

PERANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI POD KAKAO KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Revin Nuzul Aryasta

NIM : 14521100

Nama : Aad Alief Rasyidi Baking

NIM : 14521103

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Revin Nuzul Aryasta
NIM : 145211100

Nama : Aad Alief Rasyidi Baking
NIM : 14521103

Yogyakarta, 17 Desember 2018

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



Revin Nuzul Aryasta
14521100



Aad Alief Rasyidi Baking
14521103

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI POD
KAKAO KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Oleh:

Nama : Revin Nuzul Aryasta

NIM : 14521100

Nama : Aad Alief Rasyidi Baking

NIM : 14521103

Yogyakarta, 17 Desember 2018

Pembimbing I

Ir. Drs. Faisal R. M., MT., Ph. D

Pembimbing II

Umi Rofiqah, S.T., M.T

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PERANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI POD KAKAO

KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:
Nama : Revin Nuzul Arsyasta
No. Mahasiswa : 14521100

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, 17 Desember 2018

Tim Penguji

Ir. Drs. Faisal R. M., M.T., Ph. D
Ketua

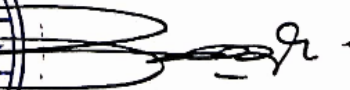
Dr. Diana
Anggota I

Ariany Zulkania, S.T., M. Eng.
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Tiada kata lain yang diucapkan kecuali alhamdulillah dan mengucap puji syukur kepada Allah SWT yang selalu memberikan Rahmat, Rezeki dan Keberkahan kepada penulis sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi dengan baik. Sholawat dan salam juga selalu dihaturkan kepada Rasulullah SAW yang telah mengajarkan kami untuk terus berikhtiar dengan ikhlas. Pembuatan tugas akhir ini merupakan persyaratan untuk menyelesaikan Program Studi Sarjana Strata Satu (S-1) Teknik Kimia dengan Konsentrasi Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.

Dalam hal ini penulis juga ingin menyampaikan rasa terimakasih kepada pihak yang telah membantu baik secara moril, psikis, dan materialnya telah membantu pelaksanaan pengerjaan tugas akhir ini dari awal hingga akhir kepada :

1. Allah SWT yang selalu memberikan rahmat dan keberkahan serta penyemangat ketika penulis merasa Lelah.
2. Bapak dan Ibu selaku Orangtua kami yang tiada hentinya mendoakan dan meridhoi kami
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia

5. Bapak Ir. Drs. Faisal R. M., M.T., Ph.D dan Ibu Umi Rofiqah, S.T.,
M.T. selaku pembimbing tugas akhir
6. serta teman-teman Teknik Kimia angkatan 2014 yang banyak menjadi
guru serta menyemangati penulis

Yogyakarta, 17 Desember 2018

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI.....	iv
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xiv
ABSTRAK.....	xvi
ABSTRACT.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Tinjauan Pustaka	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	11
2.1 Spesifikasi Produk.....	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	12
2.3 Pengendalian Kualitas	12
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	15
3.1.Uraian Proses	15
3.1.1 Pretreatment/Delignifikasi.....	15

3.1.2 Hidrolisa Enzimatik.....	16
3.1.3 Fermentasi.....	18
3.1.4. Tahap Pemurnian Etanol	19
3.2.Spesifikasi Alat Proses/ Mesin Produk.....	19
3.2.1 Gudang Bahan Baku.....	19
3.2.2.Tangki Penyimpanan Bahan Baku.....	20
3.2.3 Silo.....	21
3.2.4 Tangki Penyimpanan Produk.....	21
3.2.5 Belt Conveyor	22
3.2.6 Screw Conveyor	22
3.2.7 Elevator	23
3.2.8 Chipper.....	23
3.2.9 Vibrating Screen.....	24
3.2.10 Digester	24
3.2.11 Rotary Filter	25
3.2.11 Reaktor Hidrolisa	26
3.2.12 Centrifuge.....	26
3.2.13 Fermentor	27
3.2.14 Heater	28
3.12.15 Menara Distilasi	29
3.2.16 Kondensor	30

3.2.17 Reboiler	31
3.2.18 Cooler.....	32
3.2.19 Pompa	34
3.3.1. Kapasitas Perancangan	36
Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses	37
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	39
4.1 Lokasi Pabrik	39
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	40
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	42
4.2 Tata Letak Pabrik	43
4.3 Tata Letak Proses	50
4.4 Aliran Proses & Material.....	54
4.4.1 Neraca Massa Total	54
4.4.2 Neraca Massa Alat	54
4.4.3 Neraca Energi Alat	60
4.5 Maintenance	66
4.6 Pelayanan Utilitas (Utilitas)	67
4.6.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....	67
4.6.2 Spesifikasi Alat Utilitas.....	76
i. Unit Pembangkit Steam.....	83
ii. Unit Penyedia Listrik	84

iii. Unit Penyedia Udara Tekan.....	85
iv. Unit Penyedia Bahan Bakar.....	86
b. Organisasi Perusahaan.....	86
4.7.1 Bentuk Perusahaan	86
4.7.2 Struktur Perusahaan.....	87
4.7.3 Tugas dan Wewenang	89
4.7.3.1 Pemegang Saham	89
4.7.3.2 Dewan Komisaris	90
4.7.3.3 Dewan Direksi.....	90
4.7.3.4 Staff Ahli dan Pusat Penelitian dan Pengembangan	91
4.7.3.5 Kepala Bagian	92
4.7.3.6 Kepala Seksi.....	96
4.7.4 Status Karyawan.....	96
4.7.5 Ketenagakerjaan.....	98
4.7.6 Fasilitas Karyawan	99
4.7.7 Golongan dan Jabatan Karyawan	100
4.8 Evaluasi Ekonomi	103
4.8.1 Harga Alat.....	105
4.8.2 Dasar Perhitungan	110
4.8.3 Perhitungan Biaya	111
4.8.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>).....	111

4.8.3.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	112
4.8.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expense</i>).....	114
4.8.4 Analisa Keuntungan	115
4.8.5 Analisa Kelayakan	115
4.8.5.1 <i>Return on Investment (ROI)</i>	115
4.8.5.3 <i>Break Even Point</i>	116
4.8.5.4 <i>Shut Down Point</i>	120
4.8.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate</i>	120
BAB V PENUTUP	123
5.1 Kesimpulan	123
5.2 Saran	124
DAFTAR PUSTAKA	125
LAMPIRAN A.....	128
MENARA DESTILASI	128

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Konsumsi Bioetanol Di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Kapasitas Produksi Pabrik Bioetanol di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Impor Bioetanol di Indonesia.....	5
Tabel 1. 4 Hasil Emisi pemakaian E10 dan E85.....	8
Tabel 3. 1 Penjadwalan Reaktor.....	17
Tabel 3. 2 Jadwal Operasi Reaktor-02	18
Tabel 3. 3 Gudang Bahan Baku	19
Tabel 3. 4 Penyimpanan Bahan Baku	20
Tabel 3. 5 Spesifikasi Silo.....	21
Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk	21
Tabel 3. 7 Spesifikasi Belt Conveyor.....	22
Tabel 3. 8 Spesifikasi Screw Conveyor	22
Tabel 3. 9 Spesifikasi Elevator.....	23
Tabel 3. 10 Spesifikasi Chipper	23
Tabel 3. 11 Spesifikasi Vibrating Screen.....	24
Tabel 3. 12 Spesifikasi Digester.....	24
Tabel 3. 13 Spesifikasi Rotary Filter.....	25
Tabel 3. 14 Spesifikasi Reaktor Hidrolisa.....	26
Tabel 3. 15 Spesifikasi Centrifuge	26
Tabel 3. 16 Spesifikasi Fermentor	27
Tabel 3. 17 Spesifikasi Heater	28

Tabel 3. 18 Spesifikasi Menara Distilasi.....	29
Tabel 3. 19 Spesifikasi Kondensor.....	30
Tabel 3. 20 Spesifikasi Reboiler	31
Tabel 3. 21 Spesifikasi Cooler	32
Tabel 3. 22 Spesifikasi Cooler	32
Tabel 3. 23 Spesifikasi Pompa.....	34
Tabel 3. 24 Spesifikasi Pompa.....	35
Tabel 4. 1 Luas tanah dan bangunan.....	47
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	54
Tabel 4. 3 Neraca Massa Chipper (CH-01).....	54
Tabel 4. 4 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01).....	55
Tabel 4. 5 Neraca Massa Digester (D-01).....	55
Tabel 4. 6 Neraca Massa Tangki Penampung (T-01)	55
Tabel 4. 7 Neraca Massa Rotary Filter (RF-01).....	56
Tabel 4. 8 Neraca Massa Tangki Penampung (T-02)	56
Tabel 4. 9 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa (R-01).....	57
Tabel 4. 10 Neraca Massa Centrifuge (CE-01).....	57
Tabel 4. 11 Neraca Massa Tangki Penampung (T-03)	58
Tabel 4. 12 Neraca Massa Reaktor Fermentor (R-02)	58
Tabel 4. 13 Neraca Massa Centrifuge (CE-02).....	59
Tabel 4. 14 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	59
Tabel 4. 15 Neraca Panas Digester (D-01).....	60

Tabel 4. 16 Neraca Panas Rotary Filter (RF-01).....	60
Tabel 4. 17 Neraca Panas Tangki Penampung (T-02)	61
Tabel 4. 18 Neraca Panas Reaktor Hidrolisa (R-01).....	61
Tabel 4. 19 Neraca Panas Centrifuge (CE-01).....	62
Tabel 4. 20 Neraca Panas Cooler (CI-01)	62
Tabel 4. 21 Neraca Panas Fermentor (R-02).....	62
Tabel 4. 22 Neraca Panas Heater (HE-01)	63
Tabel 4. 23 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	63
Tabel 4. 24 Neraca Panas Cooler	63
Tabel 4. 25 Kebutuhan Air di Pembangkit (steam).....	75
Tabel 4. 26 Kebutuhan Air Pendingin.....	75
Tabel 4. 27 Kebutuhan Air Domestik dan Service Water	75
Tabel 4. 28 Kebutuhan Air Proses	76
Tabel 4. 29 Spesifikasi Pompa Utilitas	76
Tabel 4. 30 Spesifikasi Pompa Utilitas	77
Tabel 4. 31 Spesifikasi Bak Ekualisasi	77
Tabel 4. 32 Spesifikasi Rangkaian Sea Water Reverse Osmosis.....	78
Tabel 4. 33 Rangkaian Reverse Osmosis	78
Tabel 4. 34 Spesifikasi Bak Penampung Air	79
Tabel 4. 35 Spesifikasi Hot Basin	79
Tabel 4. 36 Spesifikasi Cooling Tower.....	79
Tabel 4. 37 Spesifikasi Cold Basin	80
Tabel 4. 38 Spesifikasi Kation Exchanger	80

Tabel 4. 39 Spesifikasi Anion Exchanger	80
Tabel 4. 40 Spesifikasi Deaerator	81
Tabel 4. 41 Spesifikasi Tangki Penampung Deaerated Water	81
Tabel 4. 42 Spesifikasi Tangki Demin Water	81
Tabel 4. 43 Spesifikasi Tangki Kondensat	82
Tabel 4. 44 Spesifikasi Tangki Sanitasi	82
Tabel 4. 45 Spesifikasi Tangki NaOH	82
Tabel 4. 46 Spesifikasi Tangki HCl	83
Tabel 4. 47 Spesifikasi Tangki Kaporit.....	83
Tabel 4. 48 Pembagian Kerja Shift	98
Tabel 4. 49 Daftar Gaji Pegawai	100
Tabel 4. 50 Indeks Nilai Setiap Tahun.....	105
Tabel 4. 51 Table harga alat.....	107
Tabel 4. 52 Harga Alat Proses Utilitas.....	109
Tabel 4. 53 Physical Plant Cost.....	111
Tabel 4. 54 Direct Plant Cost	111
Tabel 4. 55 Fixed Capital Invesment	112
Tabel 4. 56 Table working capital investment	112
Tabel 4. 57 Direct Manufacturing Cost.....	113
Tabel 4. 58 Tabel indirect manufacturing	113
Tabel 4. 59 Fixed Manufacturing Cost	114
Tabel 4. 60 Manufacturing Cost.....	114
Tabel 4. 61 General Expanses.....	114

Tabel 4. 62 Total Production Cost	115
Tabel 4. 63 Annual Fixed Manufacturing Cost.....	117
Tabel 4. 64 Annual Regulated Cost	117
Tabel 4. 65 Annual Variable Cost.....	118
Tabel 4. 66 Annual Sales Cost	118

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik jumlah konsumsi Bioetanol	4
Gambar 1. 2 Grafik Impor Bioetanol	5
Gambar 4. 1 Pemilihan lokasi pabrik.....	39
Gambar 4. 2 Tata letak pabrik.....	49
Gambar 4. 3 Tata letak alat pabrik	52
Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif	64
Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif	65
Gambar 4. 6 Struktur Organisasi Pabrik Biodiesel	89
Gambar 4. 7 Grafik Break Event Point	119

ABSTRAK

Pabrik Bioetanol dari pod kakao dirancang berkapasitas 10.000 ton/tahun dan menghasilkan produk dengan kemurnian etanol berkisar 96 %. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Bahan baku yang diperlukan berupa pod sebesar 33.018,03 ton/tahun yang diperoleh dari hasil limbah pertanian kakao yang ada di Sulawesi Tenggara . Pabrik ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri di daerah Kolaka, Sulawesi Tenggara dengan luas tanah diperlukan sekitar 10 hektar dan mempekerjakan 188 orang karyawan. Proses pembuatan bioetanol ini terdiri dari tiga tahap utama, yaitu pretreatment/delignifikasi yaitu memotong pod kakao menjadi potongan kecil menggunakan Chipper serta pemanasan di Digester kemudian di masukkan ke Rotary Filter untuk menghilangkan lignin Tahap berikutnya adalah reaksi hidrolisis di reaktor hidrolisa menggunakan enzim selulase dengan suhu umpan 313 K dan tekanan 1 atm, reaksi yang terjadi adalah eksotermis, , konversi total reaktor sebesar 90 % terhadap umpan . Tahap ketiga dari proses pembuatan etanol ini adalah fermentasi di Fermentor dengan suhu umpan 303 K dan tekanan 1 ATM selama 36 Jam menggunakan *S. Cerevisiae*. Tahap akhir pemurnian produk etanol keluar menara destilasi sehingga diperoleh kadar produk akhir 96 %. Pabrik ini digolongkan pabrik beresiko tinggi (*high risk*) karena kondisi operasi relatif tinggi. Untuk mendukung proses produksi dibutuhkan sarana utilitas, dengan total kebutuhan air sebesar 32.971 kg/jam, daya tetapan listrik sebesar 1.560,7 kWh , generator berdaya 1850 kW dan udara tekan sebesar 50.4 m³/jam dihasilkan sendiri di pabrik. Pabrik ini mempunyai nilai perhitungan *Fixed Capital Investment* sebesar Rp. 1655.659.853.959, *Working Capital* Rp. 37.583.711.044, *Manufacturing Cost* Rp. 100.138.802.528 dan USD \$ 6.858.822 dan *General Expense* Rp. 14.879.861.973 dan USD \$ 1.019.169 Analisa ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 34.828.611.778 /tahun setelah pajak Rp 31.345.750.600 /tahun, nilai ROI sebelum pajak sebesar 21,024% dan setelah pajak sebesar 18,92%. POT sebelum pajak 3,4 tahun dan setelah pajak 3,7 tahun. Nilai BEP adalah 46% dan SDP adalah 20,00%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 19,35%. Berdasarkan hasil ini dapat disimpulkan bahwa pabrik bioetanol pod dengan kapasitas 10.000 ton/tahun menguntungkan dan layak dipertimbangkan untuk pendirian di Indonesia.

Kata- kata kunci: Bioetanol, Pod Kakao, Hidrolisa, *Fermentor*.

ABSTRACT

*Bioethanol plant from cocoa pod is designed with capacity of 10,000 tons/year and produce products with a purity of ethanol about 96%. The plant operates for 330 days a year. The raw material is cocoa pod with the needs of 33,018 tons/year this from cocoa agricultural residues in Southeast Sulawesi. The factory is planned to be established in Kolaka, Southeast Sulawesi with required about 10 acres and 188 employees. Process consists of four main phases, delignification is the process of removing the lignin content by heating 200°C in the digester and filtering in the rotary filter. The next stage is a chemical reaction in hydrolysis reactor using selulase enzyme a feed temperature 313 K and 1 atm pressure, the reaction that occurs exothermic, total conversion of the reactor is 90% of the feed The third stage of the process of making ethanol is fermentation with *S. Cereviseae*. A final stage is ethanol purification products from the reactor by distillation tower in order to obtain the final product concentration of 96%. This plants is classified as a high risk plant because the operating conditions are relatively high. To support the production process utilities are needed, with water demand for this plant as much as 32.971 kg/h, the demand for electricity amounted to 1,560.7 kW, generator 1850 kW and the supply of compressed air is 50.4 m³/hour. The factory was established with fixed capital investment amounted to Rp 157,279,003,514 and USD \$ 11,346,565, Working capital amounted to Rp. 42,972,513,152 and USD \$2,574,226, Manufacturing Cost Rp. 116,080,934,304 and USD \$ 6,858,8221 and General Expense Rp. 16,541,771,238 and USD \$ 1.019.169. Economic evaluations obtained a profit before tax Rp 20,003,403,457 /year and after tax Rp 17,602,722,765 /year, Rate of Return on Investment (ROI) before tax of 14% and after tax 11,20%, Pay out time (POT) before tax of 4,5 years and after tax 5 years. Percentage of Break Event Point (BEP) is 57,00% and Shut Down Point (SDP) is 25,95%. Discounted Cash Flow (DCF) is 19,35%. Based on these results it can be concluded that ethanol plants from cocoa pod with a capacity of 10.000 ton /year was profitable and worth considering for established in Indonesia.*

Key words: Bioethanol, Cocoa Pod, Hydrolysis, Fermentor

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Bioetanol merupakan etanol (etil alkohol) yang proses produksinya menggunakan bahan baku alami dan proses biologis, berbeda dengan etanol sintetik yang diperoleh dari sintesis kimiawi senyawa hidrokarbon. Penggunaan etanol sejatinya telah digunakan berabad-abad silam. Salah satunya yakni sebagai bahan bakar kendaraan. Seiring ditemukannya bahan bakar dari fosil, perlahan penggunaan bioetanol mulai tergantikan.

