 91,41 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : 35°C
Spesifikasi	: Diameter : 3,87 m

Tinggi : 8,72 m
 Tebal Shell : 3/8 in
 Bahan : *Stainless steel sa-167 grade A*
 Harga : \$ 99,365

3.2.3 Tangki Penyimpanan Etanol (T-03)

Tugas : Menyimpan etanol selama 7 hari penyimpanan
 Jenis : Tangki silinder vertikal dilengkapi dengan *head dome roof*
 Fase : Cair
 Jumlah : 1 buah
 Volume : 957,64 m³
 Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
 : Suhu : 35 °C
 Spesifikasi : Diameter : 13,11 m
 : Tinggi : 8,19 m
 : Tebal Shell : 2,25 in
 Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*
 Harga : \$ 406,774

3.2.4 Reaktor Hidrolisa (R-01)

Tugas : Mengonversi sukrosa menjadi glukosa sebanyak 21930,552
 kg/jam
 Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk
 Fase : Cair
 Jumlah : 1 unit

Volume : 8,83 m³

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
: Suhu : 100 °C

Spesifikasi : Diameter : 2,38 m
: Tinggi : 3,30 m
: Tebal Shell : 0,25 in
: Tebal Head : 0,25 in

Bahan : *Stainless steel sa-167 grade A*

Kelengkapan :

Pengaduk :

Jenis Pengaduk : *Propeller*

Diameter Pengaduk : 1,19 m

Daya pengaduk : 2 HP

Jumlah baffle : 4

Lebar baffle : 0,79 m

Tebal Jacket Pendingin : 0,018 m

Luas perpindahan panas : 15,24 ft²

Harga : \$ 70,015

3.2.5 Netralizer (N-01)

Tugas : Menetralisir katalis Asam Sulfat dari R.Hidrolisa dengan *calcium carbonate* sebanyak 22853,360 kg/jam

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan berpengaduk

Fase : cari

Jumlah	: 1 unit
Volume	: 1,567 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : 38 °C
Spesifikasi	: Diameter : 1,337 m
	: Tinggi : 1,896 m
	: Tebal Shell : 3/16 in
	: Tebal Head : 3/16 in
Bahan	: <i>Stainless steel sa-167 grade A</i>
Kelengkapan	:
Pengaduk	:
Jenis Pengaduk	: <i>Pitched blade turbin agitator</i>
Diameter Pengaduk	: 0,67 m
Daya pengaduk	: 5 HP
Jumlah baffle	: 4
Lebar baffle	: 0,11 m
Harga	: \$ 13,806

3.2.6 Fermentor (F-01)

Tugas	: Mengonversi glukosa menjadi Etanol sebanyak 23005,49 Kg/jam
Jenis	: Reaktor <i>batch</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 10 unit

Volume	: 0,5 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : 38 °C
Spesifikasi	: Diameter : 5,53 m
	: Tinggi : 8,3 m
	: Tebal Shell : 7/8 in
	: Tebal Head : 7/8 in
Bahan	: <i>Carbon steel sa-135 grade A</i>
Kelengkapan	:
Pengaduk	:
Jenis Pengaduk	: <i>Pitched blade turbin agitator</i>
Diameter Pengaduk	: 0,43 m
Daya pengaduk	: 0,33 HP
Jumlah baffle	: 4
Lebar baffle	: 0,07 m
Tebal Jacket Pendingin	: 0,25 m
Luas perpindahan panas	: 17 ft ²
Harga	: \$ 345,389

3.2.7 Mixer (M-01)

Tugas	: Mengencerkan H ₂ SO ₄ dari kadar 98% menjadi 20% sebanyak 4386,11 kg/jam
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan berpengaduk
Fase	: Cair

Jumlah	: 1 unit
Volume	: 4,98 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : 35 °C
Spesifikasi	: Diameter : 1,469 m
	: Tinggi : 3,67 m
	: Tebal Shell : 3/16 in
	: Tebal Head : 3/16 in
Bahan	: <i>Stainless steel sa-167 grade A</i>
Kelengkapan	:
Pengaduk	:
Jenis Pengaduk	: <i>Propeller</i>
Diameter Pengaduk	: 0,73 m
Daya pengaduk	: 0,75 HP
Jumlah baffle	: 4
Lebar baffle	: 0,12 m
Harga	: \$ 49,543

3.2.8 Tangki Pembibitan (TB-01)

Tugas	: Melarutkan (NH ₄) ₂ SO ₄ sekaligus pemberian nutrisi untuk yeast
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan berpengaduk
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 2,33 m ³

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

: Suhu : 35 °C

Spesifikasi : Diameter : 1,14 m

Tinggi : 2,85 m

Tebal Shell : 3/16 in

Tebal Head : 3/16 in

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Kelengkapan :

Pengaduk :

Jenis Pengaduk : *Pitched blade turbin agitator*

Diameter Pengaduk : 0,57 m

Daya pengaduk : 0,5 HP

Jumlah baffle : 4

Lebar baffle : 0,09 m

Harga : \$ 15,712

3.2.9 Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memurnikan Etanol sampai 95 % sebagai produk atas dari hasil keluar MD sebanyak 10849,1075 kg/jam

Jenis *Plate* : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan : 1 atm

Suhu : 81 °C

- Umpan : Tekanan : 1 atm

Suhu : 97 °C

- Dasar Menara : Tekanan : 1 atm
 Suhu : 99 °C

Spesifikasi : Diameter : 2,5 m
 Tinggi : 16 m
 Tebal *Shell* : 3/16 in
 Tebal *Head* : 3/16 in

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Harga : \$ 263,455

3.2.10 *Rotary drum vacuum filter 01 (RDVF-01)*

Tugas : Menyaring abu dari molase sebanyak 1266,41 kg/jam

Kondisi operasi : T : 35 °C
 P : 0,6 atm

Jumlah : 1 unit

Volume filtrat : 7,67 m³/jam

Volume cake : 1,93 m³/jam

Dimensi filter : panjang drum : 6 ft

Diameter drum : 6 ft

Luas filter area : 113 ft²

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Kebutuhan daya : 0,75 Hp

Harga : \$ 270,005

3.2.11 *Rotary drum vacuum filter 02 (RDVF-02)*

Tugas : Menyaring CaSO₄ sebanyak 1352,63 kg/jam

Kondisi operasi : T : 35 °C

P : 0,6 atm

Jumlah : 1 unit

Volume filtrat : 16,57 m³/jam

Volume cake : 0,65 m³/jam

Dimensi filter : panjang drum : 6 ft

Diameter drum : 10 ft

Luas filter area : 189 ft²

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Kebutuhan daya : 1 Hp

Harga : \$ 367,622

3.2.12 *Rotary drum vacuum filter 03 (RDVF-03)*

Tugas : Menyaring Yeast sebanyak 1266,41 kg/jam

Kondisi operasi : T : 35 °C

P : 0,6 atm

Jumlah : 1 unit

Volume filtrat : 3,57 m³/jam

Volume cake : 0,94 m³/jam

Dimensi filter : panjang drum : 4 ft

Diameter drum : 6 ft

Luas filter area : 76 ft²

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Kebutuhan daya : 0,5 Hp

Harga : \$ 212,820

3.2.13 Bak penampung 01 (BK-01)

Tugas : Menampung abu hasil filter *rotary drum vacuum filter* 1 sebanyak 1266,41 kg/jam

Jumlah : 2 unit

Dimensi : Panjang : 2,8 m

Lebar : 1,42 m

Tinggi : 1,42 m

Bahan : *acrylonitrile butadiene styrene*

Harga : \$ 45,8

3.2.14 Bak Penampung 02 (BK-02)

Tugas : Menampung CaSO_4 hasil filter *rotary drum vacuum filter 2*
sebanyak 1352,63 kg/jam

Jumlah : 2 unit

Dimensi : Panjang : 2 m

Lebar : 1 m

Tinggi : 1 m

Bahan : *acrylonitrile butadiene styrene*

Harga : \$ 33,7

3.2.15 Bak Penampung 03 (BK-03)

Tugas : Menampung yeast hasil filter *rotary drum vacuum filter 3*
sebanyak 1266,41 kg/jam

Jumlah : 2 unit

Dimensi : Panjang : 2,2 m

Lebar : 1,1 m

Tinggi : 1,1 m

Bahan : *acrylonitrile butadiene styrene*

Harga : \$ 34,2

3.2.16 Silo 01 (SL-01)

Tugas : Menampung yeast selama 3 hari
 Jenis silo : Silinder vertikal dengan alas berbentuk kerucut
 Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Dimensi silo :

Diameter : 4 m

Tinggi : 9,5 m

Tebal *shell* : ½ in

Diameter bukaan bawah : 0,0814 m

Harga : \$ 26,688

3.2.17 *Conveyor 01 (SC-01)*

Tugas : Mengalirkan yeast dari silo menuju *bucket elevator* untuk dialirkan ke bin ditangki pembibitan dengan laju alir sebesar 1139,771 kg/jam

Jenis *conveyor* : *Screw conveyor*

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Dimensi *screw conveyor* :

Jenis screw : *Standard sectional flight screw*

Panjang conveyor : 62 ft

Diameter screw : 12 in

Putaran screw : 23 rpm

OD pipe : 2 7/8 in

Shaft diameter : 1 1/2 in

Trough thickness : 0,1046 in

Kebutuhan daya : 0,33 HP

Kapasitas torsi maksimum: 1,22 in .lbs

Harga : \$ 6,759

3.2.18 *Bucket Elevator* 01 (BE-01)

Tugas : Mengalirkan yeast dari *screw conveyor* ke *Hopper* ditangki pembibitan

Jenis bucket : *Continuous chain type elevator*

Dimensi

Tinggi elevator : 7,62 m

Ukuran bucket : (8 x 5 x 7 ³/₄) in

Jarak antar bucket : 8 in

Kecepatan bucket : 125 fpm

Kecepatan putaran : 23,4 rpm

Kebutuhan daya : 0,5 HP

Harga : \$ 8,924

3.2.19 *Bin* 01 (BIN-01)

Tugas : Menampung yeast dan (NH₄)₂SO₄ dengan laju alir 1224,20 kg/jam yang akan diumpankan ke tangki pembibitan.

Jenis : Silinder vertikal dengan alas berbentuk kerucut

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Dimensi bin

Diameter : 0,99 m

Tinggi : 2,17 m

Tebal shell : 0,1875

Diameter bukaan bin : 0,1011 m

Harga : \$ 6,689

3.2.20 Silo 02 (SL-02)

Tugas : Menampung $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ selama 7 hari

Jenis silo : Silinder *vertical* dengan alas berbentuk kerucut

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Dimensi silo :

Diameter : 1,9 m

Tinggi : 4,5 m

Tebal *shell* : 1/4 in

Diameter bukaan bawah : 0,04 m

Harga : \$ 8,398

3.2.21 Conveyor 02 (SC-02)

Tugas : Mengalirkan $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ dari silo menuju bucket elevator untuk dialirkan ke bin ditangki pembibitan dengan laju alir sebesar 84,427 kg/jam

Jenis *conveyor* : *Screw conveyor*

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Dimensi *screw conveyor* :

Jenis screw : *Standard sectional flight screw*

Panjang *conveyor* : 62 ft

Diameter *screw* : 6 in

Putaran <i>screw</i>	: 2,10 rpm
OD <i>pipe</i>	: 2 3/8 in
<i>Shaft diameter</i>	: 1 1/2 in
<i>Trough thickness</i>	: 0,1046 in
Kebutuhan daya	: 0,08 HP
Kapasitas torsi maksimum:	2,10 in .lbs
Harga	: \$ 6,759

3.2.22 Bucket Elevator 02 (BE-02)

Tugas	: Mengalirkan $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ dari <i>screw conveyor</i> ke <i>Hopper</i> ditangki pembibitan.
Jenis bucket	: <i>Continuous chain type elevator</i>
Dimensi	
Tinggi elevator	: 7,62 m
Ukuran bucket	: (8 x 5 x 7 3/4) in
Jarak antar bucket	: 8 in
Kecepatan bucket	: 125 fpm
Kecepatan putaran	: 23,4 rpm
Kebutuhan daya	: 0,08 HP
Harga	: \$ 8,924

3.2.23 Silo 03 (SL-03)

Tugas	: Menampung CaCO_3 selama 2 hari
Jenis silo	: Silinder vertical dengan alas berbentuk kerucut
Bahan	: <i>Carbon steel sa-135 grade A</i>

Dimensi silo :

Diameter : 3,26 m
 Tinggi : 7,17 m
 Tebal *shell* : 0,1875 in
 Diameter bukaan bawah : 0,038 m

Harga : \$ 28,197

3.2.24 Bin 02 (BIN-02)

Tugas : Menampung CaCO_3 dengan laju alir 922,81 kg/jam yang akan diumpankan ke Netralizer.

Jenis : Silinder vertical dengan alas berbentuk kerucut

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Dimensi bin

Diameter : 0,9 m
 Tinggi : 1,97 m
 Tebal shell : 0,1875
 Diameter bukaan bin : 0,087 m

Harga : \$ 2,653

3.2.25 Conveyor 03 (SC-03)

Tugas : Mengalirkan CaCO_3 dari silo menuju *hopper* di R.hidrolisa dengan laju alir 922,8088 kg/jam

Jenis *conveyor* : *Screw conveyor*

Spesifikasi :

Jenis *screw* : *Standard sectional flight screw*

Panjang *conveyor* : 62 ft

Diameter *screw* : 12 in

Putaran *screw* : 4,68 rpm

OD *pipe* : 2 7/8 in

Shaft diameter : 1 1/2 in

Trough thickness : 0,1046 in

Kebutuhan daya : 0,25 HP

Kapasitas torsi maksimum: 2,10 in .lbs

Harga : \$ 6,759

3.2.26 Evaporator (EV-01)

Tugas : Menguapkan pelarut etanol dan air dari cairan glukosa sebanyak 10849,107 kg/jam

Jenis evaporator : *Long tube evaporator*

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Beban panas : 17082236,28 KJ/jam

Heat transfer area : 502,11 ft²

Dimensi *vessel vapour* evaporator

Diameter : 0,67 m

Tinggi *vessel* : 1,51 m

Tebal *shell* dan *head* : 0,312 in

Tinggi cairan : 0,96 m

disengagement space : 0,54 m

dimensi *heat exchanger*

Shell Side

- Fluida panas : *Steam*
- Ukuran :
- ID : 21,25 in
- Panjang : 4 m
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Umpan Campuran glukosa, air & Etanol
- Ukuran :
- Jumlah tube : 117
- OD : 1,25 in
- ID : 1,12 in
- Panjang : 4 m
- Pass : 1

Koefisien perpindahan panas

- UC : 236,39 (Btu/jam.ft².°F)
- UD : 132,52 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

- Rd min : 0,002
- Rd Terhitung : 0,003

Pressure drop

Shell

- *Pressure drop* perancangan : 0,01 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 2 Psi

Tube

- *Pressure drop* perancangan : 0,04516 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Harga : \$ 32,509

3.2.27 *Heat Exchanger 01 (HE-01)*

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 7351,94 kg/jam dari *Rotary drum vacuum filter* 1 menuju reaktor Hidrolisa.