Di Indonesia sendiri, kebutuhan akan etanol sangatlah tinggi karena etanol memiliki banyak sekali manfaat untuk kebutuhan industri kosmetik, farmasi, percetakan dll. Selain itu, etanol tidak memiliki sifat beracun sehingga biasa digunakan pelarut dalam industri makanan dan minuman maupun sebagai bahan bakar alternatif pengganti bensin karena ramah lingkungan. (*Sutardi, dkk, 1984*)

Etanol yang selama ini kita gunakan umumnya berasal dari minyak bumi dimana minyak bumi sendiri merupakan energi yang tidak dapat diperbaharui. Karena jumlah konsumsi yang terus meningkat tidak sebanding dengan jumlah ketersediannya, maka diperlukan energi terbarukan yang harapannya dapat menggantikan penggunaan energi fosil yang dewasa ini makin terancam ketersediannya. Didalam mewujudkannya diperlukan dukungan seluruh pihak civitas akademika perguruan tinggi, oleh karena itu didalam penyusunan tugas akhir

kami mengajukan judul “**Pra Rancangan Pabrik Bioetanol dari POD Kakao (*Theobroma Cocoa L*)**”

Produk bioetanol didapatkan dari sumber daya alam yang mengandung *monosakarida* dan *polisakarida* yang terdiri atas pati *desktrin*, *inulin*, dan *selulosa*. *Selulosa* yang berasal dari biomassa dikonversi oleh *Trichoderma sp* menjadi gula oleh bakteri *Zymomonas mobilis* menjadi etanol. (Suharto, 2017)

Pemilihan lignin-selulosa yang memiliki komponen utama selulosa, hemiselulosa dan lignin dipilih sebagai bahan baku bioetanol didasarkan pada pemanfaatan limbah kakao. Kakao merupakan salah satu sumber potensial energi terbarukan pengganti bahan baku pembuatan etanol sintetik. Kakao sendiri merupakan komoditas unggulan pertanian Indonesia, tercatat Indonesia menjadi negara terbesar ke 3 sebagai penghasil kakao. Potensi kakao menjadi bioetanol dapat dilihat dari kandungan selulosa yang dimiliki sehingga memiliki kemungkinan untuk diolah. Selain itu, dari total produksi kakao hanya 25% yang digunakan untuk diolah menjadi produk lanjutan sedangkan sisanya dibuang sehingga mencemari lingkungan. Dengan pendirian pabrik bioetanol dari kulit kakao diharapkan dapat meningkatkan nilai tambah hasil panen petani, dapat memenuhi kebutuhan konsumsi dalam negeri serta mendukung pelestarian lingkungan.

Penentuan Kapasitas Produksi Pabrik

Didalam menentukan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan terdapat faktor-faktor yang perlu diperhatikan, yaitu:

A. Kapasitas Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan bioetanol ini adalah pod buah kakao yang merupakan limbah dari pengolahan biji kakao. Persentase massa pod kakao sebesar 75% dari sebuah kakao yang utuh (Suparjo dkk, 2011). Berdasarkan data produksi kakao yang dikeluarkan oleh Direktorat Jendral Perkebunan, produksi kakao Sulawesi Tenggara pada tahun 2017 sebesar 114.245 Ton.

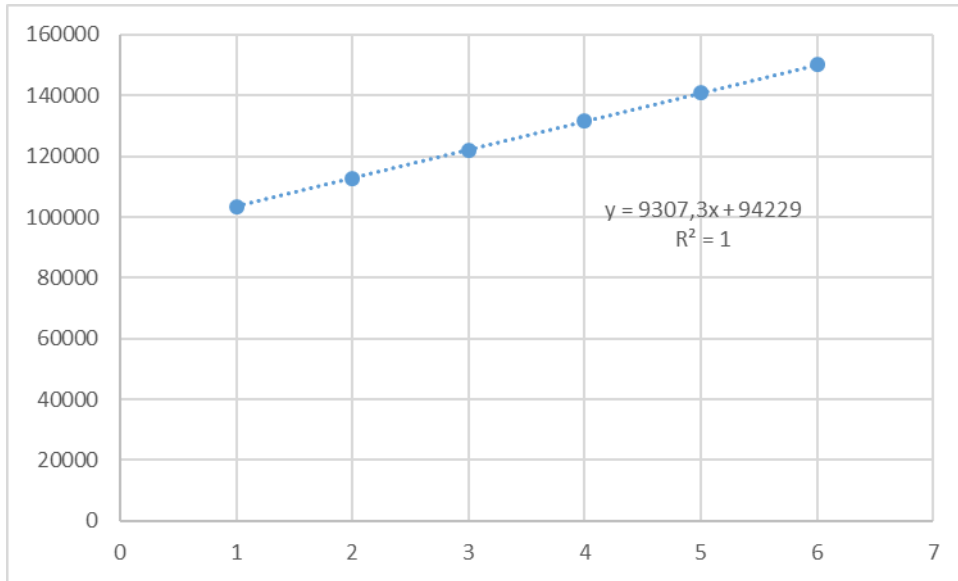
Sehingga dengan jumlah produksi kulit kakao tersebut terdapat ± 84.541 Ton/Tahun kulit kakao. Dengan komposisi kulit kakao kering sebesar 72008,62 ton/tahun. Sedangkan *Yield* Etanol dari lignoselulosa sebesar 42,5% (Igbinalolor,2013), maka potensi bioetanol diperoleh sebesar 35.930 Ton/Tahun,

B. Konsumsi

Tabel 1. 1 Konsumsi Bioetanol Di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2012	40.780
2013	45.920
2014	52.320
2015	57.920
2016	61.750
2017	64.120

Jika Pabrik bioetanol akan didirikan pada tahun 2022 maka dapat diperkirakan konsumsi bioetanol di Indonesia 1 sebagai berikut.



Gambar 1. 1 Grafik jumlah konsumsi Bioetanol

Sehingga dapat diperkirakan jumlah total konsumsi bioetanol pada tahun 2022 sebesar 196.609,3 Ton.

C. Produksi

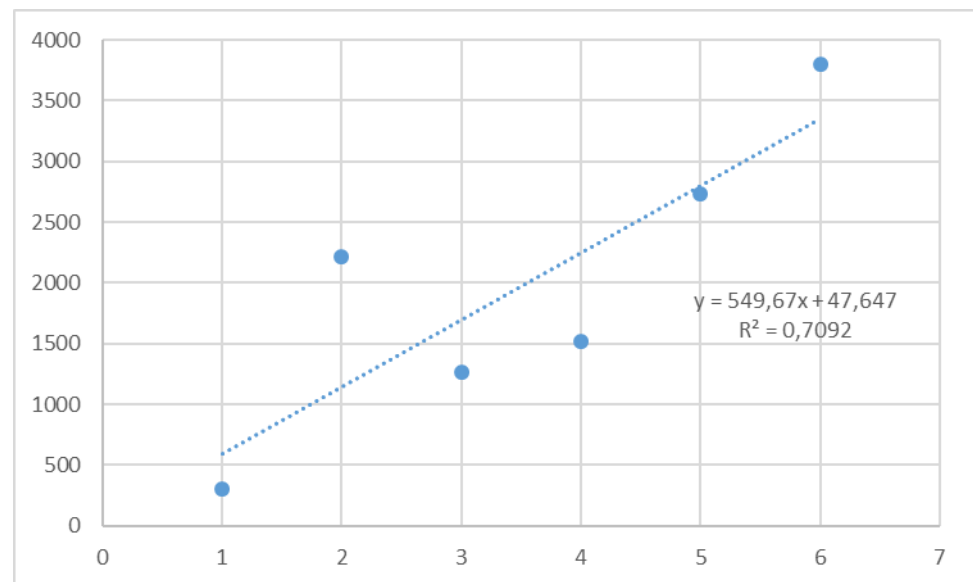
Tabel 1. 2 Kapasitas Produksi Pabrik Bioetanol di Indonesia

NO	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Medco Ethanol Indonesia	51.000
2	Indo Acidatama	33.000
3	Aneka Kimia	40.000
4	Sampurna	35.000
5	Malindo Raya Industrial	19.000

D. Impor

Tabel 1. 3 Impor Bioetanol di Indonesia

No	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2012	306,27
2	2013	2219,44
3	2014	1261,623
4	2015	1513,453
5	2016	2.732,438
6	2017	3.795,83



Gambar 1. 2 Grafik Impor Bioetanol

Melalui persamaan garis lurus diatas $y = 549,67x + 47,647$ digunakan untuk memprediksi jumlah impor bioetanol pada tahun 2022. Menggunakan data tersebut diprediksi jumlah impor bioetanol sebesar 6.094,017 Ton/Tahun.

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah Kebutuhan} &= (\text{Konsumsi-Produksi-Ekspor}) \\
&= (196609,3 - 178.000 - 6.094,017) \text{ ton/tahun} \\
&= 12.515 \text{ ton/tahun}
\end{aligned}$$

Dari persamaan diatas diketahui jumlah kebutuhan Bioetanol di Indonesia pada tahun 2022 sebesar 12.515 ton/tahun. Dengan analisis potensi ketersediaan bahan baku pod kakao di Provinsi Sulawesi Tenggara yang menghasilkan bioetanol sebesar 35.930 ton bioetanol/tahun dan persaingan industri Bioetanol pada tahun 2022 maka kapasitas pabrik Bioetanol yang akan didirikan diputuskan sebesar 10.000 ton/tahun.

1.2 Tinjauan Pustaka

I. Bioetanol

Bioetanol adalah etanol (C_2H_5OH) yang terbuat dari biomassa yang mengandung karbohidrat (pati). Bioetanol sering ditulis dengan rumus EtOH (Ethyl-OH) dengan molekul C_2H_5OH atau memiliki rumus empiris C_2H_6O serta rumus bangun CH_3-CH_2-OH yang merupakan bagian dari kelompok *methyl* (CH_3-) yang terangkai dengan kelompok *hidroksil* ($-OH$).

Bioetanol disebut sebagai pembeda dari etanol yang merupakan hasil dari pengolahan minyak bumi melalui hidrasi etilena dengan katalis asam. Etanol dari Bioetanol didapatkan melalui proses fermentasi melalui bantuan mikroorganisme. Bahan baku pembuatan bioetanol berasal dari biomassa yang memiliki komponen monosakarida, disakarida dan polisakarida (Suharto,2017). Sumber pembuatan

bioetanol di Indonesia sangat melimpah seperti singkong, sagu, tebu, aren, sorgum serta limbah hasil pertanian seperti tongkol jagung, bonggol pisang, dan kulit buah kakao.

Saat ini bioetanol diproyeksikan sebagai pengganti bahan bakar minyak yang bersal dari fosil karena memiliki kesamaan sifat dengan bensin seperti kesamaan adanya struktur rantai hidrokarbon rantai. Juga terkait dengan isu lingkungan yang merupakan salah satu isu yang menjadi fokus kerja dari PBB, penggunaan bioetanol sebagai pengganti BBM sangat tepat karena ramah lingkungan (Sukandarrumidi dkk, 2013).

Selain berguna sebagai energi yang dapat mensubtitusi BBM, produk bioetanol juga dapat digunakan dalam pembuatan produk lain seperti,

- Listerine, yang digunakan sebagai obat kumur
- Pasta Gigi
- Pembuatan plastik PVC dan PR, serta pestisida.
- Minuman kebugaran seperti Extra Joss dan Krating Daeng
- Pembuatan Deterjen

Sebagai bahan bakar, bioetanol dapat berfungsi sebagai bahan bakar penggerak mesin alat tranportasi mobil, motor dan juga pesawat. Penggunaanya sebagai bahan bakar dapat digunakan dalam produk bioetanol murni (E100) dengan instalasi mesin khusus atau dicampur dengan BBM dengan ukuran tertentu, campuran BBM dan bioetanol atau yang diebut dengan *gasohol* saat ini digunakan di beberapa negara seperti Amerika Serikat dan Brazil. Gasohol yang digunakan di Amerika Serikat adalah E10 yang mengandung 10% bioetanol dan E85 yang mengandung

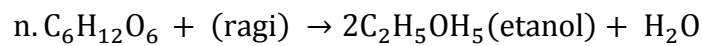
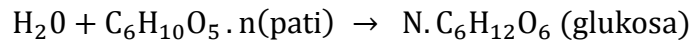
85% bioetanol, penggunaan gasohol di Amerika Serikat telah terbukti mengurangi dampak negatif dari penggunaan BBM fosil. Hasil penelitian emisi bahan pencemar dari *gasohol* sebagai berikut:

Tabel 1. 4 Hasil Emisi pemakaian E10 dan E85

No	Emisi	E10	E85
1	Karbon monoksida (CO)	Berkurang 25-30%	Berkurang 40%
2	Karbon dioksida (CO ₂)	Berkurang 10%	Berkurang 14&
3	Nitrogen Oksida (NO ₂)	Berkurang 5%	Berkurang 30%
4	<i>Volatile organic compound</i> (VOCs)	Berkurang 7%	Berkurang lebih 30%
5	Sulfur dioksida	Beberapa Pengurangan	Berkurang sampai 80%
6	Partikulates	Beberapa Pengurangan	Berkurang 20%
7	Aromatic	Beberapa Pengurangan	Berkurang lebih 50%

Proses pembuatan bioetanol dengan bahan baku yang kaya akan kandungan karbohidrat dilakukan dengan proses mengkonversi karbohidrat menjadi gula (glukosa) yang larut didalam air. Proses pembuatan glukosa dibantu dengan zat pembantu yaitu hidrolisa baik asam maupun *enzym*.serta dilanjutkan dengan proses fermentasi dengan penambahan *yeast* atau ragi.

Secara sederhana reaksi proses pembuatan bioetanol adalah sebagai berikut:



Proses pembuatan bioetanol secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap yaitu;

a. Pretreatment/ Delignifikasi

Pada proses ini, bahan baku dihancurkan dan dicampur dengan air sehingga teksturnya menjadi bubur.

b. Hidrolisis

Pada proses ini bahan baku yang mengandung lignoselulosa akan dikonversi menjadi glukosa dengan bantuan enzim/asam

c. Fermentasi

Pada proses ini, hasil dari gelatinisasi mengubah glukosa menjadi bioetanol/etanol (alkohol) dengan menggunakan yeast (ragi)

d. Distilasi

Alkohol hasil fermentasi dilakukan distilasi dengan tujuan memisahkan antara alkohol dan air dengan perbedaan titik didih kedua bahan tersebut.

II. Pod Kakao

Kakao (*Theobroma cacao* L) merupakan tanaman asli Amerika Serikat yang berwujud pohon, biji dari tumbuhan ini dihasilkan produk olahan yang dikenal dengan kakao. Kakao di Indonesia menjadi salah komoditas perkebunan yang menyumbangkan devisa yang besar bagi negara. Produksi kakao Indonesia adalah penyumbang ke tiga terbesar setelah Pantai Gading dan Ghana (Ditjenbun, 2015)

Kakao merupakan tanaman produksi dengan biji sebagai produk utama yang bernilai ekonomi tinggi. Selain biji, limbah kakao juga dapat diolah menjadi produk bernilai tinggi misalnya limbah kulit kakao menjadi bioetanol.

Kulit Kakao adalah produk samping dari industri perkebunan kakao yang belum dimanfaatkan secara optimal, komponen yang terdapat didalamnya berupa lignoselulosa tinggi yang mengandung selulosa sebesar 35,4%, hemiselulosa sebesar 37,0%, dan lignin sebesar 14,7%. (Daud dkk.,2013).

Pemanfaatan lignoselulosa disebut sebagai bioetanol generasi kedua karena menjadi substitusi bahan baku bioetanol berbasis pati yang merupakan salah sumber pangan utama masyarakat dunia. Sehingga pemanfaatan pod kakao yang terkandung lignoselulosa dapat menjadi solusi persoalan energi saat ini serta membantu peningkatan kesejahteraan petani kakao.

BAB II

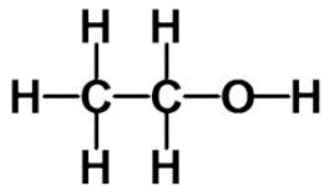
PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

- Bioetanol (C₂H₅OH)

a) Sifat-sifat fisika

➤ Struktur Kimia



- Rumus molekul : C₂H₅OH
- Fase : Cair
- Berat molekul : 46 g/gmol
- Titik didih, Td : 78,4° C
- Titik beku, Tb : -114° C
- Densitas : 789 kg/m³
- Viscositas : 1,0 cp
- Konduktivitas panas, K : 0,105 btu/J ft° F
- Impurities : air.

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

- Pod Kakao

➤ Komposisi

Tabel 2.1. Komposisi Kandungan Pod Kakao

Komponen	Persen (%)
Kadar air	12,96
Kadar lemak	1,11
Kadar abu	11,10
Kadar protein	8,75
Kadar pektin	12,67
Kadar lignin	20,11
Kadar selulosa	31,25
Kadar Hemisellulosa	48,64

- Boiling Point : 159 °C
- Densitas : 1.466 kg/m³
- Kapasitas Panas : 0,539 kcal/kg °C

2.3 Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (Quality Control) pada pabrik Bioetanol ini meliputi:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan dan standar spesifikasi bahan baku yang telah ditetapkan.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Untuk proses kelancaran proses produksi spesifikasi dari bahan-bahan pembantu juga perlu diperhatikan standarisasinya serta analisis sifat fisiknya.

c. Pengendalian Kualitas Bahan selama Proses

Untuk memastikan kelancaran proses produksi, juga diperlukan adanya pengendalian bahan selama proses berlangsung.

d. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi Bioetanol

e. Pengendalian Kualitas Produk saat Pемindahan

Pengendalian tahap ini dimaksudkan pengawasan produk Bioetanol pada saat dipindahkan dari *storage tank* ke mobil truk dan kapal.

Pengendalian diatas dilakukan dengan maksud untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan yang dimulai dari persiapan bahan baku hingga menjadi produk akhir. Proses pengendalian kualitas dilakukan di Laboratorium serta di *control room* dengan cara *automatic control*. Beberapa alat kontrol yang dijalankan pada kondisi operasi tekanan, temperatur dll, antara lain:

- a. Level Controller
- b. Flow Controller
- c. Temperature Controller
- d. Pressure Controller

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu agar menghasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dibutuhkan untuk memastikan spesifikasi yang telah ditentukan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik bioetanol perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1.Uraian Proses

Secara garis besar proses pembuatan etanol dapat dibagi menjadi 3 tahap proses, yaitu:

1. Pretreatment atau Delignifikasi
2. Hidrolisa
3. Fermentasi
4. Pemurnian Distilasi.

3.1.1 Pretreatment/Delignifikasi

Proses pertama didalam produksi bioethanol khususnya dari bahan lignoselulosa adalah proses *pretreatment* yang bertujuan untuk menghilangkan lignin yang terkandung di lignoselulosa. Kandungan selulosa, hemiselulosa dan lignin saling berikatan secara kuat akibat dari struktur *amorphous* dan ikatan 1,4 pada selulosa dan hemiselulosa yang menyebabkan material lignoselulosa sulit untuk berhidrolisa (Orchidea, 2009)

Pada proses ini, tahap dimulai dengan pengecilan pod kakao menggunakan *chipper* (CP-01) dengan tujuan agar memudahkan degradasi lignin sehingga selulosa dan hemiselulosa terhidrolisa secara optimal. Penggunaan chipper sebagai

alat pengecil pod kakao mampu meminimalisasi ukuran pod kakao < 3mm (Naimi et al, 2006)

Selanjutnya pod kakao berukuran kecil disaring menggunakan *vibrating screen* (VS-01) dengan ukuran 7 mesh hingga didapatkan *chip* pod kakao berukuran seragam (Rachman, 2012). Kemudian *chip* pod kakao yang telah homogeny dimasak di *Digester* (D-01) dengan proses *Liquid Hot Water* (LHW) pada suhu 200°C selama 30 menit yang bertujuan agar ikatan lignin yang mengikat kuat holoselulosa terpecah juga mencegah adanya mikroba yang bisa mengganggu proses fermentasi (Tahezadeh, 2008).

3.1.2 Hidrolisa Enzimatik


Tahapan lanjutan setelah *pretreatment* selesai adalah proses hidrolisa enzimatik. Bubur holoselulosa dimasukkan ke *rotary filter* dengan tujuan membersihkan bubur holoselulosa dari cairan lindi hitam dan dilanjutkan dengan hidrolisa di reactor *hydrolyzer* (R-01) menggunakan enzim sellase pada suhu 40°C, 1 atm dan PH 1 selama 24 jam dengan maksud mengkonversi selulosa yang terkandung sehingga diperoleh glukosa (Tahezadeh, 2009).


Prinsip kerja dari proses ini adalah pemutusan rantai polimer bahan baku (selulosa) menjadi unit monomer yang lebih sederhana. Pada proses ini digunakan reaktor bertipe batch sebanyak dua reaktor dengan penjadwalan sebagai berikut,.

Tabel 3. 1 Penjadwalan Reaktor

Jumlah reaktor	Waktu (Jam)																			
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	66	72	78	84	90	96	102	108	114	120
1	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow		
2			Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow
3					Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green
4							Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red

Keterangan

 : Waktu Pengisian

 : Waktu Reaksi

 : Waktu pengosongan

3.1.3 Fermentasi

Glukosa yang dihasilkan dari proses hidrolisa selanjutnya di fermentasi agar menjadi etanol didalam fermentor (R-02) dengan menggunakan *yeast* pada suhu 30°C, 1 atm selama 36 jam. Bahan nutrisi yang digunakan pada fermentasi adalah NPK dan (NH₄)₂SO₄ dan Ph diatur 4-5. Untuk terjadinya fermentasi etanol, maka dibutuhkan kondisi anaerob untuk mengubah glukosa menjadi etanol, maka dibutuhkan kondisi anaerob untuk mengubah glukosa menjadi etanol.(Taherzadeh, 2007).

Pada proses fermentasi ini dirancang fermentor yang digunakan sistem semi batch sehingga digunakan sebanyak 2 fermentor dengan penjadwalan waktu operasi sebagai berikut,

Tabel 3. 2 Jadwal Operasi Reaktor-02

Jumlah reaktor	Waktu (Jam)																			
	9	18	27	36	45	54	63	72	81	90	99	108	117	126	135	144	153	162	171	180
1	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow		
2			Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow
3					Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green
4							Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red	Green	Green	Yellow	Yellow	Red	Red	Red	Red

3.1.4. Tahap Pemurnian Etanol

Pemurnian etanol yang dihasilkan dari fermentor (R-02) dilakukan proses distilasi yaitu proses pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih untuk memperoleh etanol dengan tingkat kemurnian 96%, proses berlangsung suhu 100°C tekanan 1 atm.

3.2. Spesifikasi Alat Proses/ Mesin Produk

3.2.1 Gudang Bahan Baku

Tabel 3. 3 Gudang Bahan Baku

Keterangan	Gudang Bahan Bangunan	
Kode	GBB-01	GBB-02
Keterangan	Gudang Bahan Bangunan	
Keterangan	Gudang Bahan Bangunan	
Keterangan	Gudang Bahan Bangunan	
Fungsi	Menyimpan Bahan Baku Pod Kakao Kering Selama 7 Hari	Menampung Pod Kakao kering yang tidak lolos di VS-01
Jumlah (unit)	1	1
<i>Data Performance</i>		
Laju Bahan Baku (Kg/Jam)	4168.94	41.69
Temperatur (C°)	30	30
<i>Data Performance</i>		
Tekanan (atm)	1	1
Waktu Penyimpanan (hari)	7	7
Faktor Keamanan	20%	20%
Volume (m)	669.41	6.69
Panjang (m)	14.44	3.11
Tinggi (m)	4.81	1.04
Lebar (m)	9.63	2.07
<i>Data Kontruksi</i>		
Bentuk Bangunan	Persegi Panjang	Persegi Panjang
Keadaan	Beratap	Beratap
Bahan Kontruksi	Beton	Beton
Harga	\$ 9,048.24	\$ 418.89

3.2.2. Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3. 4 Penyimpanan Bahan Baku

Keterangan	Tangki Penyimpanan Bahan Baku		
Kode	T-04	T-05	T-06
Fungsi	Menyimpan Saccharomyces Crevisiae selama 7 hari	Menyimpan Amoniom Sulfat selama 7 hari	Menyimpan NPK selama 7 hari
Tipe	Silinder tegak dengan <i>flat bottom with conical roof</i>		
Material	Carbon steel SA-283 C		
Jumlah	2	2	2
Harga (\$)	2000	2000	2000
Kondisi operasi			
Fase	Cair	Cair	Cair
Kondisi operasi			
Suhu (°C)	30	30	30
Kondisi operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Spesifikasi			
Diameter (m)	3.05	3.048	4.57
Tinggi (m)	3.66	1.219	1.52
Spesifikasi			
Volume (m ³)	2.226	1.511	0.188
Tebal <i>shell</i> (m)	0.313	0.233	0.283
Tebal <i>head</i> (m)	0.188	0.113	0.188
Tinggi <i>head</i> (m)	3.049	0.55	0.83

3.2.3 Silo

Tabel 3. 5 Spesifikasi Silo

Keterangan	Silo
Kode	S-01
Fungsi	Penampung Enzim Selulase yang diumpankan ke R-01
Tipe	Silinder tegak dengan bagian atas alas datar dan bagian bawah bentuk cone
Jumlah	1
Harga	\$3,000.00
Data Performance	
Temperatur (°C)	30
Volume (m ³)	14.52
Diameter (m)	6.08
Keterangan	Silo
Tinggi (m)	9.13
Tebal tangki (in)	0.13
Tebal head (in)	0.821
Sudut Cone	30°

3.2.4 Tangki Penyimpanan Produk

Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Keterangan	Tangki Penyimpanan Bahan Baku			
Kode	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Penampungan Bubur Selulosa dari Digester (D-01)	Penampung pulp dari Rotary Filter (RF-01)	Menampung Glukosa hasil hidrolisa	Menampung Etanol hasil pemurnian dari MD-01
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bagian atas bawah ellipsoidal			
Material	Carbon steel SA-283 C			
Jumlah	1	1	2	1
Harga (\$)	22069.50685	13737.14202	6000	6000
Kondisi operasi				
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair
Suhu (°C)	200	72	30	30
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Diameter (m)	4.51	5.080	15.58	3.049

Spesifikasi				
Tinggi (m)	6.75	7.620	23.38	0.780
Volume (m ³)	19.450	21.950	67.283	93.42
Tebal <i>shell</i> (m)	0.500	0.730	2.046	0.3125
Tinggi <i>head</i> (m)	1.130	1.27	3.90	0.142

3.2.5 Belt Conveyor

Tabel 3. 7 Spesifikasi Belt Conveyor

Keterangan	Bulk Conveyor		
Kode	CO-1	CO-2	CO-03
Fungsi	Mengangkut bahan baku pod kakao kering dari gudang bahan	Mengangkut bahan baku pod kakao kering dari Chipper	Mengangkut bahan baku pod kakao kering ke Digester
Tipe	Flat Belt	Flat Belt	Flat Belt
Jumlah	1	1	1
Harga (\$)	9200	9200	9200
Data Performance			
Panjang <i>belt</i>	15.06	15.06	15.06
Lebar <i>belt</i>	0.457200914	0.457200914	0.457200914
Kecepatan	333.07	333.07	333.07
Data Performance			
Bahan <i>belt conveyor</i>	Rubber	Rubber	Rubber
Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-5170</i>	Carbon Steel SA-5170	Carbon Steel SA-5170

3.2.6 Screw Conveyor

Tabel 3. 8 Spesifikasi Screw Conveyor

Keterangan	Screw Conveyor
Kode	SC-01
Fungsi	Untuk mengangkut enzim selulase dari silo menuju Reaktor hidrolisa
Tipe	Flat Belt
Jumlah	2
Harga (\$)	3000

Data Performance	
Panjang <i>belt</i> (m)	3
Diameter (m)	9
Putaran (rpm)	5.00
Bahan <i>belt conveyor</i>	Rubber
Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-5170</i>

3.2.7 Elevator

Tabel 3. 9 Spesifikasi Elevator

Keterangan	Bucket Elevator	
	E-01	E-02
Kode	E-01	E-02
Fungsi	Mengangkut chip pod kakao kering dari belt conveyor (CO-02) menuju vibrating screen (VS -01)	Mengangkut chip pod kakao kering yang tidak lolos vibrating screen ke gudang bahan baku (GBB-02)
Ukuran <i>bucket</i> (in)	60 in	60 in
Kecepatan <i>bucket</i> (m/min)	500	450
Daya motor (hp)	1.09	0.34
Jumlah	1	1

3.2.8 Chipper

Tabel 3. 10 Spesifikasi Chipper

Keterangan	Chipper
Kode	CH-01
Fungsi	Memperkecil ukuran pod kakao
Tipe	Nicholson 117 in (Horizontal Geed Disc Chipper)
Jumlah	1
Tekanan (atm)	1
Jumlah Pisau	16
Putaran (rpm)	900
Daya (hp)	4.5
Harga (\$)	788.20

3.2.9 Vibrating Screen

Tabel 3. 11 Spesifikasi Vibrating Screen

Keterangan	Vibrating Screen
Kode	VS-01
Fungsi	Tempat menghomogenkan ukuran chip pod kakao
Jumlah	1
Temperatur (°C)	30
Tekanan (atm)	1
No ayakan	7
diameter (mm)	2
<i>Tyler equivalent</i>	7
Faktor bukaan	34,33%
luas screen (ft ²)	0.105
Lebar (m)	1.063694075
Panjang (m)	1.358
Harga (\$)	22519.90

3.2.10 Digester

Tabel 3. 12 Spesifikasi Digester

Keterangan	Digester
Kode	D-01
Fungsi	Pemanasan chip pod kakao kering untuk memisahkan lignin
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah <i>ellipsoidal</i> dilengkapi pengaduk dan jaket
Sistem pemanas	<i>Steam</i>
Jumlah	1
Harga (\$)	40000
Tangki	
Volume tangki (m ³)	12.13
Diameter (m)	1.40

Tangki	
Tinggi tangki (m)	2.11
Tebal dinding tangki (in)	3/16
Impeller	
Tipe pengaduk	Flat six-blade open
Daya motor (hp)	1
Diameter pengaduk (m)	0.47
Lebar pengaduk (m)	0.09
Panjang Pengaduk (m)	0.12
Jarak pengaduk dari dasar (m)	0.47
Baffle	
Jumlah <i>baffle</i>	4
Lebar <i>baffle</i> (m)	0.12
Jaket	
Tinggi (m)	2.46
Diameter <i>outside</i> (m)	1.41

3.2.11 Rotary Filter

Tabel 3. 13 Spesifikasi Rotary Filter

Keterangan	Rotary Filter
Kode	RF-01
Jenis	Rotary Drum Filter
Bentuk	Silinder horizontal dengan tutup datar
Jenis Sambungan	Double welded butt joint
Jumlah	1
Harga (\$)	233644.01
Konstruksi :	Carboon Steel SA 193-7B
Tekanan (atm)	8
Suhu (°C)	200
Luas Area filter (m2)	48.36
Tangki	
Diameter (m)	5.84
Panjang (m)	4
Tebal (m)	7/8 in
Daya (hp)	1

3.2.11 Reaktor Hidrolisa

Tabel 3. 14 Spesifikasi Reaktor Hidrolisa

Keterangan	Reaktor Hidrolisa
Kode	R-01
Fungsi	Tempat hidrolisa pulp (bubur holoselulosa) dengan menggunakan enzim <i>selulase</i> sebagai biokatalis
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah <i>ellipsoidal</i> dilengkapi pengaduk dan jaket
Bahan	<i>Carbon steel SA - 285 grade C</i>
Jumlah	4
Harga (\$)	50000
<i>Tangki</i>	
Volume tangki (m ³)	158,82
Diameter (m)	5,50
Tinggi tangki (m)	7,60
Tebal dinding tangki (in)	0,7
<i>Impeller</i>	
Tipe pengaduk	Flat six-blade open
Daya motor (hp)	1
Diameter pengaduk (m)	1.65
Lebar pengaduk (m)	0.33
Panjang Pengaduk (m)	1.37
Jarak pengaduk dari dasar (m)	1.65
<i>Baffle</i>	
Jumlah <i>baffle</i>	4
Lebar <i>baffle</i> (m)	0.55
<i>Jaket</i>	
Tinggi (m)	7.60
Diameter <i>outside</i> (m)	5.60

3.2.12 Centrifuge

Tabel 3. 15 Spesifikasi Centrifuge

Keterangan	Centrifuge	
Kode	CE-01	CE-02
Fungsi	Memisahkan padatan dengan cairan glukosa	Memisahkan padatan dengan cairan etanol
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>	

Tipe	<i>Disk Centifuge</i>	
Jumlah	2	2
Harga (\$)	18241.12301	18241.12301
Temperatur	44	30
Tekanan (atm)	1	1
Daya (hp)	4	1
Kecepatan putaran (rpm)	12000	12000
<i>Bowl Diameter (in)</i>	7	7

3.2.13 Fermentor

Tabel 3. 16 Spesifikasi Fermentor

Keterangan	Fermentor
Kode	R-02
Fungsi	Tempat terjadinya fermentasi (mengkonversi glukosa menjadi Bioetanol dan CO ₂) dengan bantuan ragi <i>S. Cereviseae</i>
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah <i>ellipsoidal</i> dilengkapi pengaduk dan jaket
Bahan	<i>Carbon steel SA - 285 grade C</i>
Jumlah	1
Harga (\$)	100000
<i>Tangki</i>	
Volume tangki (m ³)	23,014
Diameter (m)	2,51
Tinggi tangki (m)	3,47
Tebal dinding tangki (in)	0,013
<i>Impeller</i>	
Tipe pengaduk	Flat six-blade open
Daya motor (hp)	0.19
Diameter pengaduk (m)	0.75
Lebar pengaduk (m)	0.03
Panjang Pengaduk (m)	0.19
Jarak pengaduk dari dasar (m)	0.19
<i>Coil</i>	
Panjang lilitan (m)	1,63
Jarak coil dari dasar (m)	0.38
Diameter lilitan	1,76
<i>Baffle</i>	
Jumlah <i>baffle</i>	4

<i>Baffle</i>	
Lebar <i>baffle</i> (m)	0.10
<i>Jaket</i>	
Lebar	0.44
Diameter <i>outside</i> (m)	6,78

3.2.14 Heater

Tabel 3. 17 Spesifikasi Heater

Keterangan	Heater
Kode	HE-01
Fungsi	Menaikkan temperatur cairan dari 30 C menjadi 95 C
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Fluida	
<i>Inner pipe</i>	etanol
<i>Annulus</i>	steam
Temperatur Masuk	
<i>Annulus (F)</i>	410
Steam (F)	86
Tekanan (atm)	1
Jumlah <i>hairpin</i>	3
Panjang 1 <i>hairpin</i> (ft)	12
<i>Annulus (Psi)</i>	0.001
<i>Inner pipe (Psi)</i>	0.0001
<i>Dirt factor (hr.ft².F/BTU)</i>	0.001
Ukuran	3 x 2 pipa standar IPS
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-516 70</i>