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban Panas : 1378086,34 KJ / jam

Luas transfer panas: 109,59 sqft

Panjang : 20 ft

Jumlah harpin : 7

T in : 35 °C

T out : 100 °C

Inner pipe Side

- Fluida Panas : *Steam*

Ukuran :

- OD : 1,9 in

- ID : 1,1 in

- Panjang : 20 ft

Anulus pipe side

- Fluida dingin : Campuran glukosa, sukrosa, dan air

Ukuran :

- OD : 1,6 in

- ID : 1,38 in

- Panjang : 20 ft

Koefisien perpindahan panas

- UC : 46,93 (Btu/jam.ft².°F)

- UD : 40,33 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

- Rd min : 0,002

- Rd Terhitung : 0,0035

Pressure drop

Annulus

- *Pressure drop* perancangan : 4,816 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10,00 Psi

Inner pipe

- *Pressure drop* perancangan : 0,0179 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 2 Psi

Catatan : HE-02 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
dan $pressure\ drop\ perancangan < pressure\ drop\ yang\ diizinkan$

Bahan : Carbon steel sa-135 grade A

Harga : \$ 11,213

3.2.28 Heat Exchanger 02 (HE-02)

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 7351,94 kg/jam dari *mixer* menuju reaktor Hidrolisa.

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban Panas : 1045046,708 KJ / jam

Luas transfer panas: 184,2242 sqft

Panjang : 20 ft

Jumlah harpin : 4

T in : 35 °C

T out : 100 °C

Inner pipe Side

- Fluida Panas : Steam

Ukuran :

- OD : 3,5 in

- ID : 3,0 in

- Panjang : 20 ft

Anulus pipe side

- Fluida dingin : Campuran asam sulfat dan air

Ukuran :

- OD : 4,2 in

- ID : 3,5 in

- Panjang : 20 ft

Koefisien perpindahan panas



- UC : 20,6628 (Btu/jam.ft².°F)

- UD : 19,7874 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

- Rd min : 0,001

- Rd Terhitung : 0,0021

Pressure drop

Annulus

- *Pressure drop* perancangan : 2,2054 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10,00 Psi

Inner pipe

- *Pressure drop* perancangan : 0,0002 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 2 Psi

Catatan : HE-02 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min*
dan *pressure drop perancangan* < *pressure drop* yang
diizinkan

Bahan : *Stainless steel sa-167 grade A*

Harga : \$ 6,278

3.2.29 Cooler 01 (CL-01)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 21930,552 kg/jam dari R-
Hidrolisa menuju Netralizer

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 209237,37 KJ/ jam

Luas transfer panas: 257,54 sqft

Panjang : 16 ft
 T in : 100 °C
 T out : 38 °C

Shell Side

- Fluida panas : Umpan keluar dari R-Hidrolisa

Ukuran :

- ID : 12 in

- *Baffle space* : 6 in

- *Pass* : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah tube : 82

- OD : 0,75 in

- ID : 0,584 in

- *Pass* : 4

Koefisien perpindahan panas

- UC : 45,937 (Btu/jam.ft².°F)

- UD : 18,6460 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

Rd min : 0,002

Rd Terhitung : 0,032

Pressure drop



Shell

- *Pressure drop* perancangan : 0,164 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Tube

- *Pressure drop* perancangan : 0,177 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Catatan : *Cooler* 01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$ dan $pressure\ drop\ perancangan < pressure\ drop\ yang\ diizinkan$

Bahan : *Stainless steel sa-167 grade A*

Harga : \$ 18,507

3.2.30 Cooler 02 (CL-02)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 3787,87 kg/jam dari *Accumulator* menuju tangki penyimpanan produk etanol

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban Panas : 414639,29 KJ / jam

Luas transfer panas: 141,36 sqft

Panjang : 20 ft

Jumlah harpin : 3

T in : 80 °C

T out : 36 °C

Inner pipe Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- OD : 3,5 in
- ID : 3,0 in
- Panjang : 20 ft

Annulus pipe side

- Fluida Panas : Produk Etanol 95%

Ukuran :

- OD : 4,2 in
- ID : 3,5 in
- Panjang : 20 ft

Koefisien perpindahan panas

- UC : 137,94 (Btu/jam.ft².°F)
- UD : 81,63 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

- Rd min : 0,001
- Rd Terhitung : 0,005

Pressure drop

Annulus

- *Pressure drop* perancangan : 0,0396 Psi
- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Inner pipe

- *Pressure drop* perancangan : 0,0150 Psi
- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Catatan : *Cooler - 02* memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$ dan $pressure\ drop\ perancangan < pressure\ drop$ yang diizinkan

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Harga : \$ 10,279

3.2.31 *Cooler 03 (CL-03)*

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 7061,23 kg/jam dari *reboiler parsial* sebelum dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban Panas : 1275256,58 KJ / jam

Luas transfer panas: 141,36 sqft

Panjang : 20 ft

Jumlah harpin : 3

T in : 100 °C

T out : 36 °C

Inner pipe Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- OD : 3,5 in

- ID : 3,0 in

- Panjang : 20 ft

Anulus pipe side

- Fluida panas : Campuran Etanol 5% dan air

Ukuran :

- OD : 4,2 in
- ID : 3,5 in
- Panjang : 20 ft

Koefisien perpindahan panas

- UC : 145,3868 (Btu/jam.ft².°F)
- UD : 75,8197 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

- Rd min : 0,001
- Rd Terhitung : 0,006

Pressure drop

Annulus

- *Pressure drop* perancangan : 0,1105 Psi
- *Pressure drop* yang diizinkan : 10,00 Psi

Inner pipe

- *Pressure drop* perancangan : 0,0651 Psi
- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Catatan : *Cooler - 03* memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min* dan *pressure drop perancangan* < *pressure drop* yang diizinkan

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Harga : \$ 10,279

3.2.32 Kondensor 01 (CD-01)

Tugas : Mendinginkan uap dari evaporator sebanyak 21930,552 kg/jam sebelum dialirkan ke menara destilasi.

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 3549375,25 KJ/ jam

Luas transfer panas: 787,49 sqft

Panjang : 16 ft

T in : 81,6 °C

T out : 80 °C

Shell Side

- Fluida panas : Uap dari menara destilasi

Ukuran :

- ID : 33 in

- *Baffle space* : 16,5 in

- *Pass* : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah tube : 718

- OD : 3/4 in

- ID : 0,87 in

- *Pass* : 2

Koefisien perpindahan panas

- UC : 175,198 (Btu/jam.ft².°F)

- UD : 72,533 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

Rd min : 0,003

Rd Terhitung : 0,132

Pressure drop

Shell

- *Pressure drop* perancangan : 0,035 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 2 Psi

Tube

- *Pressure drop* perancangan : 0,0048 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Catatan : Kondensor 01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
dan $pressure\ drop\ perancangan < pressure\ drop\ yang\ diizinkan$

Bahan : Carbon steel sa-135 grade A

Harga : \$ 36,221

3.2.33 Kondensor 02 (CD-02)

Tugas : Mendinginkan uap destilat menara destilasi sebanyak
3787,8788 kg/jam

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 9506480,17 kJ/ jam

Luas transfer panas: 845,660 sqft

Panjang : 6 ft

T in : 105 °C

T out : 97 °C

Shell Side

- Fluida panas : Uap dari Menara destilasi

Ukuran :

- ID : 21,25 in

- Baffle space : 10,625 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 188

- OD : 1 in

- ID : 0,620 in

- *Pass* : 2

Koefisien perpindahan panas

- UC : 737,390 (Btu/jam.ft².°F)

- UD : 148,243 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

Rd min : 0,003

Rd Terhitung : 0,0054

Pressure drop

Shell

- *Pressure drop* perancangan : 0,0085 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 2 Psi

Tube

- *Pressure drop* perancangan : 1,3518 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 10 Psi

Catatan : Kondensor 01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
dan $pressure\ drop\ perancangan < pressure\ drop\ yang\ diizinkan$

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Harga : \$ 37,800

3.2.34 Reboiler (RB-01)

Tugas : Menguapkan hasil bawah menara destilasi sebanyak 7061,228
kg/jam

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 18470398,39 kJ/ jam

Luas transfer panas: 1809,5616 sqft

Panjang : 16 ft

T in : 99,6387 °C

T out : 105,0170 °C

Shell Side

- Cold fluid : Campuran air dan etanol

Ukuran :

- ID : 29 in

- *Baffle space* : 11,6 in

- *Pass* : 1

Tube Side

- *Hot fluid* : *steam*

Ukuran :

- Jumlah *tube* : 400

- OD : 1 in

- ID : 0,870 in

- *Pass* : 4

Koefisien perpindahan panas

- UC : 250 (Btu/jam.ft².°F)

- UD : 115,562 (Btu/jam.ft².°F)

Faktor kekotoran

Rd min : 0,003

Rd Terhitung : 0,0047

Pressure drop

Tube

- *Pressure drop* perancangan : 0,0223 Psi

- *Pressure drop* yang diizinkan : 2 Psi

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$ dan
 $pressure\ drop\ perancangan < pressure\ drop\ yang\ diizinkan$

Bahan : *Carbon steel sa-135 grade A*

Harga : \$ 53,713

3.2.35 Pompa 01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan molase dari tangki bahan baku menuju *Rotary drum vacuum filter* 1 dengan laju alir 12846,48 Kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 2,5 in

Sch No : 40

OD : 2,468 in

ID : 2,875 in

Kapasitas Pompa : 42,256 gpm

Head Pompa : 14,87 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,82

Motor Standard : 3 Hp

Ns : 2305 rpm

Tipe impeller : *Mixed flow*

Harga : \$ 1,187

3.2.36 Pompa 02 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan Umpan bahan baku molase dari *Rotary drum vacuum filter* 1 ke reaktor hidrolisa dengan laju alir 10276,65 Kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 2,5 in
Sch No : 40
 OD : 2,468 in
 ID : 2,875 in

Kapasitas Pompa : 33,76 gpm

Head Pompa : 5,14 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8
Motor Standard : 1 Hp
Ns : 2305 Rpm
Tipe impeller : *Mixed flow*

Harga : \$ 1,041

3.2.37 Pompa 03 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan cairan glukosa dari R.Hidrolisa ke Netralizer
 dengan laju alir 21930,552 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Stainless steel 304*

Pemilihan Pipa :

IPS : 3,25 in
Sch No : 40
 OD : 4 in
 ID : 3,548 in

Kapasitas Pompa : 74,830 gpm
 Head Pompa : 5,64 m
 Putaran Pompa :
 Efisiensi Motor : 0,81
 Motor Standard : 2 Hp
 Ns : 3200 Rpm
 Tipe impeller : Mixed flow

Harga : \$ 1,679

3.2.38 Pompa 04 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan Umpan bahan baku dari Netralizer ke *Rotary drum vacuum filter* 2 dengan laju alir 22459,506 Kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :
 IPS : 3,5 in
 Sch No : 40
 OD : 4 in
 ID : 3,548 in

Kapasitas Pompa : 75,872 gpm

Head Pompa : 2,043

Putaran Pompa :
 Efisiensi Motor : 0,8
 Motor Standard : 0,75 Hp

Ns : 6900 Rpm

Tipe *impeller* : *Mixed flow*

Harga : \$ 1,693

3.2.39 Pompa 05 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan Umpan cairan glukosa dari *Rotary drum vacuum filter 2* menuju Fermentor dengan laju alir 21106,873 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 3,5 in

Sch No : 40

OD : 4 in

ID : 3,548 in

Kapasitas Pompa : 72,967 gpm

Head Pompa : 4,67 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 1,5 Hp

Ns : 3639 Rpm

Tipe *impeller* : *Mixed flow*

Harga : \$ 1,654

3.2.40 Pompa 06 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan campuran air, etanol & glukosa dari fermentor ke
Rotary drum vacuum filter 3 dengan laju alir 19383,303 Kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 3,5 in

Sch No : 40

OD : 4 in

ID : 3,548 in

Kapasitas Pompa : 81,334 gpm

Head Pompa : 1,32 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 0,75 Hp

Ns : 9885 Rpm

Tipe impeller : *axial flow*

Harga : \$ 1,765

3.2.41 Pompa 07 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan Umpan campuran glukosa, air dan etanol dari
Rotary drum vacuum filter 3 ke evaporator dengan laju alir
 18243,53 Kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal, single stage*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 3,5 in

Sch No : 40

OD : 4 in

ID : 3,548 in

Kapasitas Pompa : 76,285 gpm

Head Pompa : 2,095 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 1 Hp

Ns : 6790 Rpm

Tipe *impeller* : *Mixed flow*

Harga : \$ 1,698

3.2.42 Pompa 08 (P-08)

Fungsi : Mengalirkan Umpan Dari evaporator menuju ke menara destilasi

Tipe : Pompa *Centrifugal, single stage*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 3 in

Sch No : 40

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Kapasitas Pompa : 52,23 gpm
 Head Pompa : 20,2 m
 Putaran Pompa :
 Efisiensi Motor : 0,8
 Motor Standard : 5 Hp
 Ns : 1024,28 Rpm
 Tipe impeller : Radial flow

Harga : \$ 1,353

3.2.43 Pompa 09 (P-09)

Fungsi : Mengalirkan Umpan campuran glukosa dan air dari evaporator menuju Reaktor hidrolisa dengan laju alir 7627,84 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal, single stage*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :
 IPS : 2 in
 Sch No : 40
 OD : 2,375 in
 ID : 2,067 in

Kapasitas Pompa : 23,49 gpm

Head Pompa : 10,85 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 2 Hp

Ns : 1097,34 Rpm

Tipe *impeller* : *Radial flow*

Harga : \$ 838

3.2.44 Pompa 10 (P-10)

Fungsi : Mengalirkan produk etanol dari *accumulator* ke tangki penyimpanan produk akhir dengan laju alir 3787,88 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal, single stage*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 2 in