3.12.15 Menara Distilasi

Tabel 3. 18 Spesifikasi Menara Distilasi

Spesifikasi	Menara Distilasi
Kode	MD-01
Fungsi	Memisahkan Gliserol (produk samping) dengan air
Jenis	<i>Sieve tray coloum</i>
Fase umpan masuk	Cair
Material	<i>Carbon steel SA-283 C</i>
Jumlah	1
Harga (\$)	443.539,581
Kondisi operasi	
Suhu (°C)	
Umpan	95
Distilat	83,02
<i>Bottom</i>	95
Tekanan (atm)	
Umpan	1
Distilat	1,17
<i>Bottom</i>	0,48
Spesifikasi	
Tinggi menara (m)	5.87
Volume (m ³)	6.97
Spesifikasi	
Diameter (m)	1.23
Tebal <i>shell</i> (m)	1
Tebal <i>head</i> (m)	1
Tebal isolator (m)	0.5
Jumlah <i>tray</i>	19,145
<i>Feed tray</i>	19,145
<i>Tray spacing</i>	0,450
<i>Weir height</i> (m)	0,036
Tebal <i>tray</i> (m)	0,005
<i>Hole diameter</i>	0,005
<i>Rasio reflux</i>	0,99

3.2.16 Kondensator

Tabel 3. 19 Spesifikasi Kondensator

Spesifikasi	<i>Condenser</i>
Kode	Cd-01
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas MD 01
Tipe	<i>Double pipe</i>
Material	<i>Carbon steel SA-283 C</i>
Jumlah	1
Harga (\$)	55,849
Kondisi operasi	
Suhu (°C)	
<i>Hot fluid input</i>	83
Kondisi operasi	
<i>Cold fluid input</i>	20
<i>Hot fluid output</i>	30
<i>Cold fluid output</i>	30
Tekanan (atm)	
<i>Hot fluid</i>	1.177
<i>Cold fluid</i>	1,000
Luas transfer panas (m ²)	2.4328
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	9366.2931
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	76.39
<i>Rd calculated</i>	0.013
<i>Rd required</i>	0.003
Spesifikasi <i>Annulus</i>	
Aliran fluida	Air
IPS	3
Sch No (m)	1,016
ID (m)	0.076
L (m)	3,660
Nt	0,32
ΔP (atm)	0.127
Spesifikasi <i>Inner pipe</i>	
Aliran fluida	Uap MD
IPS	2
Sch No (m)	1,016
ID (m)	0,051
Spesifikasi	<i>Condenser</i>
L (m)	3,660
ΔP (atm)	0.003

3.2.17 Reboiler

Tabel 3. 20 Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	<i>Reboiler</i>
Kode	Rb-01
Fungsi	Menguapkan hasil bawah MD
Tipe	<i>Double pipe</i>
Material	<i>Carbon steel SA-283 C</i>
Jumlah	1
Harga (\$)	55,849
Kondisi operasi	
Suhu (°C)	
<i>Hot fluid input</i>	210
Kondisi operasi	
<i>Cold fluid input</i>	90
<i>Hot fluid output</i>	150
<i>Cold fluid output</i>	114
Tekanan (atm)	
<i>Hot fluid</i>	0,5
<i>Cold fluid</i>	1,000
Luas transfer panas (m ²)	11.9853
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	9715.8099
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	99.75
<i>Rd calculated</i>	0.010
<i>Rd required</i>	0.003
Spesifikasi <i>Annulus</i>	
Aliran fluida	Hasil Bawah MD
IPS	3
Sch No (m)	2,032
ID (m)	3.068/39.37
L (m)	15/39.37
Nt	1,02
ΔP (atm)	1.752
<i>Spesifikasi Inner pipe</i>	
Aliran fluida	Steam
IPS	2
Sch No (m)	1,016
Spesifikasi	<i>Reboiler</i>
ID (m)	0,051
L (m)	3,660
ΔP (atm)	0,006

3.2.18 Cooler

Tabel 3. 21 Spesifikasi Cooler

Keterangan	<i>Cooler</i>	
Kode	CL-01	
Fungsi	Menurunkan suhu glukosa sebelum masuk R-02	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Luas transfer panas (ft ²)	158.6081	
Harga (\$)	22600	
Rd	0.0030	
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	166.2937	
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	110.9452	
Jumlah	1	
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS	4	3
OD (in)	4.5	3.5
ID	3,829	3,068
Sch No	80	40

Tabel 3. 22 Spesifikasi Cooler

Keterangan	<i>Cooler</i>	
Kode	CL-02	
Fungsi	Menurunkan suhu etanol dari MD-01	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Luas transfer panas (ft ²)	30.1807	
Harga (\$)	22600	
Rd	0,01	
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	166.2937	
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	110.9452	
Jumlah	1	
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS	4	3
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
OD (in)	4.5	3.5
ID	3,829	3,068
Sch No	80	40

3.2.19 Pompa

Tabel 3. 23 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Pompa						
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan bubuk holoselulosa dari (D-101) menuju tangki penampung (T-101)	Mengalirkan bubuk pulp dari (T-101) menuju Rotary Filter	Mengalirkan bubuk pulp dari Rotary Filter menuju Tangki Penampung (T-02)	Memompa cairan dari tangki penampung (T-02) ke reaktor hidrolisis	Memompa cairan dari Reaktor hidrolisa ke Centrifuge	Memompa cairan dari Centrifuge (CE-01) ke Cooler	Memompa S. Cereviseae ke R-02
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>						
Material	<i>Carbon Steel - 285 Grade A</i>						
Jumlah	1	1	1	1	2	2	2
Harga (\$)	6080.374336	6080.374336	5400	2364.59002	7431.568633	7431.568633	7431.568633
Spesifikasi							
Suhu operasi (°C)	200	200	72	40	39	39	32
Diameter opt (in)	1.50	2	0.75	1.73	0.70	1.73	0.66
Panjang total (m)	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000
Head pompa (ft)	13.12	6.79	6.8	0.66	0,5	16.40	86.19
Daya pompa (HP)	27.35	29.25	4.84	0.08	0.08	0.04	0.812
Daya motor pompa (HP)	40	40	5.50	0.50	0.50	0,5	0,5

Tabel 3. 24 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Pompa							
Kode	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Memompa cairan dari Tangki Penampung Glukosa (T-03) ke Fermentor (R-02)	Memompa Nutrient ke dalam Fermentor (R-02)	Memompa cairan dari Fermentor ke Centrifuge (CE-02)	Memompa cairan dari Centrifuge ke Heater (HE)	Memompa NPK ke Fermentor (R-02)	Memompa cairan hasil Top Destilasi menuju Tangki Penampung Produk (T-07)	Memompa cairan hasil bottom Destilasi	Memompa refluks masuk ke dalam MD-01
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>							
Material	<i>Carbon Steel - 285 Grade A</i>							
Jumlah	2	2	2	1	1	1	1	1
Harga (\$)	3377.985742	3377.985742	3377.985742	3377.985742	3377.985742	2702.388594	3377.985742	2702.388594
	Spesifikasi							
Suhu operasi (°C)	32	30	30	30	95	30	30	52
Diameter opt (in)	0.66	0.08	0.75	0.67	0.61	1.73	0.56	0.38
Panjang total (m)	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000
Head pompa (ft)	1.97	32.81	3.28	32.81	32.81	16.40	3.28	3.28
Daya pompa (HP)	0.02	0.0032	0.03	0.28	0.18	0.06	0.81	0.04
Daya motor pompa (HP)	0.5	0.5	0.50	0.50	0.50	0,5	0,5	0,5

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan Bioetanol di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan Bioetanol dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan kesadaran akan energi bersih di Indonesia . Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 10.000 ton/ tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS tentang kebutuhan etanol di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

Dengan kapasitas tersebut diharapkan:

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
- b. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju import etanol dapat ditekan seminimal mungkin.

2. Ketersediaan bahan baku

Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan etanol adalah penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Diharapkan kebutuhan bahan baku dapat diperoleh dari limbah pertanian petani yang berada di Kabupaten Kolaka, Kolaka Timur, Kolaka Utara, dan Bombana. Sedangkan untuk air

diambil dari air laut yang ada disekitar pabrik dengan jumlah yang tidak terbatas.

Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu:

a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya:

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4. 1 Pemilihan lokasi pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Oleh karena itu, lokasi pendirian pabrik ini sangat menentukan kesuksesan sebuah perusahaan baik dalam jangka pendek maupun jangka panjang.

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 (Peters and Timmerhaus, 2003).

Pabrik bioetanol dari pod kakao dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara. Adapun pertimbangan - pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi. Adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

a. **Penyediaan Bahan Baku**

Berdekatan dengan pemasok bahan mentah dan bahan-bahan pendukungnya akan menjamin stabilitas pasokan serta mengurangi biaya pembelian terhadap bahan mentah dan bahan pendukung akibat tingginya biaya pengiriman barang-barang tersebut. Pada pabrik ini penyediaan bahan baku relatif mudah karena bahan baku pod kakao tidak perlu mengimpor, melainkan dapat diperoleh dari petani yang berasal dari beberapa kabuapten yang ada disekitar pabrik.

b. **Pemasaran**

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Pemasarannya diharapkan untuk membantu mencukupi kebutuhan dalam negeri dan juga ekspor. Daerah pemasaran etanol sendiri tersebar diseluruh Indonesia dan lokasi pabrik di Kabupaten Kolaka ini relatif strategis untuk pemasaran produk .

c. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik dan hanya membutuhkan sedikit biaya karena area kawasan ini dekat dengan sumber air laut. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik merupakan faktor utama dalam operasional pabrik.dan dapat diperoleh dengan cukup mudah dari wilayah sekitar.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Hal ini agar tenaga kerja yang dipekerjakan adalah tenaga kerja yang memiliki kompetensi yang cukup agar proses berjalan dengan baik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja tersebut. Untuk memenuhinya dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan sekitarnya.

e. Transportasi

Untuk mempermudah lalu lintas produk dan pemasarannya, lokasi pabrik harus mudah dicapai. Pada pabrik ini lokasi pendirian dinilai cukup baik karena di lokasi tersebut terdapat transportasi yang memadai baik transportasi darat maupun laut dan diharapkan dapat memperlancar kegiatan pemasaran, baik pemasaran internasional maupun domestik.

f. Letak Geografis

Letak pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam. Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi pemilihan lokasi pendirian pabrik. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik. Dari pertimbangan tersebut maka area pendirian pabrik yang dipilih memenuhi persyaratan karena Kolaka merupakan daerah yang telah ditetapkan pemerintah kabupaten sebagai kawasan industri, sehingga memberikan kelonggaran untuk mendirikan suatu pabrik di daerah tersebut.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

I. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara yang relatif tidak padat akan pemukiman penduduk sehingga masih

memungkinkan perluasan area pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk itu sendiri.

II. Kebijakan Pemerintah

Lokasi pabrik memang dipilih pada daerah khusus kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik. Selain itu ada kebijakan pemerintah yang perlu diperhatikan, kebijakan tersebut diantaranya seperti perpajakan, ketenagakerjaan dan peraturan-peraturan lainnya yang berkaitan dengan keuangan, perindustrian, perdagangan dan lingkungan.

III. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia. Selain itu harus tersedia juga fasilitas-fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, kesehatan dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup bagi tenaga kerja di pabrik ini bahkan juga warga sekitar pabrik ini.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik guna menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan memanfaatkan luas area (*space*) untuk penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan –gerakan material, penyimpanan material (*storage*) baik yang bersifat temporer maupun permanen, personil pekerja dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009).

Selain peralatan yang tercantum dalam *flow sheet* proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan

lainnya harus berada pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol keamanan dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi harus sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan dan keamanan. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

a. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan peralatan yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

b. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik dimasa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

c. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran atau ledakan terhadap gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus seta perlu adanya jarak dengan bangunan satu dengan lainnya agar memperkecil kemungkinan terjadinya kebakaran atau ledakan yang meluas.

d. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan area pabrik, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

e. Bangunan

Bangunan yang akan dibangun secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi dan instalasi yang memenuhi syarat.

f. Penempatan Instalasi dan Utilitas

Pengaturan terhadap distribusi yang baik dari gas, udara, steam dan listrik akan membantu kemudahan proses produksi dan perawatan. Penempatan peralatan proses diatur sedemikian rupa sehingga meningkatkan kelancaran proses produksi serta memudahkan perawatannya.

g. Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobilitas. Selain itu apabila terjadi suatu bencana dapat memudahkan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari:

- a) Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan

pabrik.

- b) Laboratorium sebagai pusat kontrol terhadap kualitas bahan baku dan produk.
- c) Fasilitas–fasilitas bagi karyawan seperti, poliklinik, koperasi, kantin, aula dan masjid.

2. Daerah proses dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4. Daerah utilitas dan *power station*

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Dalam uraian di atas maka tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.

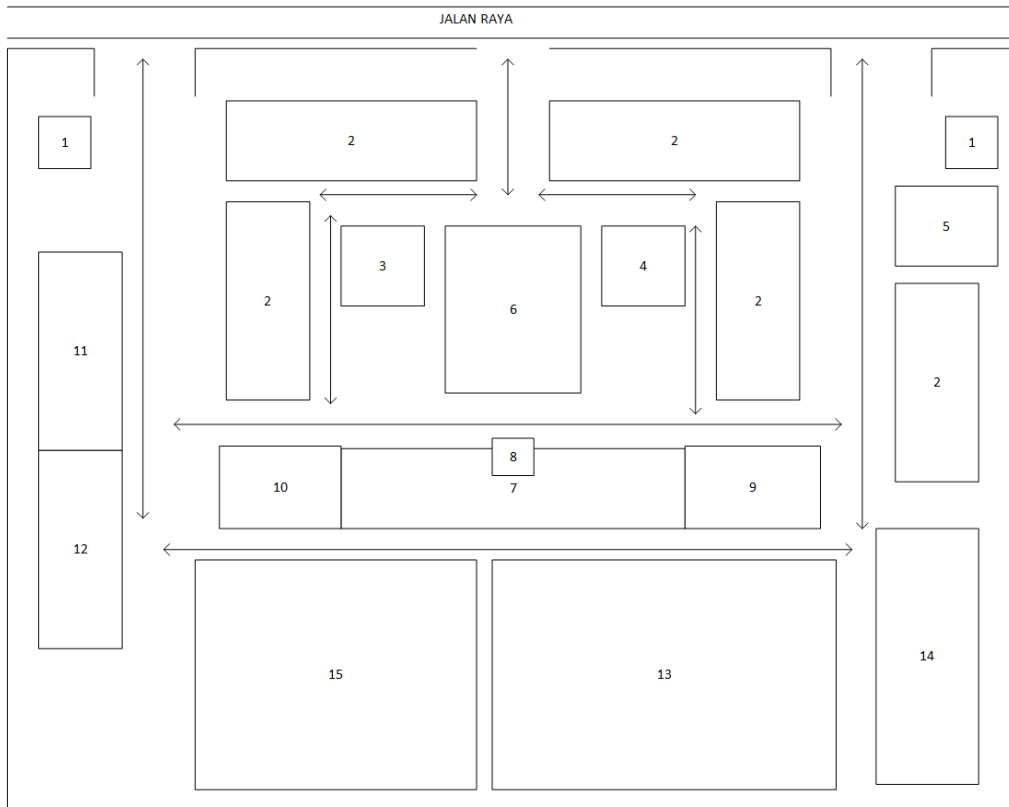
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

LUAS TANAH DAN BANGUNAN

Tabel 4. 1 Luas tanah dan bangunan

No.	lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m2
1	Area Proses	200	200	40000
2	Area Utilitas	60	60	3600
3	Bengkel	40	25	1000
5	Gudang Peralatan	50	20	1000
6	Kantin	40	30	1200
7	Kantor Teknik dan Produksi	40	30	1200
8	Kantor Utama	50	40	2000
9	Laboratorium	20	25	500
10	Parkir Utama	40	50	2000
11	Parkir Truk	40	60	2400
12	litbang	15	20	300
13	Poliklinik	7	15	105
14	Pos Keamanan (3 pos)	5	4	20
15	Control Room	32	25	800
16	Control Utilitas	20	20	400
17	Jembatan Timbang	50	30	1500
18	Area Mess	120	60	7200
19	Gudang Bahan Baku 1	14.44	9.63	139.0572
20	Gudang Bahan Baku 2	3.11	2.07	6.4377
21	Masjid	20	20	400
22	Unit Pemadam Kebakaran	30	15	450

No.	lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m2
23	Unit Pengolahan Limbah	20	30	600
24	taman (3 taman)	40	50	6000
25	Jalan	2000	8	16000
26	Daerah Perluasan	100	100	10000
Luas Tanah				98820.4949
Luas Bangunan				66820.4949
Total		3056.55	948.7	165640.9898



LAUT

1:1000

Gambar 4. 2 Tata letak pabrik

Keterangan Gambar :

1. Pos Keamanan
2. Perumahan
3. Masjid
4. Poliklinik
5. Diklat
6. Taman

7. Kantor, Perpustakaan, dan Aula
8. Musholla
9. Bengkel
10. Laboratorium
11. K3LL
12. Area Parkir
13. Area Proses dan Penyimpanan
14. Area Utilitas
15. Area perluasan

4.3 Tata Letak Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1) Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang tinggi, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2) Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3) Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi seharusnya diberi penerangan tambahan.

4) Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah sehingga apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5) Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi di pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6) Jarak antar alat proses

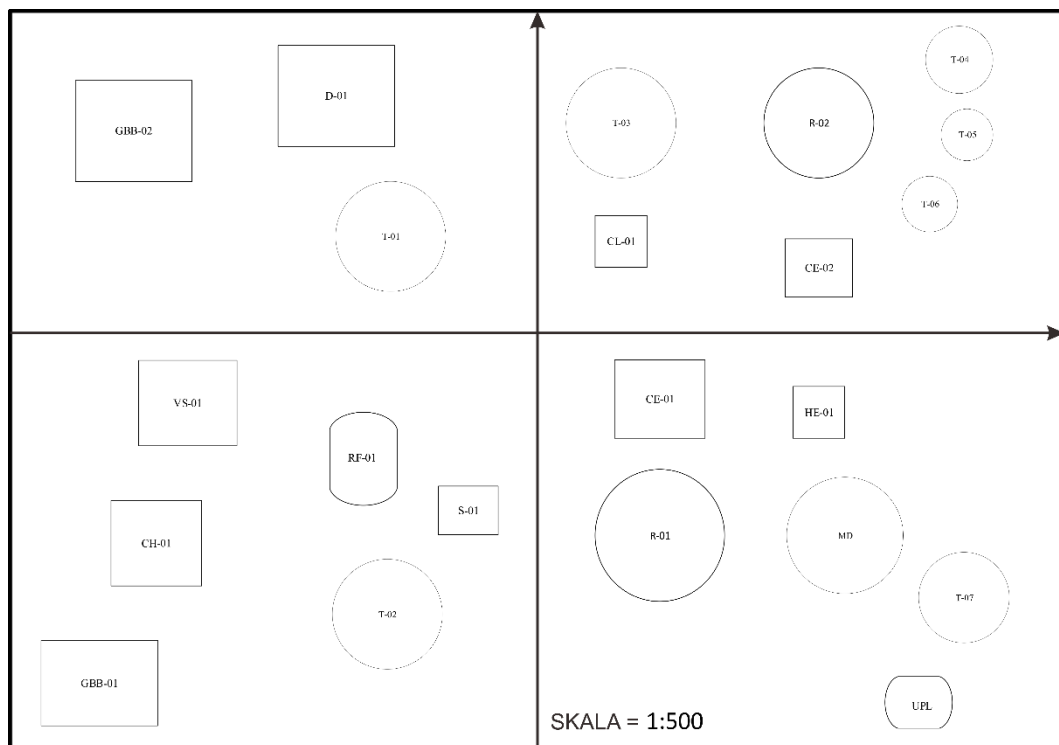
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengaktifkan penggunaan luas lahan

- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Berikut gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak alat di bawah:



Gambar 4. 3 Tata letak alat pabrik

Keterangan :

- Gudang bahan baku (GBB-01, GBB-02)
- Chipper (CH-01)
- Vibrating screen (VS-01)
- Elevator (EL-02, EL-02)

- Digester (D-01)
- Rotary filter (RF-01)
- Tangka penyimpanan (T-01, T-02, T-03, T-04, T-05, T-06, T-07)
- Silo (S-01)
- Screw conveyor (SC-10)
- Reactor hidrolisa (R-01)
- Fermentor (R-02)
- Centrifuge (CE-01, CE-02)
- Cooler (CL-01, CL-02)
- Heat exchanger (HE-10)
- Menara destilasi (MD)
- Unit pengolahan limbah (UPL)

4.4 Aliran Proses & Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Arus Input (kg/jam)							Arus Output (kg/jam)						
	F1	F5	F8	F11	F13	F18	F19	F3	f9	F15	F21	F22	f25	f26
Pod Kakao	4168.94							41.69						
H ₂ O		16003.03	4952.705	495.271					21133.21				609.898	25
Enzim Selulose					55.47					55.47				
S. Cereviseae						15.96								
NPK							12.77							
(NH ₄) ₂ SO ₄							12.77							
Lignin									412.73					
Ash									565.43					
Holosekulosa										275.15				
Biomassa												127.36		
Etanol													50.394	1209.51
CO ₂											1210.66			
Total	25716.91							25716.91						

4.4.2 Neraca Massa Alat

1. Chipper

Tabel 4. 3 Neraca Massa Chipper (CH-01)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	F1	F2
Pod Kakao Kering	4168.94	-
Chip Pod Kakao	-	4168.94
Total	4168.94	4168.94

2. *Vibrating Screen*

Tabel 4. 4 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F2	F3	F4
Chip Pod Kakao	4168.94	41.69	4127.254217
Total	4168.94	4168.94	

3. *Digester*

Tabel 4. 5 Neraca Massa Digester (D-01)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	f4	F5	F6
Chip Pod Kakao			
Selulosa	1444.54		
Hemiselulosa	660.36		
Lignin	784.18		
Air	672.74		
Ash	565.43		
Cairan Pemasak			
Air		16003.03	
Bubur Holoselulosa			
Holoselulosa			2476.35
Air			16675.77
Ash			565.43
Lignin (+residu holoselulosa)			412.73
Total	20130.29		20130.29

4. *Tangki Penampung*

Tabel 4. 6 Neraca Massa Tangki Penampung (T-01)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	F6	F7
Holoselulosa	2476.35253	2476.35253
Air	16675.77	16675.77
Ash	565.43	565.43
Lignin (+ residu holoselulosa)	412.73	412.73
Total	20130.29	20130.29

5. Rotary Filter

Tabel 4. 7 Neraca Massa Rotary Filter (RF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F7	F8	F9	F10
Holoseululosa	2476.35253			
Lignin	412.73			
Air	16675.77			
Ash	565.43			
Cairan Pencuci:				
Air (H ₂ O)		4952.705061		
Lindi Hitam:				
Air			21133.21	
Lignin			412.73	
Ash			565.43	
Pulp:				
Holoseululosa				2476.35
Air				495.27
Total	25082.99146		25082.99	

6. Tangki Penampung

Tabel 4. 8 Neraca Massa Tangki Penampung (T-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F10	F11	F12
Pulp:			
Holoseululosa	2476.353		2476.353
Air	495.271		990.541
Cairan Pengencer:			
Air		495.271	
Total	3466.894		3466.894

7. Reaktor Hidrolisa

Tabel 4. 9 Neraca Massa Reaktor Hidrolisa (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	F12	F13	F14
Pulp:			
Air	990.54		
Holosekulosa	2476.35		
Biokatalis:			
Enzim Selulose		55.47	
Produk:			
Air			715.39
Glukosa			2476.35
Enzime Selulase			55.47
Holosekulosa			275.15
Total	3522.36		3522.36

8. Centrifuge

Tabel 4. 10 Neraca Massa Centrifuge (CE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F14	F15	F15	F16
Umpan				
Air	715.39			
Glukosa	2476.35			
Enzim Selulase	55.47			
Ampas(Holosekulosa)	275.15			
Cake				
Enzim Selulase		55.47		
Ampas(Holosekulosa)		275.15		
Filtrat				
Air				715.39
Glukosa				2476.35
Total	3522.36		3522.36	

9. Tangki Penampung

Tabel 4. 11 Neraca Massa Tangki Penampung (T-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	F16	F17
Air	715.39	715.39
Glukosa	2476.35	2476.35
Total	3191.74	3191.74

10. Reaktor Fermentor

Tabel 4. 12 Neraca Massa Reaktor Fermentor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
	F17	F18	F19	F20	F21
Cairan					
Air	715.39				
Glukosa	2476.35				
Khamir					
S. Cereviseae		15.96			
Nutrient					
NPK			12.77		
(NH ₄) ₂ SO ₄			12.77		
Produk Cairan					
Etanol					1265.69
Air					641.10
Biomassa					115.78
Waste Gas					
CO ₂				1210.66	
Total	3233.24			3233.24	

11. Centrifuge

Tabel 4. 13 Neraca Massa Centrifuge (CE-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F21	F22	F23
Cairan umpan:			
Air	641.10		
Etanol	1265.69		
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F21	F22	F23
Biomassa	115.78		
Cake:			
Total Liquid (etanol dan air)		11.58	
Biomassa		115.78	
Filtrat:			
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
Air			635.311
Etanol			1259.902
Total	2022.57	2022.57	

12. Menara Distilasi

Tabel 4. 14 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F23	F24	F25
Etanol	1259.902	50.394	1209.508
Air	635.311	609.898	25.413
Total	1895.213	1895.213	

4.4.3 Neraca Energi Alat

1. Digester

Tabel 4. 15 Neraca Panas Digester (D-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)			Keluar(kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3	Q4
Bahan Baku				
Chip Pod Kakao	68234.9745			
Cairan Pemasak				
Air		490861.8		
Bubur Holoselulosa				
Komponen	Masuk (kkal/jam)			Keluar (kkal/jam)
	Q1	Q2	Q3	Q4
Lignin+Ash				145381.5367
Holoselulosa				142040.151
Air				2898481.3
Steam				
Panas Steam			2626806	
Total	3185903.0			3185903.0

2. Rotary Filter (RF-01)

Tabel 4. 16 Neraca Panas Rotary Filter (RF-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)		Keluar(kkal/jam)	
	Q4	Q5	Q6	Q7
Bubur Holoselulosa				
Holoselulosa	142040.2			
Lignin+Ash	145381.5			
Air	2898481			
Cairan Pencuci				
H2O		154318.5		
Pulp				
Holoselulosa			108640.4	
Air			65843.2	
Lindi Hitam				
Lignin+Ash				145381.5
Air				2986957
Total	3340221.488		3340221.488	

3. Tangki Penampung

Tabel 4. 17 Neraca Panas Tangki Penampung (T-02)

Komponen	Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)
	Q7	Q8	Q9
Pulp			
Air	65843.2		
Holosekulosa	108640.4		
Air		45000	
Pulp			
Komponen	Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)
	Q7	Q8	Q9
Air			110843.2
Holosekulosa			108640.4352
Total	219483.6352		219483.6352

4. Reaktor Hidrolisa

Tabel 4. 18 Neraca Panas Reaktor Hidrolisa (R-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
	Q9		Q10	Q11
Pulp				
Air	1028.8			
Holosekulosa	848.753			
Produk				
Glukosa				707.2945
Holosekulosa				1543.212
Air				743
Panas reaksi	6886.700			
Steam				
Panas yang diserap air			8002.653	
Total	10996.160		10996.160	

5. Centrifuge

Tabel 4. 19 Neraca Panas Centrifuge (CE-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Q11	Q12	Q13
Air	29720		29720
Glukosa	28291.78		28291.78
Holoselulosa	6172.848	6172.848	
Total	64184.63	64184.63	

6. Cooler

Tabel 4. 20 Neraca Panas Cooler (CI-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar(kkal/jam)
	Q13	Q14
Etanol	31870.65707	7354.767015
Air	19315.54974	4457.434555
Air pendingin		39374.00523
Total	51186.2068	51186.2

7. Reaktor Fermentor

Tabel 4. 21 Neraca Panas Fermentor (R-02)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)	
	Q14	Q15	Q16
Air	0	0	
Glukosa	0	0	
Etanol	0	0	
Biomassa		0	
Panas reaksi	6257,3		
Panas diserap air dingin			6257,3
Total	6257,3	6257,3	

8. Heater

Tabel 4. 22 Neraca Panas Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Q17	Q18
Etanol	10795.54	21591.14
Air	23094.4	39590.64
Panas Steam	27291.84	-
Total	61181.8	61181.8

9. Menara Distilasi (MD-01)

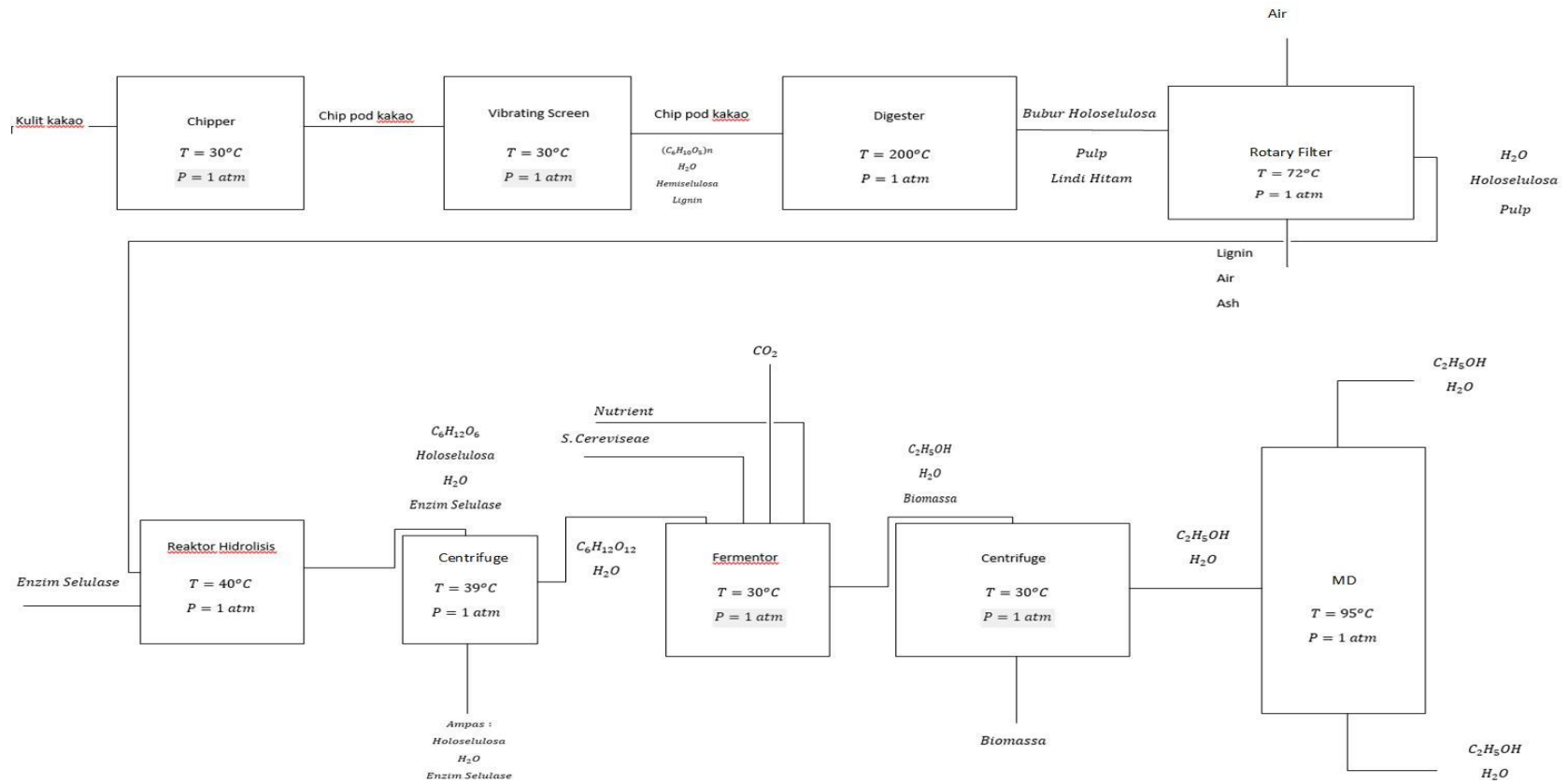
Tabel 4. 23 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk(Kj/Jam)	Keluar(Kj/Jam)
Qin	140,390	
Qout(atas)		19097.65
Qout(bawah)		53803.72
Qkondenser		3,304,831
Qreboiler	3,001,674	
Total	3,142,064	3,142,064

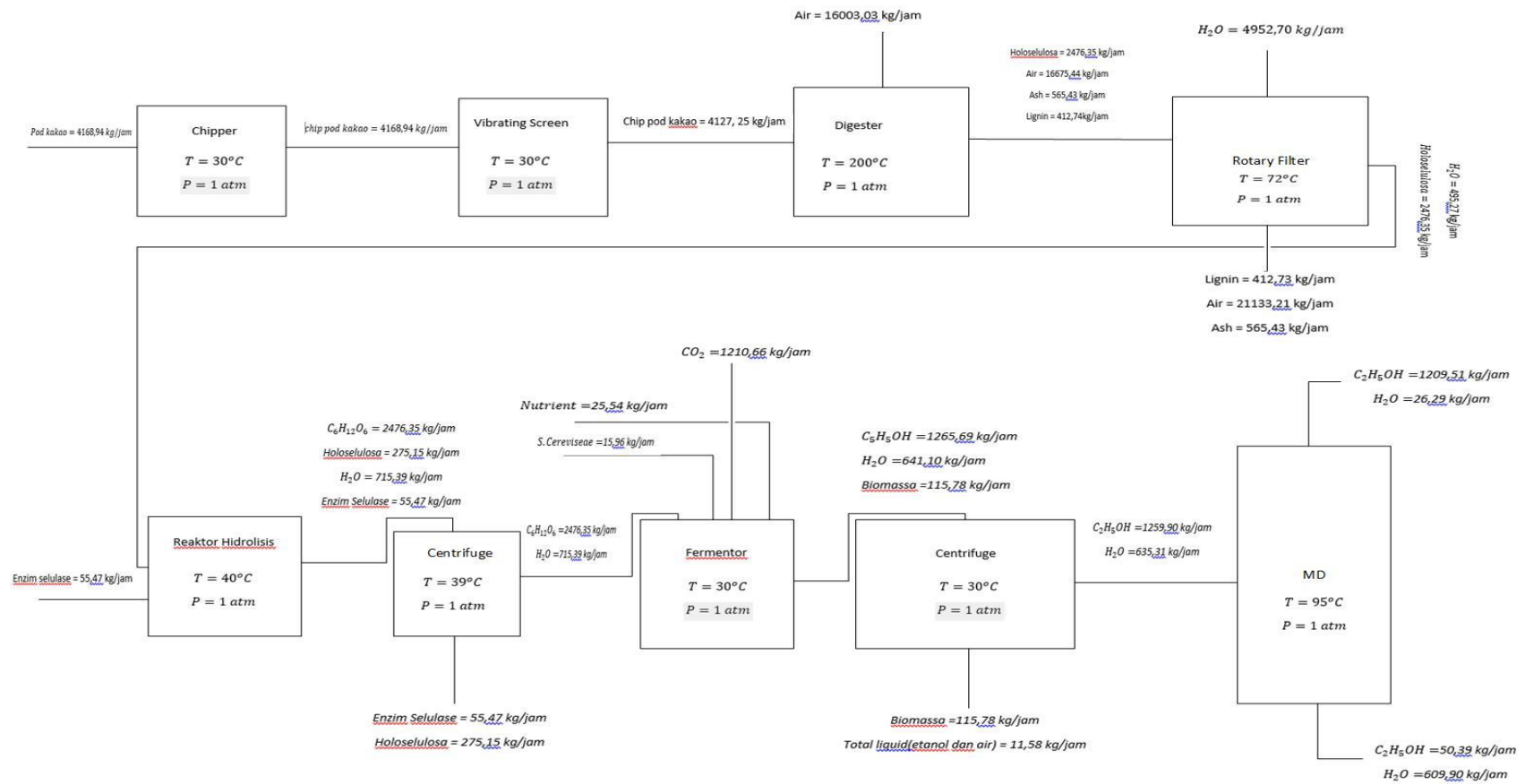
10. Cooler (CL-02)

Tabel 4. 24 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar(kkal/jam)
	Q20	Q21
Etanol	42139.24857	17828.14363
Air	1321.479704	559.0875669
Air pendingin		25073.49708
Total	43460.72827	43460.7



Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif

4.5 Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas 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 Utilitas (Utilitas)

4.6.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Suatu sistim penyediaan air yang mampu menyediakan air dalam jumlah yang cukup merupakan hal yang penting bagi suatu industri. Unsur-unsur yang membentuk suatu sistim penyediaan air meliputi:

1. Sumber pengadaan air

Sumber-sumber air permukaan, misalnya sungai, danau, waduk atau sumber air tanah (sumur).