Sch No : 40

OD : 2,375 in

ID : 2,067 in

Kapasitas Pompa : 20,92 gpm

Head Pompa : 8,24 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 0,75 Hp

Ns : 1273,36 Rpm

Tipe *impeller* : *Radial flow*

Harga : \$ 781

3.2.45 Pompa 11 (P-11)

Fungsi : Mengalirkan Produk *bottom* menara destilasi ke Unit
Pengolahan Limbah dengan laju alir 7061,23 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal, single stage*

Bahan konstruksi : *Carbon steel sa-135 grade A*

Pemilihan Pipa :

IPS : 2 in

Sch No : 40

OD : 2,375 in

ID : 2,067 in

Kapasitas Pompa : 31,3160 gpm

Head Pompa : 4,58 m

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 0,75 Hp

Ns : 2416,98 Rpm

Tipe *impeller* : Mixed flow

Harga : \$ 995

3.2.46 Pompa 12 (P-12)

Fungsi : Mengalirkan Katalis Asam Sulfat dari tangki penyimpanan
menuju *mixer* dengan laju alir 895,12 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal, single stage*

Bahan konstruksi : *Stainless steel 304*

Pemilihan Pipa :

IPS : 1 in

Sch No : 40

OD : 1,049 in

ID : 1,315 in

Kapasitas Pompa : 2,17 gpm

Head Pompa : 4,82 m

Friction Head : 1,887 ft

Pressure Head : 0 ft

Velocity Head : 0,01 ft

Static Head : 13,94 ft

Putaran Pompa :

Efisiensi Motor : 0,8

Motor Standard : 0,13 Hp

Ns : 613,46 Rpm

Tipe impeller : *Radial flow*

Harga : \$ 201

3.2.47 Pompa 13 (P-13)

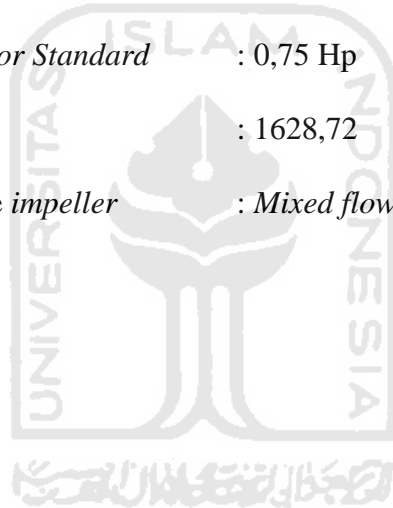
Fungsi : Mengalirkan katalis Asam Sulfat dari *mixer* ke R.hidrolisa
dengan laju alir 4386,11 kg/jam

Tipe : Pompa *Centrifugal*

Bahan konstruksi : *Stainless steel 304*

Pemilihan Pipa :

IPS : 2 in
Sch No : 40
OD : 2,375 in
ID : 2,067 in
Kapasitas Pompa : 17,55 gpm
Head Pompa : 5,27 m
Putaran Pompa :
Efisiensi Motor : 0,8
Motor Standard : 0,75 Hp
Ns : 1628,72
Tipe impeller : *Mixed flow*
Harga : \$ 703



3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku molase diperoleh dari pabrik Gula Sindang laut, Cirebon, Jawa barat. untuk asam sulfat bahan didapatkan dari pabrik PT. Indonesia *Acid industry* Bekasi, Jawa Barat. *Ammonium Sulfate* didapatkan dari PT. Petrokimia gresik, Jawa timur. *Calcium Carbonate* didapatkan dari PT. Multi marmer alam Padalarang, bandung. Dan Yeast didapatkan dari PT. *Tailong food cina*.

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (ton/tahun)	Ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Molase	101744128	500.000.000
H ₂ SO ₄	27932183	825.000
(NH ₄)SO ₄	668666	750.000
CaCO ₃	7308646	1000.000
Yeast	8358322	10.000.000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku molase dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (*Peter and timmerhaus, 2003*)

Pabrik etanol dari molase dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan Cirebon , Jawa Barat. Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan hal yang paling utama dalam pengoperasian pabrik, maka pabrik etanol didirikan dekat penghasil utama bahan baku (molase), yaitu pabrik Gula Sindang laut di Cirebon, Jawa Barat dengan kapasitas penghasil molase sebesar 400.000 ton/tahun. Dan tidak menutup kemungkinan bahan baku molase juga dapat diperoleh dari pabrik gula Rajawali II dan pabrik gula Karang Suwung di Cirebon, Jawa Barat.

4.1.2 Pemasaran Produk

Etanol hasil dari produksi akan digunakan sebagai bahan baku pabrik eter, ester, etilen, asam asetat, Dan sebagai bahan baku proses industri kimia lainnya. Fokus areal pemasaran etanol ada di pulau Jawa, Sumatra dan kalimantan, dimana sarana transportasi yang tersedia sudah cukup lengkap.

4.1.3 Utilitas

Penyediaan air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan danau besar. Pengambilan air untuk menunjang proses produksi pabrik diambil dari Danau Setu Patok dan juga dari danau Setu Sendong apabila terjadi masalah pengambilan air di danau setu patok. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena dekat dengan Pertamina RU VI Balongan dan PLTU.

4.1.4 Transportasi

Sarana transportasi tidak menjadi masalah, karena di Cirebon fasilitas jalan raya sudah memadai. Dengan tersedianya sarana transportasi maka diharapkan kegiatan proses produksi berjalan lancar, serta pemasaran produk etanol baik untuk lingkup pulau Jawa, antar pulau dapat terlaksana.

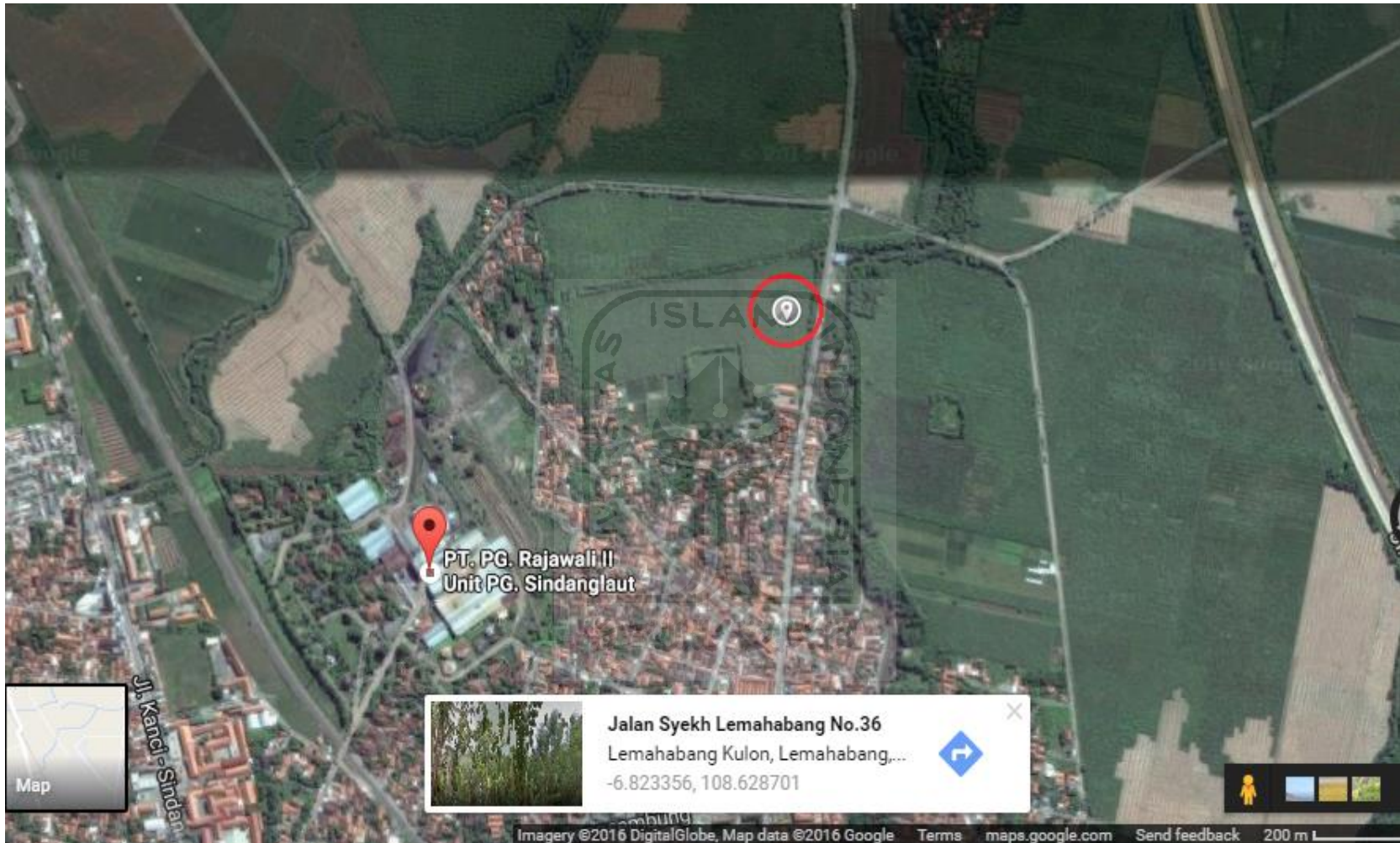
4.1.5 Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

4.1.6 Keadaan Iklim

Iklm yang terlalu panas akan mengakibatkan perlunya peralatan pendingin yang lebih banyak, sedangkan iklim yang terlalu dingin/lembab akan berakibat bertambahnya biaya konstruksi pabrik karena diperlukan perlindungan khusus pada alat-alat proses. Di daerah Cirebon merupakan daerah yang memiliki iklim yang kering dengan curah hujan yang cukup, sehingga Pendirian pabrik di Cirebon sangatlah tepat untuk menjalankan proses produksi etanol.





Gambar 4.1 Peta lokasi pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

Adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

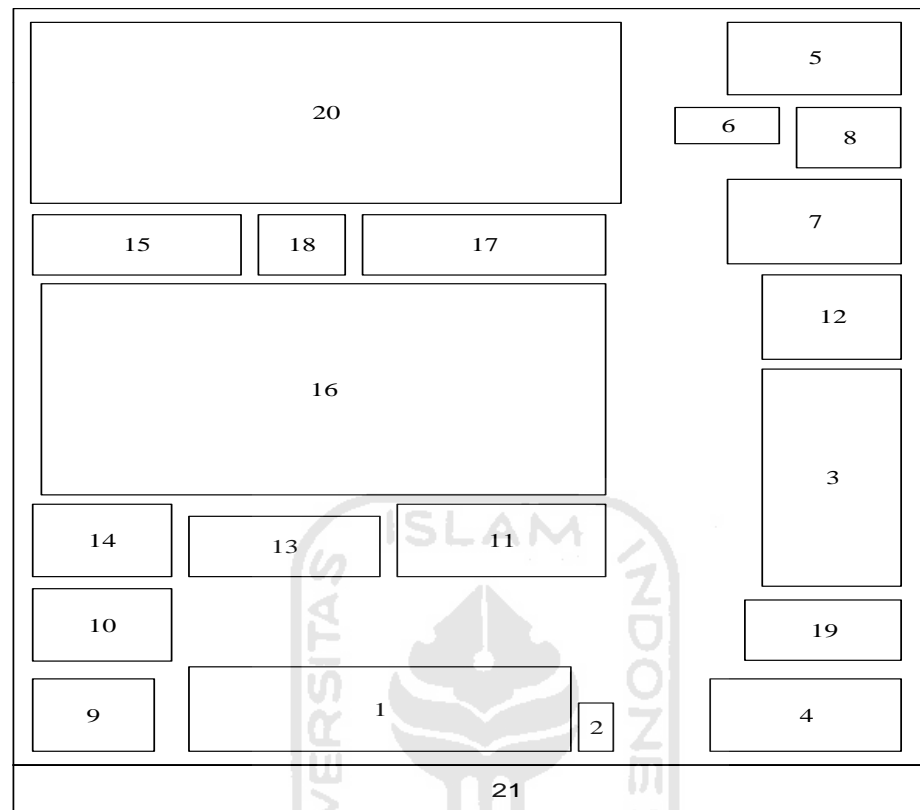
4.2.4 Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m²
Kantor utama	30	14	420
Pos Keamanan/satpam	10	8	80
Mess	36	16	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	20	400
Ruang timbang truk	12	10	120
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	10	140
Kantin	12	10	120
Bengkel	24	12	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	14	12	168
Utilitas	40	25	1.000
Area proses	65	50	3.250
<i>Control Room</i>	20	10	200
<i>Control Utilitas</i>	12	10	120
Jalan dan taman	60	40	2.400
Perluasan pabrik	110	35	3.850
Luas Tanah			14.240
Luas Bangunan			7.990
Total	541	372	14.240

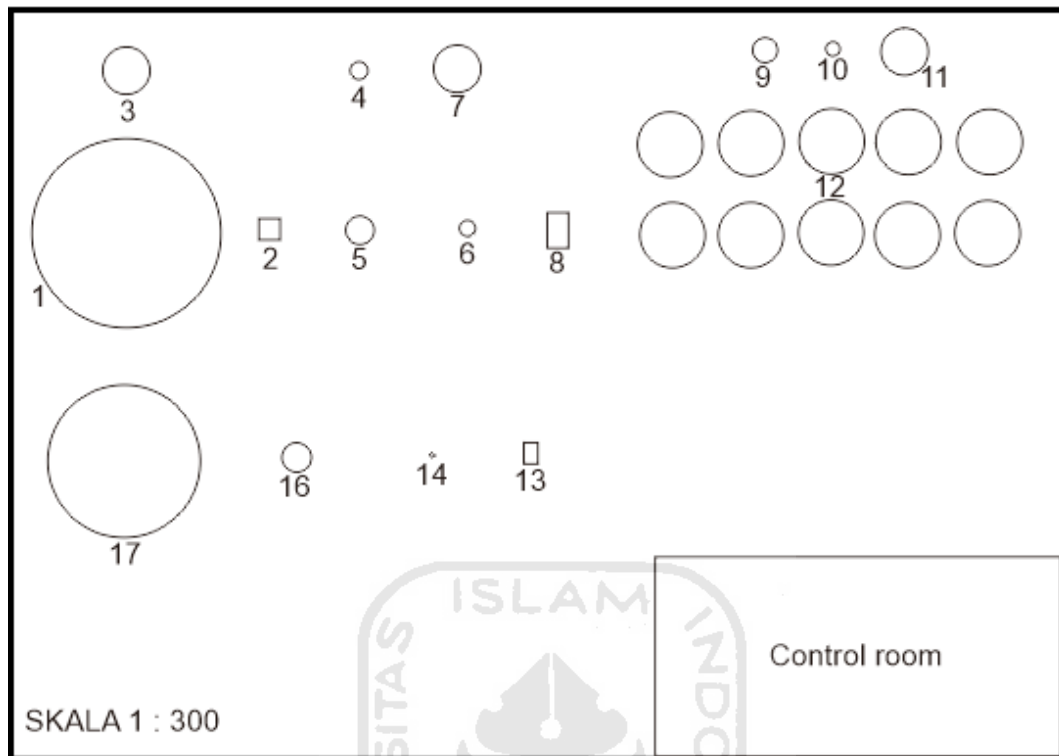
LAY OUT PABRIK ETANOL DARI MOLASE



Gambar 4.2 Lay Out Pabrik Skala 1 : 1100

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama | 12. Unit pemadam kebakaran |
| 2. Pos Keamanan | 13. Gudang alat |
| 3. Mess | 14. Laboratorium |
| 4. Parkir Tamu | 15. Utilitas |
| 5. Parkir truk | 16. Area Proses |
| 6. Ruang timbang truk | 17. Kontrol room |
| 7. Kantor teknik dan produksi | 18. Kontrol Utilitas |
| 8. Klinik | 19. Taman |
| 9. Masjid | 20. Perluasan pabrik |
| 10. Kantin | 21. Jalan raya |
| 11. Bengkel | |



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik

- Keterangan :
1. Tangki penyimpanan bahan baku molase
 2. *Rotary drum vacuum filter* 1
 3. Tangki penyimpanan H_2SO_4
 4. *Mixer*
 5. Reaktor Hidrolisa
 6. Netralizer
 7. Silo $CaCO_3$
 8. *Rotary drum vacuum filter* 2
 9. Silo $(NH_4)_2SO_4$
 10. Tangki pembibitan
 11. Silo yeast
 12. Fermentor
 13. *Rotary drum vacuum filter* 3
 14. Evaporator
 15. Menara destilasi
 16. *Accumulator*
 17. Tangki penyimpanan produk etanol

4.4 Diagram alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.3 *Neraca Massa Total*

Komponen	Masuk	Keluar	
	Umpan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Limbah (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	8154,32	5366,63	
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	4528,05	135,84	
H ₂ O	9464,76	1954,70	7440,01
Abu	2263,55		2263,55
H ₂ SO ₄	877,22		
CaCO ₃	895,12		
CaSO ₄			1217,37
C ₂ H ₅ OH		3598,48	189,39
CO ₂			4017,04
yeast	1139,77		1139,77
Total	27322,80	27322,80	

Neraca Massa per alat

4.4.1.2 Rotary Drum Filter 1 (RDVF 1)

Tabel 4.4 *Neraca Massa Rotary drum vacuum filter 1*

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 2 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	2787,68		2787,69
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	4392,21		4392,21
H ₂ O	3403,03	306,27	3096,76
Abu	2263,55	2263,55	
Total	12846,48	12846,48	

4.4.1.3 Mixer

Tabel 4.5 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 4 (kg/jam)	Arus 5 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)
H ₂ SO ₄		877,22	877,22
H ₂ O	3490,99	17,90	3508,88
Total	4386,11		4386,11

4.4.1.4 Reaktor Hidrolisa (R)

Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 3 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)	Arus 7 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	8154,32		12777,70
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	4528,05		135,84
H ₂ O	4862,07	3508,89	8139,79
H ₂ SO ₄		877,22	877,22
Total	21930,55		21930,55

4.4.1.5 Netralizer

Tabel 4.7 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 7 (kg/jam)	Arus 8 (kg/jam)	Arus 9 (kg/jam)	Arus 10 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	12777,70			12777,70
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	135,84			135,84
H ₂ O	8139,79	27,68		8328,59
CaCO ₃		895,12		
H ₂ SO ₄	877,22			
CaSO ₄				1217,37
CO ₂			393,85	
Total	22853,36		22853,36	

4.4.1.6 Rotary Drum Filter 2 (RDF 2)

Tabel 4.8 Neraca Massa Rotary Drum Filter 2

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 10 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	12777,70			12777,70
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	135,84			135,84
H ₂ O	8328,59	135,26		8193,33
CaSO ₄	1217,37	1217,37		
Total	22459,50		22459,50	

4.4.1.7 Tangki Pembibitan (TPB)

Tabel 4.9 Neraca Massa Tangki pembibitan

Komponen	Masuk			Keluar
	Arus 15 (kg/jam)	Arus 13 (kg/jam)	Arus 14 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)
(NH ₄) ₂ SO ₄		84,43		
H ₂ O	759,85			759,85
Yeast			1055,34	1139,77
Total		1899,62		1899,62

4.4.1.8 Fermentor (F)

Tabel 4.10 Neraca Massa Fermentor

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 12 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)	Arus 17 (kg/jam)	Arus 18 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	12777,70			5366,63
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	135,84			135,84
H ₂ O	8193,33	759,85		8953,18
C ₂ H ₅ OH				3787,88
CO ₂			3623,19	
Yeast		1139,7712		1139,77
Total	23006,49		23006,49	

4.4.1.9 Rotary Drum Vacuum Filter (RDF-03)

Tabel 4.11 Neraca Massa Rotary Drum Filter 03

Komponen	Masuk	Keluar	
	arus 18 (kg/jam)	Arus 19 (kg/jam)	Arus 20 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	5366,63		5366,63
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	135,84		135,84
H ₂ O	8953,18	126,64	8826,53
C ₂ H ₅ OH	3787,88		3787,88
Yeast	1139,77	1139,77	
Total	19383,30	19383,30	

4.4.1.10 Evaporator (E)**Tabel 4.12** Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk	Keluar	
	arus 20 (kg/jam)	Arus 21 (kg/jam)	Arus 22 (kg/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	5366,63	5366,63	
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	135,84	135,84	
H ₂ O	8826,53	1765,31	7061,23
C ₂ H ₅ OH	3787,88		3787,88
Total	18116,89	18116,89	

4.4.1.11 Menara Distilasi**Tabel 4.13** Neraca Massa menara Distilasi

Komponen	Masuk	Keluar	
	arus 22 (kg/jam)	Arus 23 (kg/jam)	Arus 24 (kg/jam)
H ₂ O	8826,53	189,39	6871,83
C ₂ H ₅ OH	3787,88	3598,48	189,39
Total	10849,11	10849,11	

4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25 °C

4.4.2.1 Reaktor Hidrolisa

Tabel 4.14 Neraca Panas Reaktor hidrolisa

Komponen	Masuk			Keluar
	Q1 (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)	Q (KJ/jam)	Q3 (KJ/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	1115511,14			1747989,64
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1175029,86			35250,90
H ₂ O	1530293,82	1101658,74		2561927,81
H ₂ SO ₄		94938,55		100200,56
ΔHr			18390,53	
Air pendingin				590453,74
Total		5035822,68		5035822,68

4.4.2.2 Reaktor Fermentor

Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor Fermentor

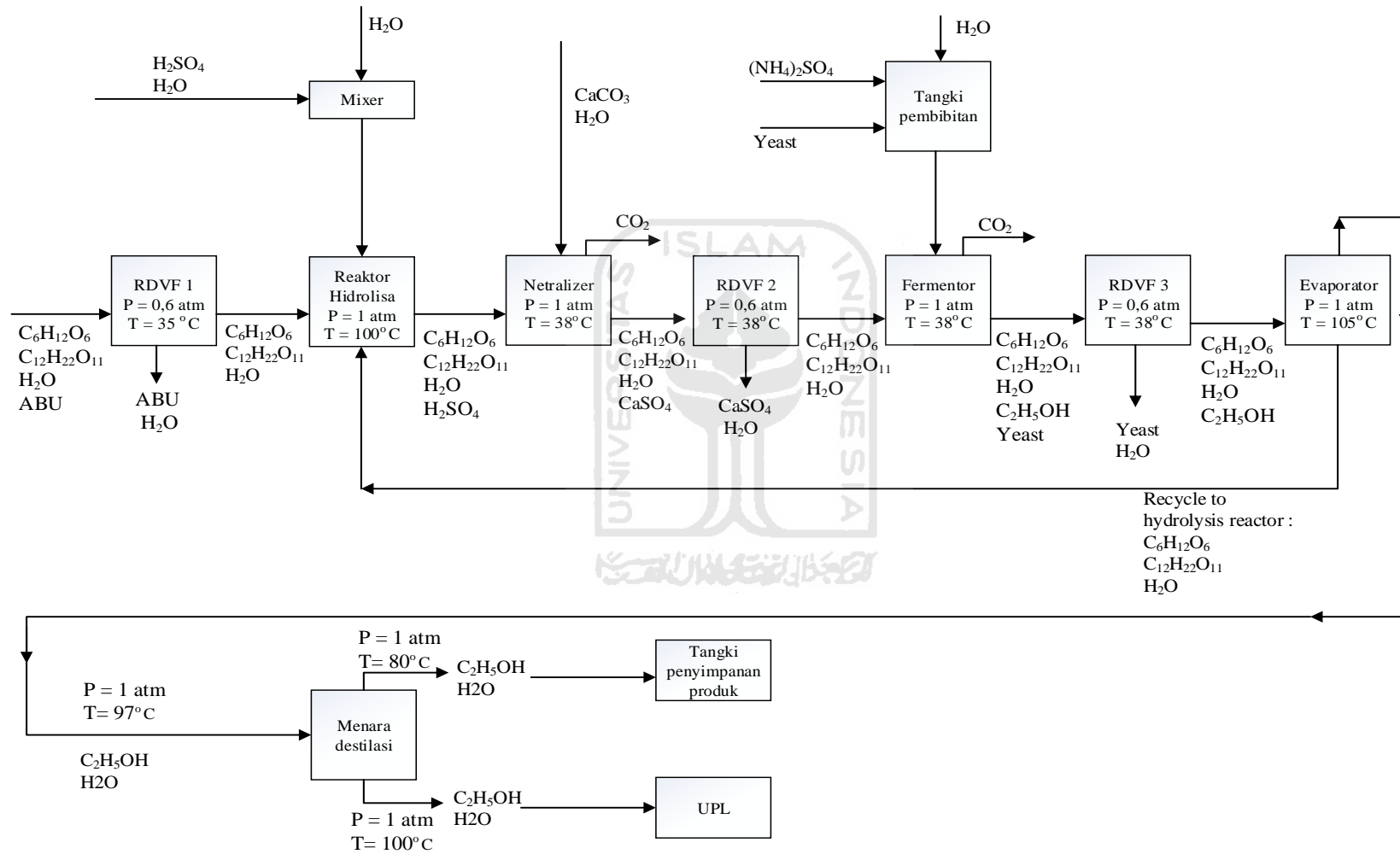
Komponen	Input			Output
	Q1 (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)	Q3 (KJ/jam)	Q4 (KJ/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	202654,35			85114,83
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	4455,6046			4455,60
H ₂ O	342986,25	33064,29		374794,70
C ₂ H ₅ OH				121003
CO ₂				30652,17
ΔHr			20135,67	
Pendingin			12724,18	
Total		616020,36		616020,36

4.4.2.3 Evaporator

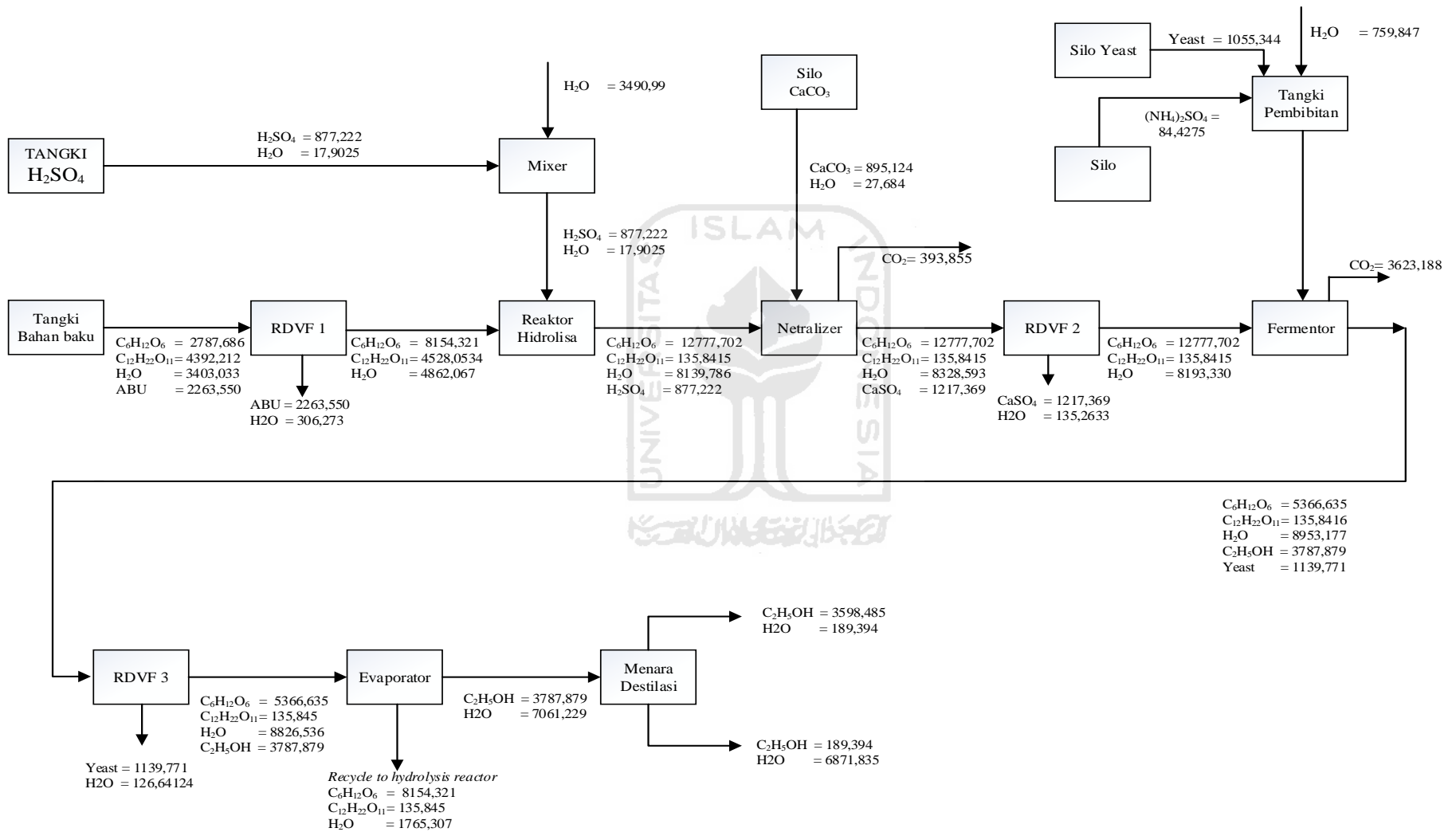
Tabel 4.16 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk		Keluar		
	Q 1 (KJ/jam)	Q steam (KJ/jam)	Q 2 (KJ/jam)	Q 3 (KJ/jam)	Q Laten (KJ/jam)
$C_6H_{12}O_6$	3021,22			24169,73	
$C_{12}H_{22}O_{11}$	40,18			321,475	
H_2O	167393,44		1071318,04	267829,51	15407887,35
C_2H_5OH	63702,02		224878,99		319988,03
Steam		17082236,28			
Total	17316393,14		17316393,14		





Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.5 Diagram alir kuantitatif

4.5 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 terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat - alat berproduksi 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 setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 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 menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik etanol ini terdiri dari :

1. Unit pengolahan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara tekan

4.6.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan *boiler* dan air untuk

keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran, air proses dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat *direcycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- a. Air untuk *make up* cooling tower = 9722,71kg/jam
- b. Air untuk *make up boiler* = 2105,15 kg/jam
- c. Air untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 450 kg/jam
- d. Air proses = 4250,83 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 16529 kg/jam.