2. Sarana-sarana penampungan

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk menampung air biasanya diletakkan pada atau dekat sumber penyediannya.

3. Sarana-sarana penyaluran

Sarana-sarana untuk menyalurkan air dari penampungan ke sarana-sarana pengolahan.

4. Sarana-sarana pengolahan

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk memperbaiki dari mutu air.

5. Sarana-sarana penyaluran (dari pengolahan)

Sarana-sarana untuk menyalurkan air yang sudah diolah ke sarana-sarana penampungan sementara serta kesatu atau beberapa titik distribusi.

6. Sarana-sarana distribusi

Sarana-sarana yang dipergunakan untuk membagi air ke masing-masing pemakai yang terkait didalam sistim.

Adapun langkah-langkah sistim penyediaan air pada pabrik biodiesel ini adalah sebagai berikut:

1. Pengadaan air

a. Air pendingin

Sumber air diambil dari air laut yang telah diolah sehingga memenuhi syarat sebagai air pendingin. Pertimbangan digunakannya air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

- 1) Lokasi pendirian pabrik ini berada dekat dengan laut
- 2) Penggunaan air laut yang kontinuitasnya relative tinggi sehingga kekurangan air dapat dihindari.

Pada umumnya dipergunakan air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor berikut :

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- 2) Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- 3) Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi.
- 4) Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penggunaan air pendingin adalah:

- 1) Kesadahan (*Hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- 2) Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
- 3) Minyak, yang menyebabkan terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

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

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

b. Umpan air *boiler*

Air yang digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut:

1) Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan – larutan asam dan gas – gas terlarut, seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

2) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale foaming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam – garam karbohidrat dan silikat.

3) Zat yang dapat menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang larut dalam jumlah besar. Efek pembusukan terjadi pada alkalinitas tinggi.

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Syarat air sanitasi meliputi:

1) Syarat fisik, yaitu berupa suhu dibawah suhu udara luar, warna jernih, tidak mempunyai warna, dan tidak berbau

- 2) Syarat kimia, yaitu berupa tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik dan tidak beracun
- 3) Syarat bakteriologis, yaitu berupa tidak mengandung bakteri patogen

2. Pengolahan air

Sumber air pabrik *Biodiesel* berasal dari air laut. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air laut. Pengolahan air untuk kebutuhan pabrik meliputi pengolahan secara fisik dan kimia, maupun penambahan desinfektan. Pengolahan secara fisis adalah dengan *screening* dan secara kimia adalah dengan penambahan *chlorine*.

Pada tahap penyaringan, air laut dialirkan dari daerah terbuka ke *water intake system* yang terdiri dari *screen* dan pompa. *Screen* dipakai untuk memisahkan kotoran dan benda-benda asing pada aliran *suction* pompa. Air yang tersaring oleh *screen* masuk ke *suction* pompa dan dialirkan melalui pipa masuk ke unit pengolahan air. Pada *discharge* pompa diinjeksikan klorin sejumlah 1 ppm. Jumlah ini memenuhi untuk membunuh mikroorganisme dan mencegah perkembangbiakannya pada proses perkembangannya. Terdapat beberapa tahap yaitu:

a. Desalinasi

Pengolahan air laut pada pabrik Bioetanol menggunakan proses desalinasi. Air laut adalah air murni yang didalamnya larut berbagai zat padat dan gas. Zat terlarut meliputi garam organik, gas terlarut

dan garam-garam anorganik yang berwujud ion-ion. Banyaknya kandungan garam pada air laut mengharuskan adanya proses desalinasi. Desalinasi adalah proses yang menghilangkan kadar garam berlebih dalam air laut untuk mendapatkan air yang dapat digunakan untuk kebutuhan sehari-hari.

Metode yang digunakan dalam desalinasi adalah metode *reverse osmosis* yang telah banyak digunakan diberbagai industri. Metode ini menggunakan menggunakan membran semi permeabel yang berfungsi sebagai alat pemisah berdasarkan sifat fisiknya. Hasil pemisahan berupa *retentate* atau disebut konsentrat (bagian dari campuran yang tidak melewati membran) dan *permeate* (bagian dari campuran yang melewati membran). Proses pemisahan pada membran merupakan perpindahan materi secara selektif yang disebabkan oleh gaya dorong berupa perbedaan tekanan.

b. Demineralisasi

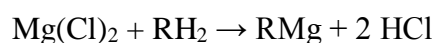
Fungsi dari demineralisasi adalah mengambil semua ion yang terkandung di dalam air. Air yang telah mengalami proses ini disebut air demin (*deionized water*). Sistem demineralisasi disiapkan untuk mengolah air filter dengan penukar ion (*ion exchanger*) untuk menghilangkan padatan yang terlarut dalam air dan menghasilkan air demin sebagai umpan ketel (*boiler feed water*) untuk membangkitkan steam suhu 350°C

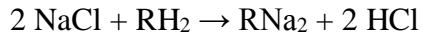
Untuk keperluan air umpan boiler, tidak cukup hanya air bersih, oleh karenanya air tersebut masih perlu diperlakukan lebih lanjut yaitu penghilangan kandungan mineral yang berupa garam-garam terlarut. Garam terlarut di dalam air berikatan dalam bentuk ion positif (*cation*) dan negatif (*anion*). Ion-ion tersebut dihilangkan dengan cara pertukaran ion di alat penukan ion (*ion exchanger*).

Mula-mula air bersih (*filtered water*) dialirkan ke *cation exchanger* yang diisi resin *cation* yang akan mengikat *cation* dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya air mengalir ke *anion exchanger* dimana anion dalam air bertukar dengan ion OH^- dari resin anion. Air keluar dari *anion exchanger* hampir seluruh garam terlarutnya telah diikat. Air demin yang dihasilkan kemudian disimpan di tangki penyimpanan (*demin water storage*).

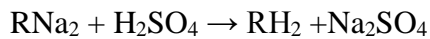
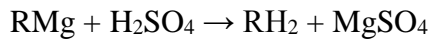
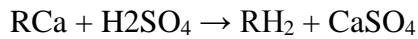
Setiap periode tertentu, resin yang dioperasikan untuk pelayanan akan mengalami kejenuhan dan tidak mampu mengikat *cation/ anion* secara optimal. Untuk itu perlu dilakukan penyegaran/ pengaktifan kembali secara regenerasi. Regenerasi resin dilakukan dengan proses kebalikan dari operasi *service*. Resin *cation* diregenerasi menggunakan larutan H_2SO_4 , sedangkan resin *anion* menggunakan larutan $NaOH$. Reaksi yang terjadi di *ion exchanger* :

1) *Cation exchanger*

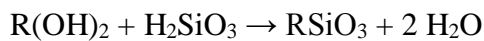
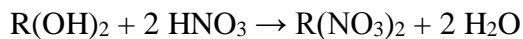
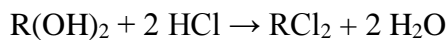
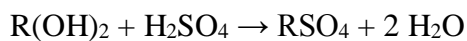




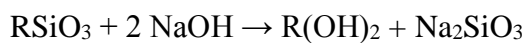
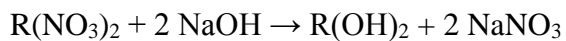
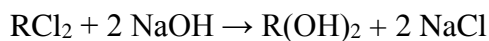
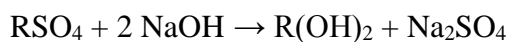
Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 4%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:



2) *Anion exchanger*



Apabila resin sudah jenuh dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan NaOH 40%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:



3. Kebutuhan air

a. Kebutuhan air di pembangkit

Tabel 4. 25 Kebutuhan Air di Pembangkit (steam)

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	Heater 1	H-01	44.99
2	Reboiler 1	Rb-01	53.52
3	Digester	D-01	5764.85
Total			5893.37

Kebutuhan air *make up* sebesar 24%, jadi kebutuhan air umpan *boiler* untuk kebutuhan *make up* yang harus disediakan sebesar 1.414 kg/jam.

b. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4. 26 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Reaktor Hidrolisa</i>	R-01	8002.65
2	<i>Condenser 1</i>	Cd-01	53.37
3	<i>Cooler 1</i>	Cl-01	86,86
4	<i>Cooler 2</i>	Cl-02	55,18
Total			16.666.76

Kebutuhan air *make up* berdasarkan jumlah air yang menguap (*We*) sebesar 513 kg/jam, *blowdown* (*Wb*) sebesar 509 kg/jam, dan air yang terbawa aliran keluar *tower* (*Wd*) sebesar 4 kg/jam. Jadi jumlah air *make up* yang harus disediakan sebesar 1026 kg/jam.

c. Kebutuhan air *domestic* dan *service water*

Tabel 4. 27 Kebutuhan Air Domestik dan Service Water

No	Kebutuhan air	Jumlah (kg/jam)
1	Air domestic	972
2	<i>Service water</i>	1.000
Total		1.972

a. Kebutuhan air proses

Tabel 4. 28 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Digester	D-01	16003.03
Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Tangki Penampung	T-02	495.27
Rotary Filter	RF-01	4952.70506
Total		21451.00506

4.6.2 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 4. 29 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air laut menuju bak ekuilisasi	Mengalirkan air laut menuju <i>reverse osmosis</i>	Mengalirkan air menuju sistem pengolahan <i>screener</i>	Mengalirkan air dari tangki <i>anion exchanger</i> menuju tangki demin	Mengalirkan air <i>make up steam</i> menuju tangki kondensat
Jenis	<i>Centrifugal pump single stage</i>				
Tipe	<i>Mixed flow impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	159,219	1	159.219	0.11	0.11
Jumlah	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
<i>Head</i> pompa (m)	3.66	3	2,6	0.32	2.9
Tenaga pompa (Hp)	1	1	1	1	1
Tenaga motor (Hp)	1	1	1	1	1
Putaran standar	3.500	3.500	3.500	3.500	3.500

Tabel 4. 30 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki <i>kation exchanger</i> menuju <i>deaerator</i>	Mengalirkan air dari <i>deaerator</i> menuju tangki penampung <i>deareated water</i>	Mengalirkan air pendingin sebanyak 182.031,2 kg/jam	Mengalirkan air pendingin menuju tangki <i>hot basin</i> sebelum menuju <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air pendingin dari <i>hot basin</i> menuju <i>cooling tower</i> sebanyak
Jenis	<i>Centrifugal pump single stage</i>				
Tipe	<i>Mixed flow impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	77.51	77.51	0.310	0.310	0.310
Jumlah	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
<i>Head</i> pompa (m)	2.40	2.90	0.375	0.125	0.95
Tenaga pompa (Hp)	1	1	1	1	1
Tenaga motor (Hp)	1	1	1	1	1
Putaran standar	3.500	3.500	3.500	3.500	3.500

2. Bak Ekualisasi

Tabel 4. 31 Spesifikasi Bak Ekualisasi

Fungsi	Menampung air dari <i>screener</i> dan menyediakan air untuk diolah serta mengendapkan kotoran yang masih lolos dari <i>screener</i> dengan waktu tinggal 4 jam.
Jenis	Bak persegi Panjang
Bahan	Beton bertulang
Spesifikasi	

Spesifikasi	
Panjang (m)	8.33
Lebar (m)	2.16
Lanjutan Tabel 4.34 Spesifikasi Bak Ekualisasi	
Spesifikasi	
Tinggi (m)	4.166
Spesifikasi	
Volume (m ³)	144.63
Jumlah	1

3. Rangkaian *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO)

Tabel 4. 32 Spesifikasi Rangkaian *Sea Water Reverse Osmosis*

Fungsi	Proses desalinasi air laut dengan membran sebagai media penyangganya.
Jenis	<i>Single stage sea water reverse osmosis system</i>
Bahan	<i>Spiral wound</i>
Spesifikasi	
<i>Permeate volumetris (L/jam)</i>	14.85
Flux RO (L/m ² /jam)	15,000
Area per elemen (m ²)	0.045
Area per Pvessel (m ²)	0.136
Jumlah membrane	3,000
Jumlah housing	8,000

4. Rangkaian *Reverse Osmosis* (BW)

Tabel 4. 33 Rangkaian *Reverse Osmosis*

Fungsi	Proses desalinasi air laut dengan membran sebagai media penyangganya.
Jenis	<i>Single stage sea water reverse osmosis system</i>
Bahan	<i>Spiral wound</i>
Spesifikasi	
Permeate volumetris (L/jam)	14.85
Flux RO (L/m ² /jam)	15
Area per elemen (m ²)	0.045
Area per Pvessel (m ²)	0.136
Jumlah membrane	3
Jumlah housing	8

5. Bak Penampung Air

Tabel 4. 34 Spesifikasi Bak Penampung Air

Fungsi	Menampung air dengan waktu tinggal 8 jam	
Jenis	Bak persegi panjang	
Bahan	Beton bertulang	
Lanjutan Tabel 4.37 Spesifikasi Bak Penampung Air		
Spesifikasi		
Panjang (m)		10.50
Lebar (m)		5.25
Tinggi (m)		5.25
Volume (m ³)		289.26
Jumlah		1

6. Hot Basin

Tabel 4. 35 Spesifikasi Hot Basin

Fungsi	Menampung air pendingin yang akan didinginkan di <i>cooling tower</i> sebanyak dengan waktu tinggal 1,5 jam	
Jenis	Bak persegi panjang	
Bahan	Beton bertulang	
Spesifikasi		
Panjang (m)		0.75
Lebar (m)		0.37
Tinggi (m)		0.37
Volume (m ³)		0.10
Jumlah		1

7. Cooling Tower

Tabel 4. 36 Spesifikasi Cooling Tower

Kode	CT-01	
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik.	
Jenis	<i>Cooling tower induced draft</i>	
Spesifikasi		
Panjang (m)		5
Jumlah		1

8. Cold Basin

Tabel 4. 37 Spesifikasi Cold Basin

Fungsi	Menampung air pendingin yang dingin dari <i>cooling tower</i> dengan waktu tinggal selama 1,5 jam.	
Jenis	Bak persegi Panjang	
Bahan	Beton bertulang	
Lanjutan Tabel 4.40 Spesifikasi <i>Cold Basin</i>		
Spesifikasi		
Panjang (m)		0.750
Lebar (m)		0.375
Tinggi (m)		0.375
Volume (m ³)		0.105
Jumlah		1

9. Kation Exchanger

Tabel 4. 38 Spesifikasi Kation Exchanger

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh kation	
Jenis	<i>Down flow cation exchanger</i>	
Spesifikasi		
Luas (ft ²)		285,45
Diameter (ft)		19,10
Tinggi bed (m)		1,93
Kecepatan aliran (gpm)		4
Jumlah		1

10. Anion Exchanger

Tabel 4. 39 Spesifikasi Anion Exchanger

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh anion sebanyak 259305.1834 kg/jam.	
Jenis	<i>Strongly basic anion exchanger</i>	
Spesifikasi		
Luas (ft ²)		163,12
Diameter (ft)		14,41
Tinggi bed (m)		6,75
Kecepatan aliran (gpm)		7
Jumlah		1

11. Deaerator

Tabel 4. 40 Spesifikasi Deaerator

Fungsi	Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ dan CO ₂ sehingga mengurangi korosi logam.	
Jenis	Silinder tegak	
Spesifikasi		
Kecepatan volumetri (m ³ /jam)	16.	
Lanjutan Tabel 4.43 Spesifikasi Deaerator		
Spesifikasi		
Diameter (m)	6.64	
Tinggi (m)	6.64	
Volume (m ³)	230.44	
Jumlah	1	

12. Tangki Penampung *Deaerated Water*

Tabel 4. 41 Spesifikasi Tangki Penampung *Deaerated Water*

Fungsi	Menampung <i>deaerated water</i>	
Jenis	Bak persegi Panjang	
Bahan	Beton bertulang	
Spesifikasi		
Diameter (m)	2.9	
Tinggi (m)	2.9	
Volume (m ³)	19.20	
Jumlah	1	

13. Tangki Demin Water

Tabel 4. 42 Spesifikasi Tangki Demin Water

Fungsi	Menampung air hasil demineralisasi	
Jenis	Bak persegi Panjang	
Bahan	Beton bertulang	
Spesifikasi		
Diameter (m)	0.32	
Tinggi (m)	0.32	
Volume (m ³)	0.02	
Jumlah	1	

14. Tangki Kondensat

Tabel 4. 43 Spesifikasi Tangki Kondensat

Fungsi	Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan <i>boiler</i> .	
Jenis	Tangki silinder tegak	
Spesifikasi		
Diameter (m)		2.90
Tinggi (m)		2.90
Volume (m ³)		19.20
Jumlah		1

15. Tangki Sanitasi

Tabel 4. 44 Spesifikasi Tangki Sanitasi

Fungsi	Menampung air bersih untuk keperluan umum.	
Jenis	Bak persegi Panjang	
Bahan	Beton bertulang	
Spesifikasi		
Diameter (m)		2,68
Tinggi (m)		2,68
Spesifikasi		
Volume (m ³)		15,04
Jumlah		1