Pengolahan air bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air untuk dapat digunakan sesuai dengan keperluan. Pengolahan air ini meliputi pengolahan secara fisik dan kimia, dengan menambahkan desinfektan maupun *dengan ion exchanger*. Secara khusus unit pengolahan air ini meliputi :

a. Unit Pengolahan Awal

Unit ini bertujuan untuk memisahkan zat-zat pengotor khususnya *suspended oil* dalam air dengan menggunakan alum $Al_2(SO_4)_3$ pada sebuah kolam yang dilengkapi dengan pengaduk. Beberapa zat lain ditambahkan, seperti *Coagulant Aid* untuk mengatur pH, $CaOCl$ atau *chlorine* sebagai desinfektan. Kemudian air ini dialirkan ke penyaring pasir (*sand filter*). Hasilnya kemudian ditampung dalam tangki *Filtered Water Storage*.

b. Unit Penyaringan Karbon Aktif

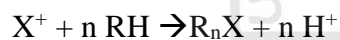
Filter karbon aktif digunakan untuk memisahkan klorida, warna dan bau. Maksimum klorida bebas yang diizinkan adalah 1 ppm agar tidak mengganggu proses *ion exchange*.

c. Unit Demineralisasi Air

Unit demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terdapat dalam air dengan menggunakan *ion exchange*. Demineralisasi diperlukan agar tidak menimbulkan kerak pada suhu tinggi dan bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi. Unit ini terdiri atas:

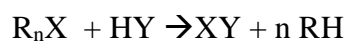
1. *Kation Exchanger*

Air hasil filtrasi dari filter karbon aktif dilewatkan dalam kolom *kation exchanger* yang berisi resin RH, yaitu suatu polimer dengan rantai karbon yang mengikat ion H^+ . Reaksi yang terjadi:



Dimana X^+ adalah logam X. dalam hal ini logam akan diikat oleh resin.

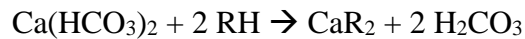
Jika resin telah jenuh, maka dilakukan regenerasi dengan sistem *back wash*. Reaksi yang terjadi :



2. *Degassifier*

Kation exchanger mengikat logam dan membentuk asam. Pada saat pertukaran hidrogen dari resin dengan kation dari air, akan terbentuk

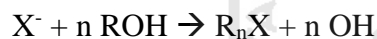
larutan asam bikarbonat dalam air yang kemudian bereaksi membentuk asam karbonat. Reaksinya adalah :



Gas CO_2 yang terbentuk dapat dihilangkan dengan aerasi menggunakan *blower*.

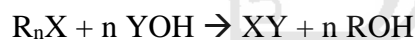
3. *Anion Exchanger*

Seperti pada *kation exchanger*, pada *anion exchanger* terjadi pertukaran ion dimana ion negatif akan diikat oleh resin. Reaksi yang terjadi :



Dimana X^- adalah ion X negatif. Dalam hal ini akan diikat oleh resin.

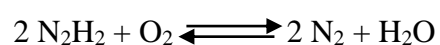
Jika resin telah jenuh, maka dilakukan regenerasi dengan sistem *back wash*. Reaksi yang terjadi :



d. Unit Air Umpan *Boiler*

Bahan baku pembentukan steam diperoleh dari unit demineralisasi yang mengalami pengolahan lanjut sebelum diubah menjadi steam di unit boiler. Air dari unit demineralisasi masih mengandung zat-zat terlarut, terutama CO_2 dan O_2 yang harus dihilangkan karena dapat menyebabkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam deaerator. Pada *deaerator* diinjeksikan :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui *stripping* dengan uap bertekanan rendah.

- Larutan pospat ($\text{Na}_3\text{PO}_4\text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak
- Dispersan untuk mencegah penggumpalan pospat

e. Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal di atas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Orto Fosfat untuk mencegah korosi
- *Chlorine* untuk membunuh mikroorganisme
- Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat)

4.6.2 Unit Penyediaan *Steam*

Kebutuhan *steam* untuk penguapan di *heat exchanger* dan *reboiler* sebanyak 2105,15 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh *boiler* utilitas. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadiahannya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk *boiler*

air dilewatkan dalam *ion exchanger* dan *deaerasi* terlebih dahulu.

4.6.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 36,6286 kW
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 40,4332 kW
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 4,2384 kW
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 45,1920 kW

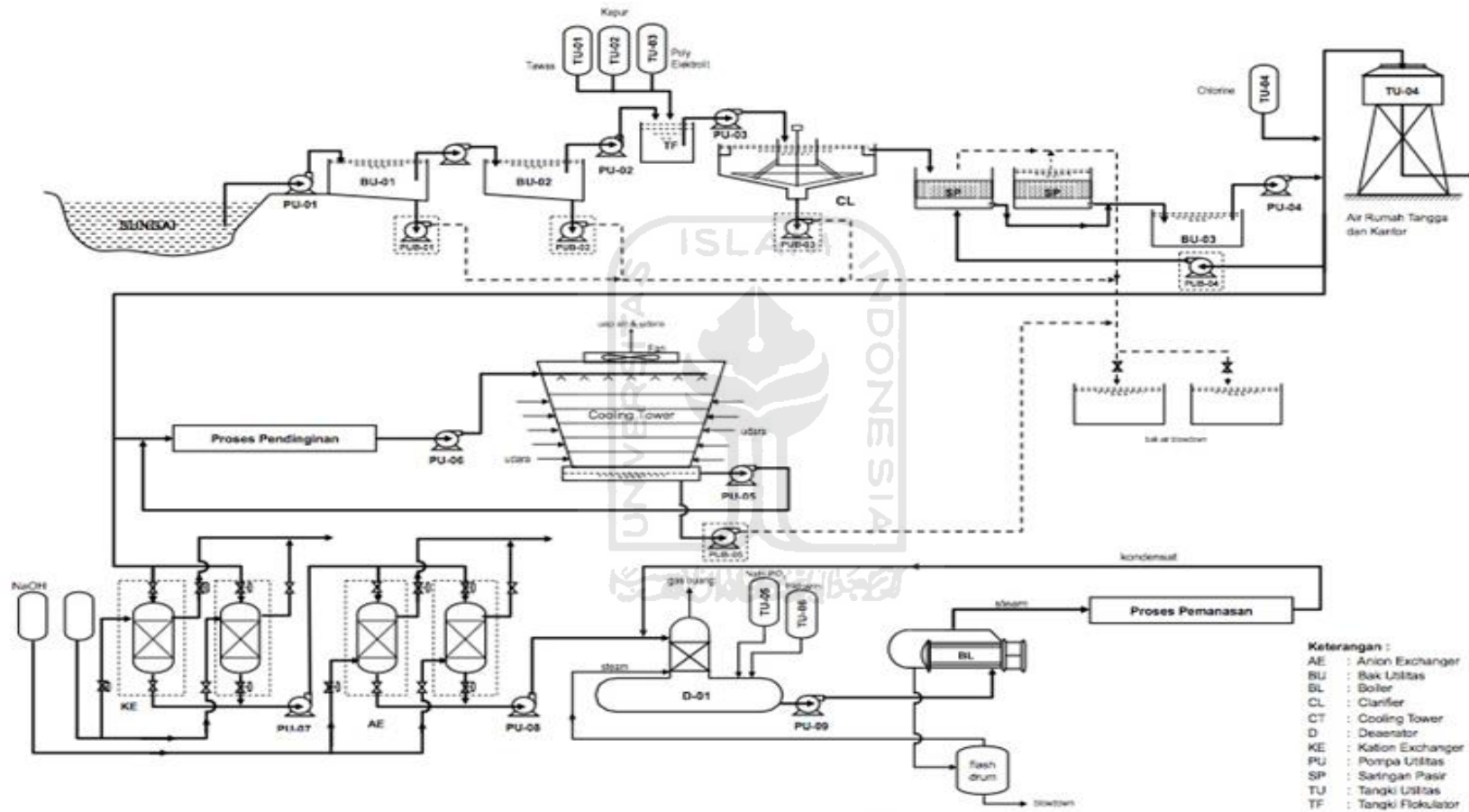
Total kebutuhan listrik adalah 134,198 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 167,748 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar *boiler* menggunakan Solar industri dari yang dibeli dari Pertamina sebanyak 1913,5 kg/jam. Bahan bakar untuk generator sebagai cadangan listrik juga menggunakan solar industri sebanyak 13,6 kg/jam. Sehingga total dari kebutuhan bahan bakar sebesar 1927 kg/jam.

4.6.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan 105,84 m³/jam pada tekanan 3,72 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor*.



Gambar 4.6 Skema pengolahan air

4.7 Struktur Organisasi

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Etanol dari molase ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

4.7.2 Bentuk Organisasi

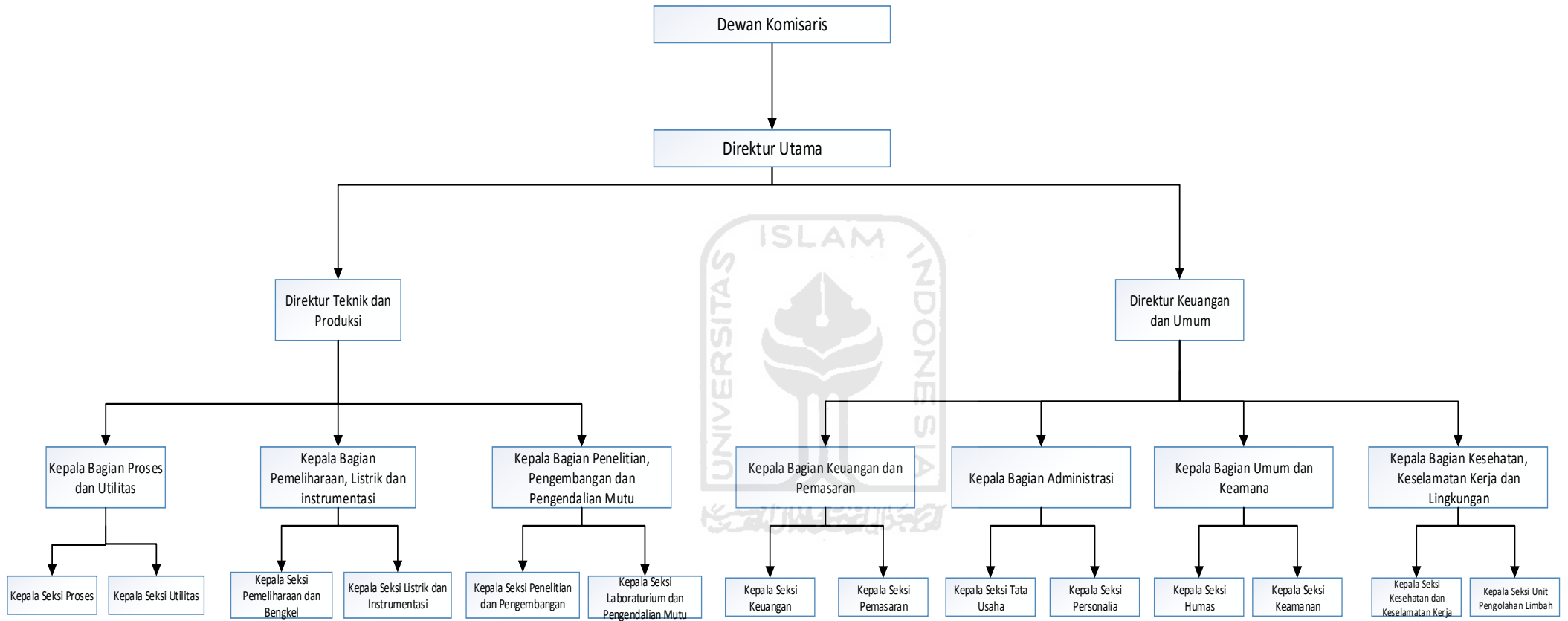
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian

- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.





Gambar 4.5 Struktur Organisasi

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

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

4.7.3.2 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 kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.7.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan

dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.7.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

4.7.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

4.7.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas

penunjang kegiatan produksi.

4.7.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian

Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4.7.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

4.7.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

4.7.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

4.7.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.7.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian

masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.7.3.5.1 Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

4.7.3.5.2 Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4.7.3.5.3 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4.7.3.5.4 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

4.7.3.5.5 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

4.7.3.5.6 Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

4.7.3.5.7 Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

4.7.3.5.8 Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

4.7.3.5.9 Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

4.7.3.5.10 Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

4.7.3.5.11 Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

4.7.3.5.12 Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.7.3.5.13 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.7.3.5.14 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.7.4 Catatan**4.7.4.1 Cuti Tahunan**

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

4.7.4.2 Hari Libur Nasional

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

4.7.4.3 Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4.7.4.4 Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.17 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	50.000.000,00	50.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Staff Ahli	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag Umum	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Humas	1	6.000.000,00	6.000.000,00

Ka. Sek. Keamanan	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	6.000.000,00	10.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Personalia	3	2.500.000,00	7.500.000,00
Karyawan Humas	3	2.500.000,00	7.500.000,00
Karyawan Keamanan	6	2.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	2.500.000,00	10.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	2.500.000,00	10.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	2.500.000,00	7.500.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	2.500.000,00	7.500.000,00
Karyawan Proses	40	5.000.000,00	200.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	2.500.000,00	12.500.000,00
Karyawan Laboratorium	4	2.500.000,00	10.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	2.500.000,00	17.500.000,00
Karyawan Utilitas	10	2.500.000,00	25.000.000,00
Karyawan KKK	6	2.500.000,00	15.000.000,00
Karyawan Litbang	3	2.500.000,00	7.500.000,00
Sekretaris	5	2.500.000,00	12.500.000,00
Medis	2	4.500.000,00	9.000.000,00
Paramedis	3	2.500.000,00	7.500.000,00
Sopir	6	1.750.000,00	10.500.000,00
Cleaning Service	5	1.750.000,00	8.750.000,00
Total	145		657.250.000,00

4.7.4.5 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4.18 Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

P : Shift Pagi M : Shift Malam S : Shift Siang L : Libur

4.8 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

- a. Modal (*Capital Investment*)
 1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- d. Analisis Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
 2. Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)
- e. Analisis Kelayakan
1. *Percent Return On Investment (ROI)*
 2. *Pay Out Time (POT)*
 3. *Break Even Point (BEP)*
 4. *Shut Down Point (SDP)*
 5. *Discounted Cash Flow (DCF)*
- f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

4.8.1 Harga Index

Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari index pada tahun pabrik didirikan.

Tabel 4.19 Harga index *Chemical Engineering Progress (CEP)* pada berbagai tahun

Tahun (X)	Index (Y)	X (tahun-ke)
1975	182	1
1976	192	2
1977	204	3
1978	219	4
1979	239	5
1980	261	6
1981	297	7
1982	314	8
1983	317	9
1984	323	10

1985	325	11
1986	318	12
1987	324	13
1988	343	14
1989	355	15
1990	356	16

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2021. Nilai *index Chemical Engineering Progress* (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan: $y : 11,996 x - 23496$

Tabel 4.20 Harga *index* hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun	Index
2008	591,97
2009	603,96
2010	615,96
2011	627,96
2012	639,95
2013	651,95
2014	663,94
2015	675,94
2016	687,94
2017	699,93
2018	711,93
2019	723,92
2020	735,92

2021	747,92
2022	759,91

Jadi harga *index* pada tahun 2021 : 747,92

4.8.2 Harga Alat

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana : E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana: E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

4.8.3 Dasar Perhitungan :

a. Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun

b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

- | | |
|----------------------------|------------------------------|
| c. Umur alat | : 10 tahun |
| d. Nilai kurs | : 1 US \$: Rp. 13.100 |
| e. Tahun evaluasi | : 2021 |
| f. Untuk buruh asing | : \$ 20/ <i>manhour</i> |
| g. Gaji karyawan Indonesia | : Rp. 10.000/ <i>manhour</i> |
| h. 1 <i>manhour</i> asing | : 2 <i>manhour</i> Indonesia |
| i. 5 % tenaga asing | : 95% tenaga Indonesia |

4.8.3.1 *Capital Investment*

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

a. *Fixed Capital Investment*

• *Physical Plant Cost (PPC)*

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Harga alat proses	: \$ 6,165,035
Harga alat Utilitas	: \$ 1,492,499
Total PEC	: \$ 7,657,534.71

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC)	: 0,15 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 1,148,630.21
Biaya administrasi dan pajak (10% PEC)	: 0,1 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 765,753.47
Total DEC	: \$ 1,148,630.21+ \$ 765,753.47
	: \$ 1,914,383.68

3. *Instalation Cost*

Material (11% PEC)	: 0,11 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 842,328.82
Buruh (32% PEC)	: 0,32 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 2,450,411.11
Buruh Asing	: \$ 122,520.56
Buruh Lokal	: Rp 2.327.890.553
Total instalation cost	: \$ 1,142,550.94

4. *Piping Cost*

Material (21% PEC)	: 0,21 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 1,608,082.29
Buruh (15% PEC)	: 0,15 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 1,148,630.21
Buruh Asing	: \$ 57,431.51
Buruh Lokal	: Rp 1.091.198.697
Total piping cost	: \$ 1.748.811,41

5. Instrumentation Cost

Material (24% PEC)	: 0,24 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 1,837,808.33
Buruh (6% PEC)	: 0,06 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 459,452.08
Buruh Asing	: \$ 22,972.60
Buruh Lokal	: Rp 436.479.478,62
Total instrumentation cost	: \$ 1,894,099.98

6. Insulation Cost

Material (3% PEC)	: 0,03 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 229,726.04
Buruh (5% PEC)	: 0,05 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 382,876.74
Buruh Asing	: \$ 19,143.84
Buruh Lokal	: Rp 363.732.898,85
Total insulation cost	: \$ 276,635.75

7. Electrical Cost

Biaya listrik (10% . PEC)	: 0,1 x \$ 7,657,534.71
	: \$ 765,753.47

8. Building Cost

Luas bangunan	: 6379 m ²
Harga bangunan	: Rp.. 500.000/m ²
Total building cost	: Rp.. 3.189.500.000,00

: \$ 243.473,28

9. *Land & Yard Improvement*

Luas tanah : 12.929 m²

Harga tanah : Rp.. 1.000.000/m²

Total harga tanah : Rp.. 12.929.000.000

: \$ 986.946,56

Tabel 4.21 Total Biaya *Physical Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	\$ 7,657,534.71	Rp 100.313.704.735,18
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	\$ 1,914,383.68	Rp 25.078.426.183,79
<i>Instalation Cost</i>	\$ 1,142,550.94	Rp 14.967.417.349,27
<i>Piping Cost</i>	\$1,748,811.41	Rp 22.909.429.476,45
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 1,894,099.98	Rp 24.812.709.729,27
<i>Insulation Cost</i>	\$ 276,635.75	Rp 3.623.928.302,74
<i>Electrical Cost</i>	\$ 765,753.47	Rp 10.031.370.473,52
<i>Building Cost</i>	\$ 243,473.28	Rp 3.189.500.000,00
<i>Land & Yard Improvement</i>	\$ 986,946.56	Rp 12.929.000.000,00
Total PPC :	\$ 16,630,189.79	Rp 217.855.486.250,21

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1.000.000 - US\$ 5.000.000, Engineering and Construction : 25% PPC.

25% PPC : 25% x \$ 16,630,189.79

: \$ 4,157,547.45

: Rp 54.463.871.562,55

- *Direct Plant Cost (DPC)*

Direct Plant Cost (DPC) : PPC + Biaya engineering dan construction

: \$ 16,630,189.79 + \$ 4,157,547.45

: \$ 20,787,737.24

: Rp 272.319.357.813

- *Indirect Plant Cost (IPC)*

1. *Contractor Fee (4% DPC)*

Contractor Fee : 4% x \$ 20,787,737.24

: \$ 831,509.49

: Rp 10.892.774.312,51

2. *Contingency (10% DPC)*

Contingency : 10% x \$ 20,787,737.24

: \$ 2,078,773.72

: Rp 27.231.935.781,28

Tabel 4.22 *Fixed Capital Investment : Direct Plant Cost + Indirect Plant Cost*

No	Fixed Capital	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 20,787,737
2	<i>Cotractor's fee</i>	\$ 831,509
3	<i>Contingency</i>	\$ 2,078,774
	Jumlah	\$ 23,698,020

Total FCI (dalam Rupiah) : Rp 310.444.067.907,00

4.8.3.2 Working Capital Investment

1. Raw Material Inventory

Persediaan bahan baku untuk kebutuhan produksi (7 hari)

$$\begin{aligned} \text{Raw material inventory} &: (7 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku} \\ &: (7 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 227.887.154.738 \\ &: \text{Rp } 53.173.669.439 \end{aligned}$$

2. Inprocess Inventory

Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses dengan harga 50% *manufacturing cost*.

$$\begin{aligned} \text{Inprocess inventory} &: (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total manufacturing cost}) \\ &: (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Rp } 551.576.733.415) \\ &: \text{Rp } 835.722.323 \end{aligned}$$

3. Product Inventory

Biaya penyimpanan produk sebelum dikirim ke konsumen (7 hari).

$$\begin{aligned} \text{Product inventory} &: (7 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost} \\ &: (7 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 551.576.733.415 \\ &: \text{Rp } 11.700.112.526,99 \end{aligned}$$

4. Extended Credit

Modal untuk biaya pengiriman produk sampai ke konsumen (7 hari).

$$\begin{aligned} \text{Extended credit} &: (7 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Penjualan produk} \\ &: (7 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 687.750.000.000 \\ &: \text{Rp } 14.588.636.364 \end{aligned}$$

5. Available Cash

Dana untuk pembayaran gaji, jasa, dan material (1 bulan).

Available Cash : (30 hari/330 hari) x Total *manufacturing cost*

: (30 hari/330 hari) x Rp 551.576.733.415

: Rp 50.143.339.401,40

Tabel 4.23 Total *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Raw material inventory</i>	Rp 53.173.669.439	\$ 4,059,059
<i>Inprocess inventory</i>	Rp 835.722.323	\$ 63,795.60
<i>Product inventory</i>	Rp 11.700.112.526,99	\$ 893,138.36
<i>Extended credit</i>	Rp 14.588.636.364	\$ 1,113,636
<i>Available cash</i>	Rp 50.143.339.401,40	\$ 3,827,735.83
Total WCI :	Rp 130.441.480.054	\$ 9,957,364.89

Total WCI (dalam Rupiah) : Rp. 126.613.911.463

Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

1. *Raw Material*

molase

Kebutuhan : 101744128,4 kg/th

Harga : \$ 0,12 /kg

:Rp.. 159.941.769.832 /th

2. Asam sulfat

Kebutuhan : 7089386,618 kg/th

Harga : \$ 0,095 /kg

: Rp.. 8.822.741.646,06 /th

3. *Calcium carbonate*

Kebutuhan : 7308645,998 kg/th

Harga : \$ 0,15 /kg

: Rp.. 14.361.489.385,88 /th

4. Yeast

Kebutuhan : 8358321,857 kg/th

Harga : \$ 0,4 /kg

: Rp.. 43.797.606.529,84 /th

5. Ammonium sulfat

Kebutuhan : 668665,7485 kg/th

Harga : \$ 0,11 /kg

: Rp. 963.547.343,66 /th

Total raw material : Rp. 227.887.154.738 /th

2. Gaji karyawan

Total Gaji karyawan : Rp. 14.883.000.000,00

Supervisor (10% Gaji karyawan)

Supervisor : 10% x Rp. 14.883.000.000,00

: Rp. 1.488.300.000

3. *Maintenance* (10% FCI)

Maintenance : 10% x Rp 310.444.067.906,55

: Rp 31.044.406.791

4. *Plant Supplies* (15% *Maintenance*)

Plant supplies : 15% x Rp 31.044.406.791

: Rp 4.656.661.018,60

5. *Royalties dan Patents* (1% Penjualan)

Etanol kadar 95 %

Produksi : 30.000.000 kg/th

Harga : \$ 1.75 /kg : Rp.. 22.925 /kg

Penjualan produk : Rp 687.750.000.000,00

Royalties & patents : 1% x Penjualan produk

: Rp 6.877.500.000

6. Utilitas

Total kebutuhan : Rp. 153.758.054.077,89

Tabel 4.24 Total *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
Bahan baku	Rp 227.887.154.738	\$ 17,395,966
Gaji karyawan	Rp 14.883.000.000,00	\$ 1,136,106.87
<i>Supervisor</i>	Rp 1.488.300.000	\$ 113,610.69
<i>Maintenance</i>	Rp 31.044.406.791	\$ 2,369,802.05
<i>Plant supplies</i>	Rp 4.656.661.018,60	\$355,470.31
<i>Royalties dan patents</i>	Rp 6.877.500.000	\$525,000.00
Utilitas	Rp 153.758.054.077,89	\$ 11,737,256
Total DMC :	Rp 440.595.076.624,75	\$ 33,633,211.96

b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

2. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)

Payroll overhead : 15% x Gaji karyawan

: Rp 2.232.450.000

3. Laboratorium (10% Gaji karyawan)

Laboratorium : 10% x Gaji karyawan

: Rp 1.488.300.000

Plant Overhead (50% Gaji karyawan)

Plant Overhead : 50% x Gaji karyawan

: Rp 7.441.500.000

4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

Packing & shipping : 10% x Penjualan

: Rp 68.775.000.000

Tabel 4.25 Total *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Payroll overhead</i>	Rp 2.232.450.000	\$ 170.416,03
Laboratorium	Rp 1.488.300.000	\$ 113.610,69
<i>Plant overhead</i>	Rp 7.441.500.000	\$ 568.053,44
<i>Packing and shipping</i>	Rp 68.775.000.000	\$ 5.250.000,00
Total IMC :	Rp 79.937.250.000	\$ 6.102.080,15

a. *Fixed Manufacturing Cost*

1. Depresiasi (8% FCI)

Depresiasi : 8% x FCI

: Rp 24.835.525.432,52

Property Tax (1% FCI)

Property tax : 1% x FCI

: Rp 3.104.440.679

2. Asuransi (1% FCI)

Asuransi : 1% x FCI

: Rp 3.104.440.679

Tabel 4.26 Total *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
Depresiasi	Rp 24.835.525.432,52	\$ 1,895,841.64
<i>Property tax</i>	Rp 3.104.440.679	\$ 236,980.20
Asuransi	Rp 3.104.440.679	\$ 236,980.20
Total FMC :	Rp. 18.089.474.883	\$ 2,369,802.05

Tabel 4.27 Total *Manufacturing Cost (MC)*

Komponen	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 440.595.076.624,75	\$ 33,633,211.96
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 79.937.250.000	\$ 6.102.080,15
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 18.089.474.883	\$ 1.380.875,95
Total MC :	Rp 551.576.733.415	\$ 42.105.094,15

General Expense

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

1. Administrasi (3% MC)

Administrasi : 3% x MC
: Rp 16.547.302.002,46

2. Penjualan (5% MC)

Penjualan : 5% x MC
: Rp 27.578.836.670,77

3. *Research* (4% MC)