16. Tangki NaOH

Tabel 4. 45 Spesifikasi Tangki NaOH

Fungsi	Menampung NaOH untuk kebutuhan di <i>Anion Exchanger</i>	
Jenis	Tangki silinder <i>vertikal, flat bottom, conical roof</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		4,55
Tinggi (m)		4,55
Volume (m ³)		73,99
Jumlah		1

17. Tangki HCl

Tabel 4. 46 Spesifikasi Tangki HCl

Fungsi	Menampung HCl untuk kebutuhan di <i>Kation Exchanger</i> sebanyak 48,163 kg.
Jenis	Tangki silinder <i>vertikal, flat bottom, conical roof</i>
Spesifikasi	
Diameter (m)	3,66
Tinggi (m)	3,66
Volume (m ³)	38,62
Jumlah	1

18. Tangki Kaporit

Tabel 4. 47 Spesifikasi Tangki Kaporit

Fungsi	Menampung kaporit sebanyak 0,0283 kg/jam.
Jenis	Tangki silinder <i>vertikal, flat bottom, conical roof</i>
Lanjutan Tabel 4.50 Spesifikasi Tangki Kaporit	
Spesifikasi	
Diameter (m)	1,85
Tinggi (m)	3,69
Volume (m ³)	5,35
Jumlah	1

i. Unit Pembangkit Steam

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

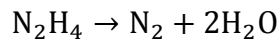
Kapasitas : 1.296.526 kg/jam

Jenis : *packaged boiler*

Jumlah : 1 buah

Sistem penyedia steam terdiri dari deaerator dan *boiler*. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray, sparger* yang berkontak secara *counter current* dengan steam. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung

dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki waktu tinggal 12 jam. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral dengan reaksi:



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

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

ii. Unit Penyedia Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik dalam pabrik, diambil dari PLN dan sebagai cadangan adalah generator set untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan listrik dapat dibagi:

1. Listrik untuk keperluan proses
2. Listrik untuk keperluan pengolahan air
3. Listrik untuk penerangan dan AC
4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

Pada perancangan pabrik *Bioetanol* ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator set sebagai cadangan dengan total

kebutuhan listrik sebesar 7620,12 kW. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator

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

1. Listrik untuk keperluan alat proses
2. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas
3. Listrik untuk kantor dan mess
4. Alat kontrol

iii. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 66.58 m³/jam pada tekanan 3,72 atm. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik, hanya saja udara tersebut harus dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *compresser*. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan *compresser* dan didistribusikan melalui pipa-pipa

iv. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler* dan generator. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk *furnace* dan *boiler* digunakan bahan bakar jenis *fuel oil*. Untuk menjalankan generator digunakan bahan bakar:

1. Tipe bahan : solar
2. Total bahan bakar : 1040 kg/jam
3. *Heating value* : 250.000 Btu/gallon
4. Efisiensi bahan bakar : 80%
5. Sg solar : 0,8691

b. Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Bioetanol ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dirancang dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dengan status perusahaan terbuka. Perseroan Terbatas merupakan perusahaan yang modalnya didapatkan dari penjualan saham dimana tiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih dan pemegang saham bertanggung jawab untuk menyetorkan secara penuh apa yang tersebut di dalam tiap saham. Terdapat beberapa alasan terpilihnya bentuk perusahaan ini, diantaranya:

1. Modal yang dengan mudah didapatkan dengan menjualkan saham di pasar modal atau peminjaman dana atau perjanjian tertutup yang dilakukan oleh pihak yang memiliki kepentingan
2. Sistem manajemen yang efisien dan mudah bergerak di pasar global

3. Pemegang saham bertanggung jawab secara terbatas dan dapat memilih orang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur
4. Lapangan usaha yang lebih luas karena dapat menarik modal dengan besar
5. Kelangsungan perusahaan terjamin karena tidak berpengaruh terhadap berhentinya pemegang saham dan seluruh jajarannya.

4.7.2 Struktur Perusahaan

Struktur organisasi memiliki peran penting dalam sebuah perusahaan karena dapat melalui struktur organisasi dapat menciptakan suatu hubungan komunikasi yang baik antar karyawan untuk kelangsungan dan kemajuan sebuah perusahaan. Menurut Widjaja (2003) terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan untuk memenuhi system organisasi yang baik, yaitu:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
3. Tujuan organisasi harus diterima setiap orang dalam organisasi
4. Adanya kesatuan arah (unity of direction)
5. Adanya kesatuan perintah
6. Pembagian tugas kerja yang jelas
7. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
8. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan

Selain itu terdapat tiga bentuk struktur organisasi, diantaranya:

1. *Line system*, yaitu sistem yang digunakan pada perusahaan kecil. Pemegang komando tertinggi berada di pemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada bawahan.

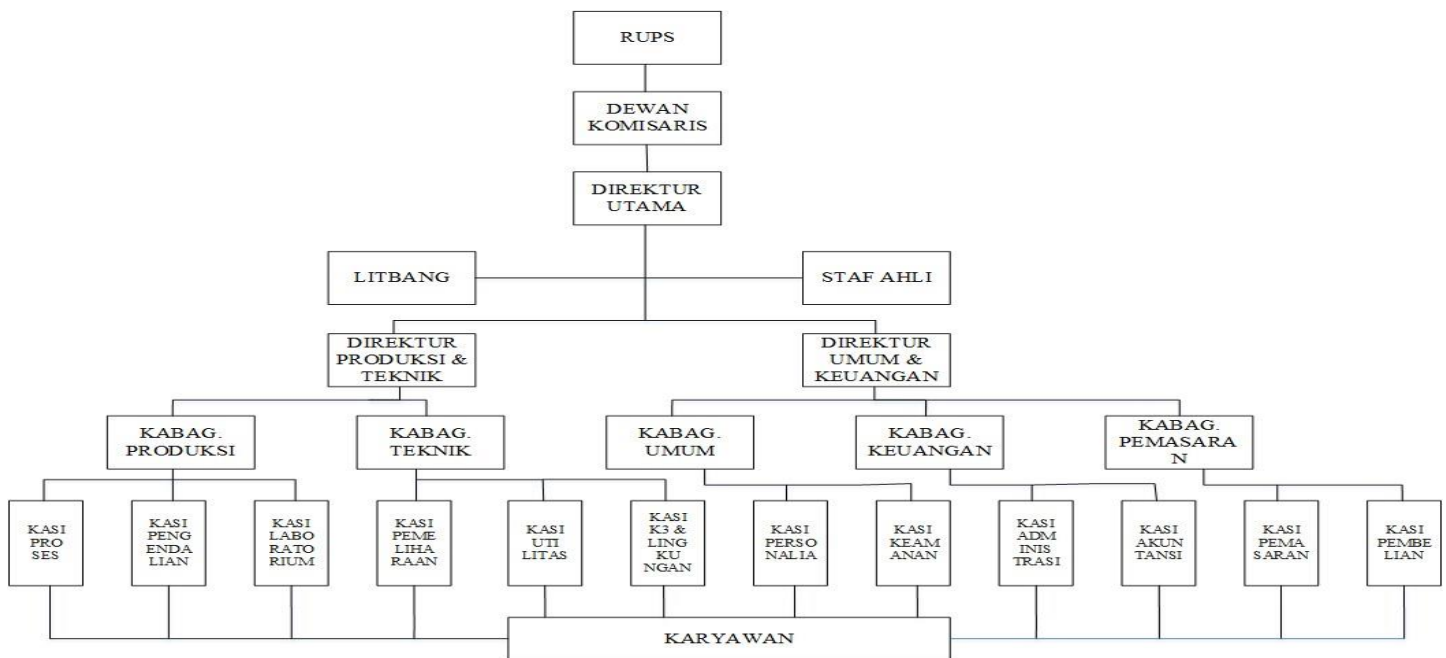
2. *Line and staff system*, yaitu sistem yang digunakan pada sebagian besar perusahaan dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja.
3. *Functional system*, yaitu system yang digunakan pada perusahaan besar dan kompleks dengan menempatkan karyawan sesuai dengan bidang yang dimiliki dan wewenangnya hanya sebatas bidang keahliannya saja.

Dengan berpedoman pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu Sistem Line and Staff. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi keuangan, umum dan pemasaran.

Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian

membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi (Gunawan W, 2003). Berikut ini adalah struktur organisasi perusahaan Bioetanol



Gambar 4. 6 Struktur Organisasi Pabrik Bioetanol

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kumpulan dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pendirian suatu perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan kekuasaan tertinggi yang dimiliki perusahaan jika berbentuk Perseroan Terbatas. Menurut Widjaja (2003) pemegang saham dalam RUPS memiliki wewenang yaitu:

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 orang yang bertanggung jawab kepada pemilik saham sehingga sehari-hari berfungsi sebagai pelaksana tugas. Dimana tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, alokasi sumber dana, target perusahaan dan pemasaran
2. Mengawasi dan membantu tugas Direksi

4.7.3.3 Dewan Direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi diperusahaan yang bertanggung jawab penuh atas seluruh perusahaan dan juga bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas kebijakan yang dipilih atau diambil. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya. (Gunawan W, 2003)

4.7.3.4 Staff Ahli dan Pusat Penelitian dan Pengembangan

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjanasarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Tugas dan Wewenang Litbang:

1. Mempertinggi mutu suatu produk
2. Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi
3. Mempertinggi efisiensi kerja

4.7.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama-sama staff ahli. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama yang terdiri dari:

1. Kepala bagian produksi.

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian dan seksi laboratorium.

Tugas seksi proses, meliputi

- a. mengawasi jalannya proses produksi
- b. menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan dan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

Tugas seksi pengendalian, yaitu:

- a. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

Tugas seksi laboratorium, meliputi:

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk.
- b. Memberikan rekomendasi terhadap tindakan koreksi proses yang berjalan
- c. Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik

2. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku, pemasaran hasil produksi dan pembelian alat. Kepala bagian ini membawahi seksi penjualan dan seksi pembelian.

Tugas seksi pemasaran, meliputi:

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi produk

Tugas seksi pembelian, meliputi:

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dalam kaitannya dengan proses produksi
- b. Mengetahui pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

3. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan, safety dan utilitas. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi utilitas dan seksi K3 dan lingkungan.

Tugas seksi pemeliharaan, meliputi:

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas seksi utilitas, meliputi:

- a. Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik.

Tugas seksi K3 dan Lingkungan, meliputi:

- a. Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja
- b. Melindungi pabrik dari resiko kecelakaan kerja.

4. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada Direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi kepala seksi akuntansi dan kepala seksi administratif

Tugas kepala seksi administrasi, meliputi:

- a. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran keuangan
- b. Mengadakan perhitungan gaji dan insentif karyawan

Tugas seksi akuntansi meliputi:

- a. Mencatat hutang piutang perusahaan
- b. Mengatur administrasi kantor dan pembukuan
- c. Mengaudit masalah perpajakan

5. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada Direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Umum membawahi seksi personalia, humas dan seksi keamanan.

Tugas seksi personalia, yaitu:

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

Tugas seksi humas, yaitu:

- a. Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan
- b. Menjalin relasi atau kerja sama dengan instansi lain

Tugas seksi keamanan, meliputi:

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan.
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan. (M. Masud, 1989)

4.7.3.6 Kepala Seksi

Merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.7.4 Status Karyawan

1. Pabrik direncanakan beroperasi selama 340 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown* pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu: Karyawan *nonshift*/harian adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:
Senin-Kamis : jam kerja : 07.00 s/d 17.00

Istirahat : 12.00 s/d 13.00
Jumat : Jam kerja : 07.00 s/d 16.00
Istirahat : 11.00 s/d 13.00

2. Karyawan *Shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain: bagian produksi, bagian teknik, dan bagian keamanan. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut:

a. *Shift* operasi

- 1) *Shift* pagi : 07.00 s/d 15.00
- 2) *Shift* sore : 15.00 s/d 23.00
- 3) *Shift* malam : 23.00 s/d 07.00

b. *Shift* keamanan

- 1) *Shift* pagi : 06.00 s/d 14.00
- 2) *Shift* sore : 14.00 s/d 22.00
- 3) *Shift* malam : 22.00 s/d 06.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu (A, B, C, D) dimana 4 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal pembagian kerja *shift* selama 15 hari tersaji dalam Tabel 4.51

Tabel 4. 48 Pembagian Kerja Shift

Group	A	B	C	D
Hari				
1	Shift I	-	Shift II	Shift III
2	Shift I	Shift II	-	Shift III
3	Shift I	Shift II	Shift III	-
4	-	Shift II	Shift III	Shift I
5	Shift II	-	Shift III	Shift I
6	Shift II	Shift III	-	Shift I
7	Shift II	Shift III	Shift I	-
8	-	Shift III	Shift I	Shift II
Group	A	B	C	D
Hari				
9	Shift III	-	Shift I	Shift II
10	Shift III	Shift I	-	Shift II
11	Shift III	Shift I	Shift II	-
12	-	Shift I	Shift II	Shift III
13	Shift I	-	Shift II	Shift III
14	Shift I	Shift II	-	Shift III
15	Shift I	Shift II	Shift III	-

4.7.5 Ketenagakerjaan

Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan Kontrak Yaitu Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.
3. Karyawan Borongan Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan. (M. Masud, 1989)

4.7.6 Fasilitas Karyawan

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

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku

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

4.7.7 Golongan dan Jabatan Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Berdasarkan peraturan Gubernur Sulawesi Tenggara No 69 Tahun 2017 tentang upah minimum provinsi Sulawesi Tenggara tahun 2022 didapatkan upah minimum sebesar Rp 2.751.870, berikut penggolongan jabatan, dan gaji sesuai Tabel 4.52

Tabel 4. 49 Daftar Gaji Pegawai

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
4	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
5	Ka. Bag. Proses	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
6	Ka. Bag. Utilitas	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
13	Ka. Sek. UPL	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
14	Ka. Sek. Proses & utilitas	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 12,500,000	Rp 12,500,000
25	Karyawan Personalia	7	Rp 4,500,000	Rp 31,500,000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
26	Karyawan Humas	7	Rp 4,500,000	Rp 31,500,000
27	Karyawan Litbang	5	Rp 4,500,000	Rp 22,500,000
28	Karyawan Pembelian	6	Rp 4,500,000	Rp 27,000,000
29	Karyawan Pemasaran	6	Rp 4,500,000	Rp 27,000,000
30	Karyawan Administrasi	8	Rp 4,500,000	Rp 36,000,000
31	Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 4,500,000	Rp 22,500,000
32	Karyawan Proses	8	Rp 8,500,000	Rp 68,000,000
33	Karyawan Laboratorium	5	Rp 4,500,000	Rp 22,500,000
34	Karyawan Pemeliharaan	8	Rp 4,500,000	Rp 36,000,000
35	Karyawan Utilitas	6	Rp 4,500,000	Rp 27,000,000
36	Karyawan K3	6	Rp 4,500,000	Rp 27,000,000
37	Operator proses	30	Rp 4,500,000	Rp 135,000,000
38	Operator utilitas	15	Rp 4,500,000	Rp 67,500,000
39	Karyawan Keamanan	16	Rp 3,500,000	Rp 56,000,000
40	Sekretaris	3	Rp 4,500,000	Rp 13,500,000
41	Dokter	2	Rp 7,000,000	Rp 14,000,000
42	Perawat	3	Rp 3,500,000	Rp 10,500,000
43	Paramedis (apoteker dan asisten apoteker)	3	Rp 4,000,000	Rp 12,000,000
43	Supir	5	Rp 3,200,000	Rp 17,000,000
44	Cleaning Service	10	Rp 2,900,000	Rp 29,000,000
Total		188	Rp 445,000,000	Rp 1,087,000,000

4.8 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan. Bagian terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisis ekonomi, dimana analisis ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on investment* (ROI)
 - b. *Pay out time* (POT)
 - c. *Break event point* (BEP)
 - d. *Shut down point* (SDP)

e. *Discounted cash flow* (DCF)

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

1. *Percent Return on Investment* (ROI) merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.
2. *Pay Out Time* (POT) adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
3. *Break Even Point* (BEP) adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.
4. *Shut Down Point* (SDP) adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).
5. *Discounted Cash Flow* merupakan Analisa kelayakan ekonomi yang memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.8.1 Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya dikalikan rasio indeks harga. Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah linear, sehingga dapat ditentukan indeks nilai pada tahun tertentu sesuai Tabel 4.53

Tabel 4. 50 Indeks Nilai Setiap Tahun

No	(Xi)
1	1987
2	1988
3	1989
4	1990
5	1991
6	1992
7	1993
8	1994
9	1995
Lanjutan Tabel 4.53 Indeks Nilai Setiap Tahun	
No	(Xi)
10	1996
11	1997
12	1998
13	1999
14	2000
15	2001
16	2002
17	2003
18	2004
19	2005
20	2006
21	2007
22	2008
23	2009
24	2010

No	(Xi)
25	2011
26	2012
27	2013
28	2014
29	2015

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 9.88x + (-19324.59)y$$

Dengan:

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan di atas di dapat harga indeks pada tahun 2022 adalah 638.808.

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

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

Dimana:

Ex : Harga alat pada tahun x

Ey : Harga alat pada tahun y

Nx : Index harga pada tahun x

Ny : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:(Peters et al., 2003)

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0.6}$$

Dimana:

Ea : Harga alat a

Eb : Harga alat b

Ca : Kapasitas alat a

Cb : Kapasitas alat b

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter & Timmerhaus*, “*Plant Design And Economic for Chemical Engineering*”, 3th edition. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.