Research : 4% x MC
: Rp 22.063.069.336,62

4. *Finance* (2% WCI+FCI)

Finance : 2% (WCI+FCI)
: Rp 8.817.710.959,21

Tabel 4.28 Total *General Expense*

Komponen	Biaya (Rp.)	Biaya (\$)
Administrasi	Rp 16.547.302.002,46	\$ 1,263,152.82
Penjualan	Rp 27.578.836.670,77	\$ 2,105,254.71
<i>Research</i>	Rp 22.063.069.336,62	\$ 1,684,203.77
<i>Finance</i>	Rp 8.817.710.959,21	\$ 673,107.71
Total GE :	Rp 75.006.918.969	\$ 5,725,719.01

Total Biaya Produksi

Total biaya produksi : *Manufacturing cost* + *General expense*
: Rp 551.576.733.415 + Rp 75.006.918.969
: Rp 626.583.652.384

4.8.3 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 687.750.000.000

Total biaya produksi : Rp 626.583.652.384

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp 61.166.347.616

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 30 % x Rp 61.166.347.616
: Rp 18.349.904.285

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp 61.166.347.616 – Rp 18.349.904.285
: Rp 42.816.443.331

4.8.4 Analisa Kelayakan

1. Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. Sebelum Pajak

$$ROI_b : \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} : 100\% : 20\%$$

Batasan : *Minimum Low Risk*, ROI_b : 10 % (Aries Newton)

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat kelayakan

b. Sesudah Pajak

$$ROI_a : \frac{\text{Profit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} : 100\% : 14\%$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

a. Sebelum Pajak

$$POT_b : \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} : 4 \text{ tahun}$$

Batasan : *Maximum Low Risk*, $POT_b : 5$ tahun (Aries Newton)

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat kelayakan

b. Sesudah Pajak

$$POT_a : \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}} : 4,6 \text{ tahun}$$

Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

a. *Annual Fixed Cost (Fa)*

Depresiasi : Rp 24.835.525.433

Property taxes : Rp 3.104.440.679

Asuransi : Rp 3.104.440.679

Total (Fa) : Rp 31.044.406.791

b. *Ra (Regulated Cost)*

Gaji karyawan : Rp 14.883.000.000

Payroll overhead : Rp 2.232.450.000

Supervisor : Rp 1.488.300.000

Plant overhead : Rp 7.441.500.000

Laboratorium : Rp 1.488.300.000

General expense : Rp 75.006.918.969

Maintenance : Rp 31.044.406.791

Plant supplies : Rp 4.656.661.019

Total (Ra) : Rp 138.241.536.778

c. *Annual Variable Value (Va)*

Raw material : Rp 227.887.154.738

Packaging & shipping: Rp 68.775.000.000

Utilitas : Rp 153.758.054.078

Royalties & patents : Rp 6.877.500.000

Total (Va) : Rp 457.297.708.815

c. *Annual Sales Value (Sa) : Rp 687.750.000.000*

$$BEP : \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% : 54\%$$

Batasan : *Chemical Industry*, BEP : 40 - 60 % (Aries Newton)

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat kelayakan

3. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP : \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% : 31\%$$

4. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n)	: 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	: Rp 310.444.067.907
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	: Rp 130.441.480.054
<i>Salvage value (SV) : Depresiasi</i>	: Rp 24.835.525.433
<i>Cash flow (CF)</i>	: <i>Annual profit + depresiasi + finance</i>
	: Rp 76.469.679.723

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = [(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

$$R : S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i : 0,1399$

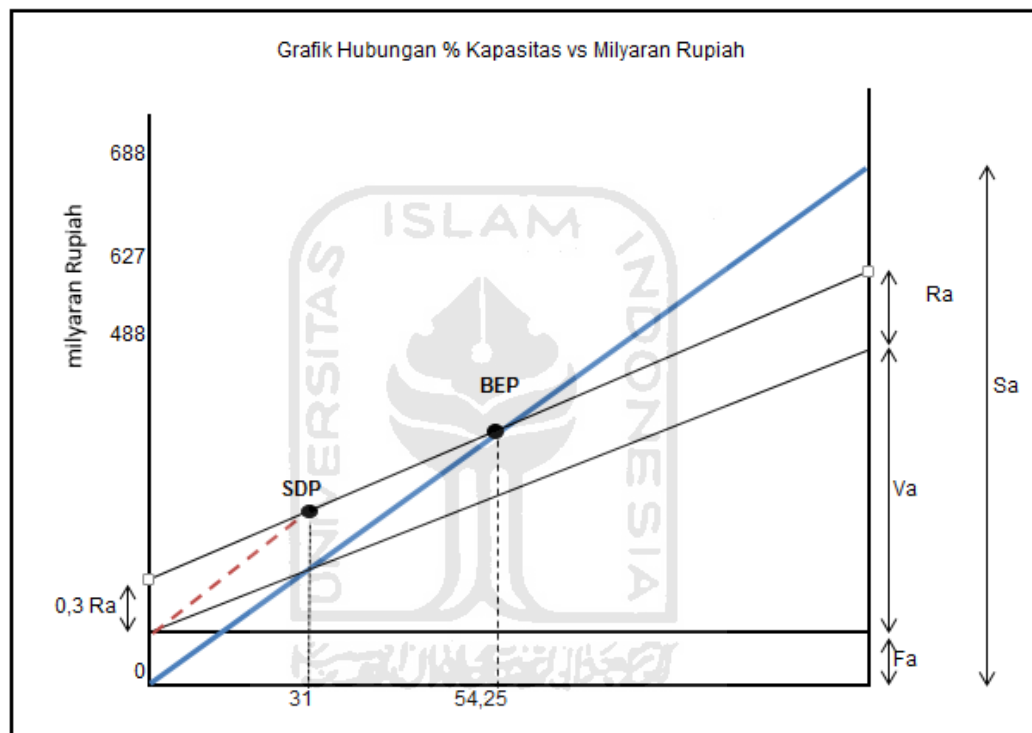
DCFR : 14 %

Batasan : *Minimum* nilai DCFR : 1,5 x bunga bank (Aries Newton)

Bunga bank : 6,5%

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 6,5\% : 9,75\%$)

Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah $6,5\%$ (www.bi.go.id, 21 Juli 2016). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar $1,5 \times$ suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 6,5\% : 9,75\%$).



Gambar 4.8 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik etanol dari molase dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena :

1. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan jenis produk, maka Pabrik etanol dari molase ini tergolong pabrik berisiko rendah (*low risk*).
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - 1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 61.166.347.616 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (30 %) sebesar Rp 42.816.443.331 /tahun.
 - 2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 20 %, dan ROI setelah pajak sebesar 14 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan proses fermentasi minimum adalah 10 % (Aries & Newton, 1955).
 - 3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 4 tahun dan POT setelah pajak selama 4,6 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan proses fermentasi maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).
 - 4) *Break Event Point* (BEP) pada 54 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 31 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60 %.

5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 14 % Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik etanol dari molase dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Untuk perancangan lebih lanjut hendaknya CaSO_4 dapat diolah lagi sehingga memberikan keuntungan lebih bagi perusahaan karena CaSO_4 yang dihasilkan sebagai hasil samping dapat digunakan pada industri pupuk zk (*Potassium sulphate*).

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2004-2013, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 - 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Ullmann's., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4th ed., Wiley-VCH., Berlin





Fermentor

Tugas : Mengubah glukosa menjadi etanol
 Jenis : *Batch reactor*
 Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm
 Suhu : 38 °C
 Lama fermentasi : 48 jam
 Jumlah : 10 unit

Perhitungan :

Komponen	F(kg/jam)	x	ρ (kg/m ³)
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	135,84	0,0059	1590
C ₆ H ₁₂ O ₆	12777,70	0,5554	1540
H ₂ O	8952,18	0,3891	1000
yeast	1139,77	0,0495	994
total	23005,49	1,0	

Densitas campuran =
$$\rho = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}}$$

Densitas campuran = 1224,79 kg/m³

Laju alir volume =
$$\frac{\text{laju alir massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\text{densitas campuran} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}$$

$$= \frac{23005,49154 \text{ kg/jam}}{1224,79 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 18,48 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Overall design 20 % = 22,18 $\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$

Menentukan volume Reaktor

Volume reaktor = 22,18 $\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$ x 6 jam pengeluaran

Volume reaktor = 133,07 m³

Menentukan dimensi Reaktor

Direncanakan HS : D = 1

$$H_h : D = \frac{1}{4}$$

$$H_b : D = \frac{1}{4}$$

dan menggunakan head atas dan bawah jenis *Torispherical head*

$$VOLUME TANGKI = V_s + V_h + V_b$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} x D^2 x H$$

$$V_h = 0,000049D^3$$

$$V_b = 0,000049D^3$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} x D^2 x D$$

$$V_s = \frac{1}{4} \pi x D^3$$

$$V_s = 0,785D^3$$

$$\text{volume tangki} = 0,785D^3 + 0,000049D^3 + 0,000049D^3 = 0,785098 D^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka diameter tangki} &= \sqrt[3]{\frac{V_t}{0,785098}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{133,07 \text{ m}^3}{0,785098}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki} &= 5,53 \text{ m} \\ \text{Tinggi silinder} &= 5,53 \text{ m} \\ \text{Jari-jari} &= 2,77 \text{ m} \\ \text{Tinggi head} &= \frac{1}{4} \times 5,53 = 1,38 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki} &= (\text{Tinggi silinder}) + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 5,53 \text{ m} + (2 \times 1,38) \text{ m} \\ &= 8,3 \text{ m} \end{aligned}$$

menghitung tebal shell

$$t = \frac{P \cdot R}{SE - 0,6P} + n \cdot c$$

digunakan bahan *carbon steel sa 153 grade A*

t = tebal shell (in)

P = tekanan design (psi)

R = jari-jari tangki (in)

S = *Allowable stress* (Psi)

E = Joint efficiency

C = *Corrosion factors*

Menghitung tekanan design

$$P \text{ Hidrostatik} = 14,7 + \frac{\rho(H_s - 1)}{144}$$

dimana = P = tekanan hidrostatik (psi)

ρ = densitas campuran (lb/ft³)

$\rho = 1224,79 \text{ kg/m}^3$

$\rho = 96,710 \text{ lb/ft}^3$

HS = Tinggi silinder (ft)

HS = 5,53 m

HS = 18,15 ft

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= 14,7 + \frac{\rho(H_s - 1)}{144} \\ &= 14,7 + \frac{96,710 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (18,15 \text{ ft} - 1)}{144} \\ &= 23,94 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Overall design } 20\% &= 1,2 \times 23,94 \text{ Psi} \\ &= 28,72 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\text{menghitung tebal shell} = t = \frac{P \cdot R}{SE - 0,6P} + n \cdot c$$

digunakan bahan *Carbon steel sa 153 grade A*

t = tebal shell (in)

P = tekanan design (psi) = 28,72 Psi

R = jari-jari tangki (in) = 2,77 m = 109,05 in

S = Allowable stress (Psi) = 10.200 Psi

E = Joint efficiency = 0,85

C = Corrosion factors = 0,0125 in/tahun

n = umur tangki = 10 tahun

$$t = \frac{P \cdot R}{SE - 0,6P} + n \cdot c$$

$$t = \frac{28,72 \times 109,05}{10.200 \times 0,85 - 0,6 \times 28,72} + 10 \times 0,0125$$

t = 0,85 in

Maka dari tabel 5.6 brownell and young “Process equipment design” dipilih tebal tangki = 7/8 in = 0,875 in

Menentukan *outside diameter* = ID Shell x 2 tebal shell

$$= 217,878215 \text{ in} \times (2 \times 0,875 \text{ in})$$

$$= 219,63 \text{ in}$$

$$= 5,58 \text{ m}$$

Menghitung tebal head

$$t = \frac{0,885 P D}{SE - 0,1 P}$$

t = tebal head (in)

P = tekanan desain (PSI) = 28,72 Psi

D = diameter dalam shell (In) = 217,88 in

S = allowable stress (PSI) = 10.200 Psi

E = joint efficiency = 0,85

$$t = \frac{0,885 P D}{SE - 0,1 P}$$

$$t = \frac{0,885 \times 28,72 \times 217,88}{(10.200 \times 0,85) - (0,1 \times 28,72)}$$

t = 0,64 in

karena bahan pembuatan shell dan head sama maka dipilih tebal head = 7/8 in = 0,875 in

Menentukan tinggi cairan dalam shell

Volume cairan dalam shell = volume cairan – volume head total

dimana

Volume head total = Volume head (V_h) + Volume flange (V_{sf})

Volume head = 0,000049 . D^3

Volume head = 0,000049 x (5,53 m)³

Volume head = 0,0083 m³

Volume flange (V_{sf}) = $\frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot sf$

Dari tabel 5.6 brownell and young “process equipment design” untuk tebal head 3/8 in maka $sf = 2$ in

Volume flange (V_{sf}) = $\frac{\pi}{4} \cdot 5,53^2 \cdot 2$

Volume flange (V_{sf}) = 1,22 m³

Volume head total = Volume head (V_h) + Volume flange (V_{sf})
= 1,23 m³

Volume cairan dalam shell (V_r) = volume cairan – volume head total

$$= 133,07 \text{ m}^3 - 1,23 \text{ m}^3$$

$$= 131,84 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam shell (z_l) = $\frac{4 \times V_r}{\pi \times (ID)^2}$
= $\frac{4 \times 131,84 \text{ m}^3}{3,14 \times 5,53 \text{ m}^2}$
= 5,48 m

Luas penampang = $\frac{\pi}{4} \cdot Di^2$
= $\frac{3,14}{4} \times 5,48 \text{ m}^2$
= 24,04 m²

Menghitung tebal jaket pendingin

Tabel neraca panas

Komponen	Input			Output
	Q1 (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)	Q3 (KJ/jam)	Q4 (KJ/jam)
C ₆ H ₁₂ O ₆	263450,661			110649,278
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	5792,286			5792,286
H ₂ O	445882,122	42983,582		487233,124
C ₂ H ₅ OH				157303,948
CO ₂				39847,826
ΔHr			20135,671	
Pendingin			22582,140	
Total	800826,462			800826,462

1. Menghitung kebutuhan air pendingin

Beban panas yang harus diserap oleh air pendingin.

$$Q = 22582,140 \text{ KJ/jam} = 22130,497 \text{ Btu/jam}$$

Air yang digunakan adalah air yang disediakan oleh utilitas pabrik

$$T_{in} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,186 \text{ KJ/kg }^{\circ}\text{C}$$

Maka kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{22582,140 \text{ KJ/jam}}{4,186 \frac{\text{KJ}}{\text{kg }^{\circ}\text{C}} \times (35 - 28)^{\circ}\text{C}}$$

$$m = 770,669 \text{ kg/jam} = 1695,518 \text{ lb/jam}$$

Memilih media pendingin

Menghitung luas perpindahan panas yang tersedia

$A = \text{Luas selimut reaktor}$

$$A = OD \times HL$$

Diketahui =

$$OD = 5,58 \text{ m} = 18,30 \text{ ft}$$

$$HL = 5,53 \text{ m} = 18,15 \text{ ft}$$

$$A = 18,30 \text{ ft} \times 18,15 \text{ ft}$$

$$A = 332,14 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang tersedia = $332,14 \text{ ft}^2$

Luas perpindahan panas

Dari tabel 8 DQ.kern “ *Process heat transfer* ” Range Ud berkisar antara $5 - 75 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ F}$
Dipilih Ud $30 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ F}$

Menghitung ΔT LMTD

Diasumsikan bahwa temperatur dinding shell reaktor sama dengan temperatur liquid dalam reaktor yaitu $38 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{reaktor} - t_{in}) - (T_{reaktor} - t_{out})}{\ln\left(\frac{T_{reaktor} - t_{in}}{T_{reaktor} - t_{out}}\right)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(38 - 28) - (38 - 35)}{\ln\left(\frac{38 - 28}{38 - 35}\right)}$$

$$\Delta \text{ LMTD} = 5,81 \text{ }^\circ\text{C} = 42,46 \text{ }^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas

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

$$A = \frac{22130,497 \text{ Btu/jam}}{30 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} \text{ft}^2 \text{ F} \times 42,46 \text{ F}}$$

$$A = 17,371 \text{ ft}^2$$

Ketentuan :

1. Jika luas perpindahan panas $>$ luas perpindahan panas yang tersedia maka lebih cocok menggunakan media pendingin model koil.
2. Jika luas perpindahan panas $<$ luas perpindahan panas yang tersedia maka lebih cocok menggunakan media pendingin model jaket.

Dalam hal ini luas perpindahan panas $<$ luas perpindahan panas yang tersedia. ($17,37 \text{ ft}^2 < 332,14 \text{ ft}^2$), maka media pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin.

Menghitung tebal jaket

Asumsi jarak antara ID jaket dan OD tangki = 1,5 in dan Tinggi cairan pendingin dalam jaket = tinggi silinder tangki.

$$\text{Tinggi silinder} = 5,53 \text{ m} = 18,15 \text{ ft}$$

$$\rho \text{ air pendingin} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,30 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{ID Jacket} &= \text{OD tangki} + 2 \cdot \text{jarak antara ID jaket dan OD tangki.} \\ &= 219,63 \text{ in} + 2 \times (1,5 \text{ in}) \\ &= 222,63 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan hidrostatik

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= 14,7 + \frac{\rho(H_s-1)}{144} \\ &= 14,7 + \frac{62,30(18,15-1)}{144} \\ &= 22,12 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Overall design } 20\% &= 1,2 \times 22,12 \text{ Psi} \\ &= 26,54 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Menghitung tebal jaket

$$T_j = \frac{P \times D}{2 \times F \times E}$$

Dimana : T_j = Tebal jaket (in)
 P = Tekanan hidrostatik (Psi)
 D = ID jaket (in)
 F = Allowable stress (Psi)
 E = joint efficiency = 0,85

$$T_j = \frac{26,54 \times 222,63}{2 \times 10.200 \times 0,85}$$

$$T_j = 0,341 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and young "*Process equipment design*" dipilih tebal tangki = 3/8 in = 0,375 in



Penjadwalan reaktor

	Jam ke-																																		
Reaktor :	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	66	72	78	84	90	96	102	108	114	120	126	132	138	144	150	156	162	168	174	180	186	192	198	204	
Reaktor 1	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow
Reaktor 2	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow
Reaktor 3	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow
Reaktor 4	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow
Reaktor 5	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green
Reaktor 6	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
Reaktor 7	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
Reaktor 8	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
Reaktor 9	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow
Reaktor 10	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Blue	Green	Yellow	Yellow	Yellow

Dari buku "Handbook of Alternative Fuel Technologies" James G. Speight Halaman 335, waktu reaksi fermentasi alkohol adalah 48 jam.

Sehingga waktu total :

$$t_{\text{pengisian}} = 6 \text{ jam}$$

$$t_{\text{fermentasi}} = 48 \text{ jam}$$

$$t_{\text{pengeluaran}} = 6 \text{ jam}$$

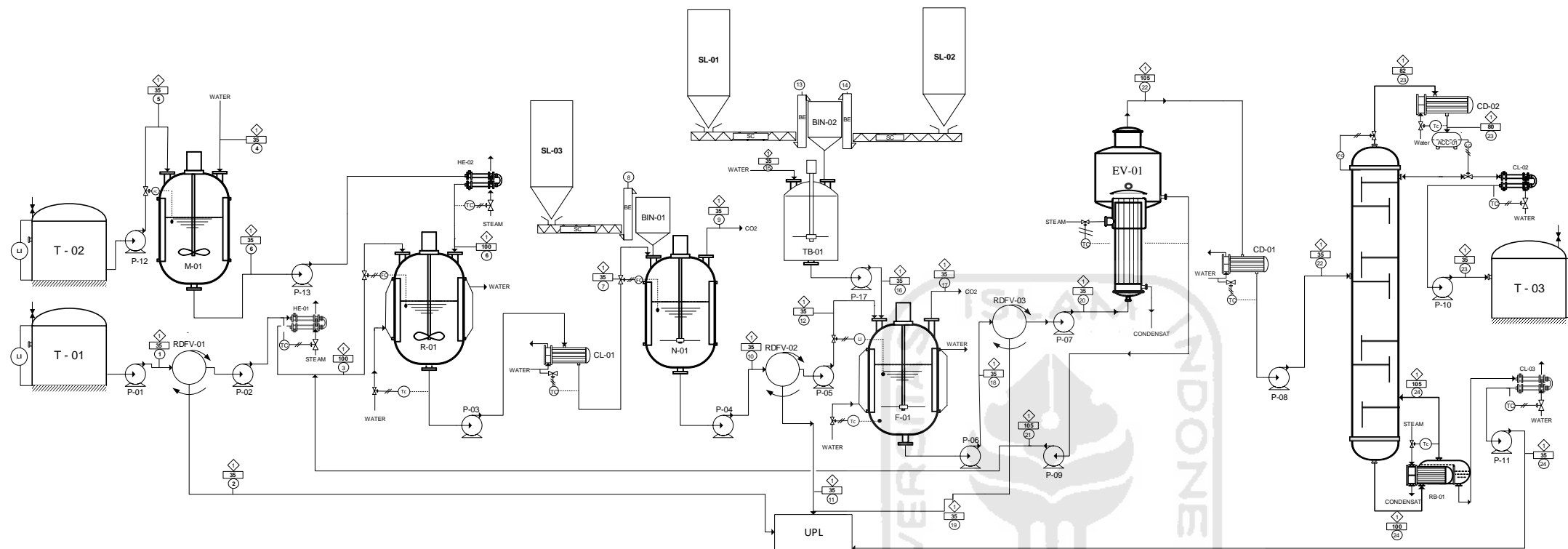
$$t_{\text{total}} = t_{\text{pengisian}} + t_{\text{fermentasi}} + t_{\text{pengeluaran}}$$

$$t_{\text{total}} = (6 + 48 + 6) \text{ jam}$$

$$t_{\text{total}} = 60 \text{ jam}$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI MOLASE
 KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



SIMBOL	KETERANGAN
	Flow Controller
	Level Controller
	Temperature Controller
	Nomor Arus
	Suhu, °C
	Tekanan, atm
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping
	Udara Tekan
	Vent
	Valve

ALAT	KETERANGAN
ACC	Accumulator
BE	Bucket Elevator
BIN	Bin
CD	Condenser
CL	Cooler
EV	Evaporator
F	Fermentor
HE	Heater
M	Mixer
MD	Menara Distilasi
N	Netralizer
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
RDFV	Rotary Drum Vacuum Filter
SC	Screw Conveyor
SL	Silo
T	Tangki
TB	Tangki Pembibitan

komponen	NERACA MASSA (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
C ₆ H ₁₂ O ₆	2787,69		8154,32				12777,7			12777,7		12777,7						5366,63	5366,63	5366,63				
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	4392,21		4528,05				135,842			135,842		135,842						135,842	135,842	135,842				
H ₂ O	3403,03	306,273	4862,07	3490,99	17,9025	3508,89	8139,79	27,6843		8328,59	135,263	8193,33			759,847	759,847		8953,18	126,641	8826,54	1765,31	7061,23	189,394	6871,83
ABU	2263,55	2263,55																			3787,88			
H ₂ SO ₄					877,222	877,222	877,222																	
CaCO ₃										895,125														
CaSO ₄																		1217,37	1217,37					
CO ₂										393,855									3623,19					
(NH ₄) ₂ SO ₄													84,4275											
YEAST														1055,34		1139,77		1139,77	1139,77					
C ₂ H ₅ OH																						3787,88	3598,48	189,394
total	12846,5	2569,82	17544,4	3490,99	895,125	4386,11	21930,6	922,809	393,855	22459,5	1352,63	21106,9	84,4275	1055,34	759,847	1899,62	3623,19	19383,3	1266,41	18116,9	7267,78	10849,1	3787,88	7061,23

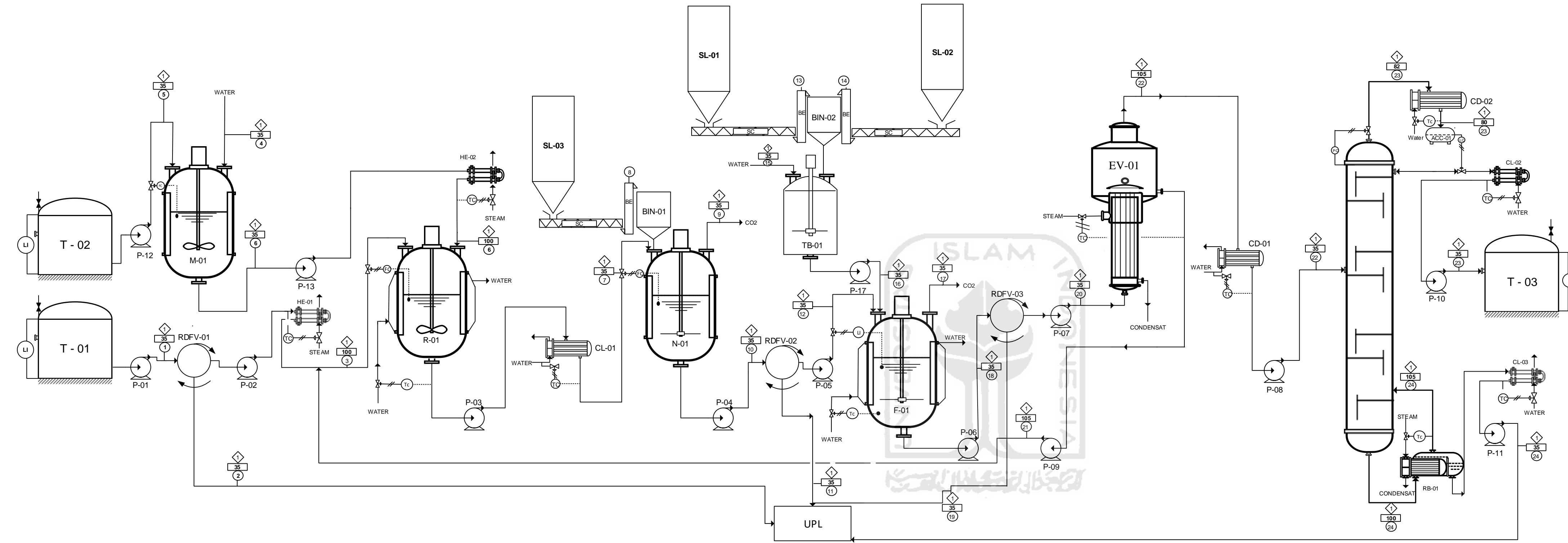
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI MOLASE
 KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Disiapkan oleh:
 1. RIDWANIRICE RYDAH (12 521 068)
 2. WIDHA PRABOWO (12 521 191)

Dosen pembimbing:
 1. Gusboko H.S., Ir., M.Sc.
 2. Dyah Retno Savitri, S.T., M.Sc.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ETANOL DARI MOLASE
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



SIMBOL	KETERANGAN
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
TC	Temperature Controller
○	Nomor Arus
□	Suhu, °C
◇	Tekanan, atm
◇	Control Valve
---	Electric Connection
---	Piping
---	Udara Tekan
↑	Vent
◇	Valve

ALAT	KETERANGAN
ACC	Accumulator
BE	Bucket Elevator
BIN	Bin
CD	Condenser
CL	Cooler
EV	Evaporator
F	Fermentor
HE	Heater
M	Mixer
MD	Menara Distilasi
N	Netralizer
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
RDFV	Rotary Drum Vacuum Filter
SC	Screw Conveyor
SL	Silo
T	Tangki
TB	Tangki Pembibitan

Komponen	NERACA MASSA (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				
C ₆ H ₁₂ O ₆	2787,69		8154,32							12777,7										5366,63		5366,63	5366,63					
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	4392,21		4528,05							135,842										135,842		135,842	135,842					
H ₂ O	3403,03	3062,73	4862,07	3490,99	17,9025	3508,89	8139,79	27,6843		8328,59	135,263	8193,33							759,847	759,847		8953,18	126,641	8826,54	1765,31	7061,23	189394	6871,83
ABU	2263,55	2263,55																								3787,88		
H ₂ SO ₄						877,222	877,222	877,222																				
CaCO ₃									895,125																			
CaSO ₄											1217,37	1217,37																
CO ₂										393,855																		
(NH ₄) ₂ SO ₄													84,4275															
YEAST														1055,34		1139,77				1139,77	1139,77							
C ₂ H ₅ OH																										3787,88	3598,48	189394
total	12846,5	2569,82	17544,4	3490,99	895,125	4386,11	21930,6	922,809	393,855	22459,5	1352,63	21106,9	84,4275	1055,34	759,847	1899,62	3623,19	19383,3	1266,41	18116,9	7267,78	10849,1	3787,88	3598,48	189394	7061,23		