Tabel 4. 51 Table harga alat

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Harga Alat
1	Conveyor 1	CO-1	1	\$ 10,359.16
2	Conveyor 2	CO-2	1	\$ 10,359.16
3	Conveyor 3	CO-3	1	\$ 10,359.16
4	Conveyor 4	CO-4	1	\$ 10,359.16
5	Reaktor 1	R-01	2	\$ 112,599.52
6	Reaktor 2	R-02	2	\$ 225,199.05
7	Centrifuge 1	CE-01	1	\$ 18,241.12
8	Centrifuge 2	CE-02	1	\$ 18,241.12

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Harga Alat
9	MD 1	MD-01	1	\$ 112,599.52
10	Elevator 1	EL-02	1	\$ 11,034.75
11	Elevator 2	EL-02	1	\$ 11,034.75
12	Tangki 1	T-01	1	\$ 22,069.51
13	Tangki 2	T-02	2	\$ 27,474.28
14	Tangki 3	T-03	2	\$ 13,511.94
15	Tangki 4	T-04	1	\$ 13,511.94
16	Tangki 5	T-05	1	\$ 2,251.99
17	Tangki 6	T-06	1	\$ 2,251.99
18	Tangki 7	T-07	1	\$ 2,251.99
19	Pompa 1	P-01	1	\$ 6,080.37
20	Pompa 2	P-02	1	\$ 6,079.25
21	Pompa 3	P-03	1	\$ 6,080.37
22	Pompa 4	P-04	1	\$ 2,364.59
23	Pompa 5	P-05	2	\$ 14,863.14
24	Pompa 6	P-06	2	\$ 14,863.14
25	Pompa 7	P-07	2	\$ 14,863.14
26	Pompa 8	P-08	2	\$ 11,710.35
27	Pompa 9	P-09	2	\$ 6,755.97
28	Pompa 10	P-10	1	\$ 3,377.99
29	Pompa 11	P-11	1	\$ 3,377.99
30	Pompa 12	P-12	1	\$ 2,702.39
31	Pompa 13	P-13	1	\$ 3,377.99
32	Pompa 14	P-14	1	\$ 2,702.39
33	Digester	D-01	1	\$ 40.000

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Harga Alat
34	Vibrating Screen	VS-01	1	\$ 22,519.90
35	Chipper	CH-01	1	\$ 788.20
36	Heater 1	HE-01	1	\$ 1,013.40
37	Reboiler 1	RE-01	1.	\$ 337.80
38	Condensor 1	CD-01	1	\$ 55,849.36
39	Cooler 1	CL-01	1.	\$ 11,372.55
40	Rotary Filter	RF-01	1.	\$ 233,644.01
41	Cooler 2	CL-01	1	\$ 11,372.55
Total				\$ 1,035,013.71

Tabel 4. 52 Harga Alat Proses Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Harga Alat
1	Pompa Utilitas 1	PU-01	2.00	\$ 13,737.14
2	Pompa Utilitas 2	PU-02	2.00	\$ 13,737.14
3	Pompa Utilitas 3	PU-03	2.00	\$ 13,737.14
4	Pompa Utilitas 4	PU-04	2.00	\$ 2,702.39
5	Pompa Utilitas 5	PU-05	2.00	\$ 2,702.39
6	Pompa Utilitas 6	PU-06	2.00	\$ 2,702.39
7	Pompa Utilitas 7	PU-07	2.00	\$ 2,702.39
8	Pompa Utilitas 8	PU-08	2.00	\$ 3,603.18
9	Pompa Utilitas 9	PU-09	2.00	\$ 3,603.18
10	Pompa Utilitas 10	PU-10	2.00	\$ 3,603.18
11	Bak Ekualisasi	TU-01	1.00	\$ 3,400.51
12	Penampung Air	TU-02	1.00	\$ 5,264.03
13	Tangki Sanitasi	TU-03	1.00	\$ 5,066.98

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Harga Alat
14	Tangki Denim Water	TU-04	1.00	\$ 6,418.17
15	Tangki Kondensat	TU-05	1.00	\$ 6,080.37
16	Tangki Deaarator	TU-06	1.00	\$ 6,080.37
17	Tangki Kaporit	TU-07	1.00	\$ 5,517.38
18	Tangki NaOH	TU-08	1.00	\$ 563.00
19	Tangki HCl	TU-09	1.00	\$ 563.00
20	Hot basin	TU-10	1.00	\$ 3,490.59
21	Cold Basin	TU-11	1.00	\$ 3,490.59
22	Deaerator	TU-12	1.00	\$ 1,463.79
23	Reverse Osmosis (SW)	RO-SW	1.00	\$ 11,259.95
24	Reverse Osmosis (BW)	RO-BW	1.00	\$ 3,715.78
25	Compressor	C-01	1.00	\$ 6,192.97
26	Screening	SC-01	2.00	\$ 54,272.97
27	Boiler 1	B-01	1.00	\$ 3,715.78
28	Cooling Tower	CT-01	1.00	\$ 10,922.15
29	Turbin	T-01	1.00	\$ 56,299.76
Total				\$ 256,608.69

4.8.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah:

1. Kapasitas produksi : 250.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 340 hari
3. Pabrik didirikan tahun: 2021

4. Nilai kurs dollar 2018 : \$ 1 = Rp 14.600 (Bank BI per 10 November 2018)
5. Umur alat : 10 tahun

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 Modal (*Capital Investment*)

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment Adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik Biodiesel ini memerlukan rencana *physical plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument* seperti pada Tabel 4.56 sampai Tabel 4.58

Tabel 4. 53 Physical Plant Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	18,857,687,040	1,291,622.40
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	4,714,421,760	322,905.60
3	<i>Instalasi cost</i>	2,965,048,381	203,085.51
4	<i>Pemipaan</i>	10,270,141,770	703,434.37
5	<i>Instrumentasi</i>	4,692,851,666	321,428.20
6	<i>Insulasi</i>	704,902,925	48,281.02
7	<i>Listrik</i>	1,885,768,704	129,162.24
8	<i>Bangunan</i>	50,115,371,175	3,432,559.67
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	19,764,098,980	1,353,705.41
	Total	113,970,292,401.40	7,806,184.41

Tabel 4. 54 Direct Plant Cost

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Constrution	22,794,058,480	1,561,23
2	Physic Plant Cost	113,970,292,401	7,806,184
	Totat Direct Plant Cost	136,764,350,882	9,367,421

Tabel 4. 55 Fixed Capital Investment

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	136,764,350,882	9,367,421.29
2	Cotractor's fee	6,838,217,544	468,371.06
3	Contingency	13,676,435,088	936,742.13
Jumlah		157,279,003,51	10,772,534.49

1. Working Capital Investment

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada Tabel 4.57

Tabel 4. 56 Table working capital investment

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	3,722,944,497	254,996
2	<i>Inproses Onventory</i>	5,121,217,690	350,768
3	<i>Product Inventory</i>	10,242,435,380	701,537
4	<i>Extended Credit</i>	13,643,480,206	934,485
5	<i>Available Cash</i>	10,242,435,379.76	701,537
<i>Total Working Capital (WC)</i>		42,972,513,152	2,943,323

4.8.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

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

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 4. 57 Direct Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	42,193,370,963	2,889,956.92
2	Labor	12,924,000,000	885,205.48
3	Supervision	1,292,400,000	88,520.55
4	Maintenance	3,145,580,070	215,450.69
5	Plant Supplies	471,837,011	32,317.60
6	Royalty and Patents	1,546,261,090	105,908.29
7	Utilities	19,499,766,061	1,335,600.42
<i>Total (DMC)</i>		81,073,215,195	5,552,959.94

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4. 58 Tabel indirect manufacturing

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	1,938,600,000	132,780.82
2	<i>Laboratory</i>	1,292,400,000	88,520.55
3	<i>Plant Overhead</i>	6,462,000,000	442,602.74
4	<i>Packaging and Shipping</i>	9,586,818,758	656,631.42
<i>Total Indirect Manufacturing Cost</i>		19,279,818,758	1,320,535.53

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4. 59 Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	12,582,320,281	861,802.76
2	<i>Propertu taxes</i>	1,572,790,035	107,725.34
3	<i>Insurance</i>	1,572,790,035	107,725.34
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		15,727,900,351	1,077,253.45

Tabel 4. 60 Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	81,073,215,195	5,552,960
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	19,279,818,758	1,320,536
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	15,727,900,351	1,077,253
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		116,080,934,304	7,950,749

4.8.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

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

Tabel 4. 61 General Expenses

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	3,482,428,029	238,522
2	<i>Sales Expense</i>	5,804,046,715	397,537
3	<i>Research</i>	3,250,266,161	222,621
4	<i>Finance</i>	4,005,030,333	274,317
<i>Total General Expenses(GE)</i>		16,541,771,238	1,132,998

Tabel 4. 62 Total Production Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	116,080,934,303.955	7,950,749
2	<i>General Expenses(GE)</i>	16,541,771,238.145	1,132,998
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		115,018,664,501.507	9,083,747

4.8.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 154,626,108,999

Total biaya produksi : Rp 132,622,705,542

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 22,003,403,457

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 30 % x 22,003,403,457

: Rp 2,200,340,346

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 19,803,063,111

4.8.5 Analisa Kelayakan

4.8.5.1 Return on Investment (ROI)

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

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

1. ROI sebelum pajak (ROI_b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk produk fermentasi dengan resiko tinggi minimum adalah 49% (Aries dan Newton, 1955).

$$(ROI_b) = \frac{22,003,403,457}{Rp\ 157,279.003.513.93} \times 100\% = 14\%$$

2. ROI setelah pajak (ROI_a)

$$(ROI_a) = \frac{Rp\ 19,803,063,111}{Rp\ 157,279.003.513.93} \times 100\% = 12,6\%$$

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Menurut Aries dan Newton (1955) syarat POT sebelum pajak untuk pabrik produk fermentasi dengan resiko tinggi maksimal adalah lima tahun

$$POT = \frac{\textit{Fixed Capital Investment}}{(\textit{Keuntungan tahunan} + \textit{depresiasi})}$$

$$(POT_b) = \frac{Rp\ 157,279.003.513.93}{(Rp\ 22,003,403,457 + Rp\ 12.582.320.281)} = 4,5 \text{ tahun}$$

$$(POT_a) = \frac{Rp\ 157,279.003.513.93}{(Rp\ 19,803,063,111 + Rp\ 12.582.320.281)} = 4,9 \text{ tahun}$$

4.8.5.3 Break Even Point

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. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi dibawah BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 4. 63 Annual Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depresi</i>	12,582,320,281	861,802.76
2	<i>Property Taxes</i>	1,572,790,035	107,725.34
3	<i>Asuransi</i>	1,572,790,035	107,725.34
<i>Total Fixed cost</i>		15,727,900,351	1,077,253.45

Tabel 4. 64 Annual Regulated Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Gaji Karyawan</i>	12,924,000,000	885,205.48
2	<i>Payroll Overhead</i>	1,938,600,000	132,780.82
3	<i>Supervision</i>	1,292,400,000	88,520.55
4	<i>Plant Overhead</i>	6,462,000,000	442,602.74
5	<i>Laboratorium</i>	1,292,400,000	88,520.55
6	<i>General Expense</i>	16,541,771,238	1,132,998.03
7	<i>Maintenance</i>	3,145,580,070	215,450.69
8	<i>Plant Supplies</i>	471,837,011	32,317.60
<i>Total Regulated cost</i>		44,068,588,319	3,018,396.46

Tabel 4. 65 Annual Variable Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	42,193,370,963	2,889,956.92
2	<i>Packaging and Shipping</i>	9,586,818,758	656,631.42
3	<i>Utilities</i>	19,499,766,061	1,335,600.42
4	<i>Royalty & Patent</i>	1,546,261,090	105,908.29
<i>Total Variabel Cost</i>		72,826,216,872	4,988,097.05

Tabel 4. 66 Annual Sales Cost

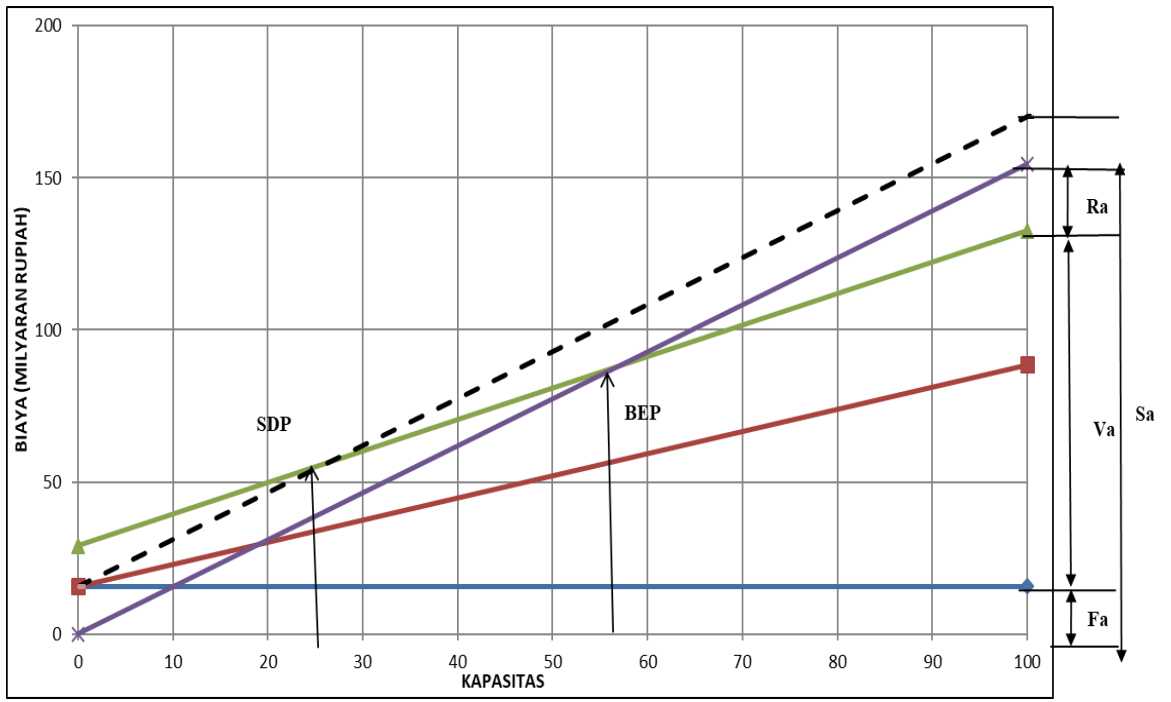
No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Annual Sales Cost</i>	154,626,108,999	10,590,829.38
<i>Total Annual Sales Cost (Sa)</i>		154,626,108,999	10,590,829.38

Sesuai dengan data yang terdapat pada Tabel 4.66-4.69, maka didapatkan BEP sebesar

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

$$BEP = \frac{Rp 15,727,900,351 + (0,3 \times Rp 44,068,588,319)}{Rp 154,626,108,999 - Rp 72,826,216,872 - (0,7 \times Rp 44,068,588,319)}$$

$$BEP = 57\%$$



Gambar 4. 7 Grafik Break Event Point

4.8.5.4 Shut Down Point

Shut Down Point dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup

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

$$SDP = \left[\frac{(0,3 \times \text{Rp } 44,068,588,319)}{\text{Rp } 154,626,108,999 - \text{Rp } 72,826,216,872 - (0,7 \times \text{Rp } 44,068,588,319)} \right] \times 100\%$$

$$SDP = 25,95\%$$

4.8.5.5 Discounted Cash Flow Rate

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

Sebagai perhitungan maka dapat diperoleh:

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 157,279,003,514

Working Capital Investment (WCI) : Rp 42,972,513,152

Salvage value (SV) = Depresiasi : Rp 12,582,320,281

Cash flow (CF) : Rp 36,390,413,725.40

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,1779

DCFR : 19,35 %

Minimum nilai DCFR : 1.5 x bunga pinjaman bank (Aries Newton)

Bunga bank : 11,18% (Bank Indonesia per maret 2018)

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 10,0\% = 15,0\%$)

(Didasarkan pada suku bunga pinjaman (kredit) di Bank Indonesia saat ini adalah 11,18% berlaku mulai maret 2018)

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1.5 x suku bunga pinjaman bank ($1.5 \times 11,18\% = 16,77\%$).

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Berdasarkan RIPIN dan keputusan ESDM maka pabrik bioetanol ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri
2. Pabrik bioetanol didirikan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dengan menggunakan bahan baku berupa pod kakao serta air
3. Pabrik akan didirikan di Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara dengan pertimbangan kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air, serta lokasi yang strategis
4. Berdasarkan kondisi operasi, sifat bahan baku, dan produk maka pabrik bioetanol ini tergolong kedalam pabrik yang memiliki resiko tinggi (*high risk*)
5. Berdasarkan Analisa ekonomi maka didapatkan hasil sebagai berikut:
 - a. Keuntungan sebelum pajak = Rp. 22,003,403,457
 - b. Keuntungan setelah pajak = Rp. 19,803,063,111
 - c. *Return on Investment* sebelum pajak = 14%
 - d. *Return on Investment* setelah pajak = 12,62%
 - e. *Pay Out Time* sebelum pajak = 4,5 tahun
 - f. *Pay Out Time* setelah pajak = 4,9 tahun
 - g. *Break Even Point* = 57%

h. *Shut Down Point* = 25,95%

i. *Discounted Cash Flowrate Return* = 19,35%

6. Berdasarkan hasil analisis ekonomi dan analisis kelayakan dapat disimpulkan bahwa pabrik bioetanol 10.000 ton/tahun layak didirikan

5.2 Saran

1. Dibutuhkan proses simulasi ataupun optimasi yang lebih lanjut agar mendapatkan keuntungan dan hasil proses yang lebih baik
2. Seyogyanya dalam pembuatan tugas akhir (skripsi perancangan pabrik) dimulai dari semester enam, agar mendapatkan waktu yang cukup dan maksimal dalam pengerjaan setiap subbab.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., Newton, R.D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co, New York.

Badan Pusat Statistik, 2018. Statistic Indonesia. www.bps.go.id

Baking, 2017. *Mandiri Energi dari Sektor Pertanian*. Dari UII Untuk Lingkungan Indonesia, Hal 7-10

Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York

Brownell, L.E. and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.

Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.

Daud, Z., Kassim, A.S.M., Aripin, A.M., Awang, H., and Hatta, M.Z.M. (2013), *Chemical Composition and Morphological of Cocoa Pod Husks and Cassava Peels for Pulp and Paper Production*, Australian J. Basic Appl. Sci., 7(9), pp. 406-411.

Direktorat Jendral Pertanian, 2017. *Buku Kakao*, ditjenbun.pertanian.go.id

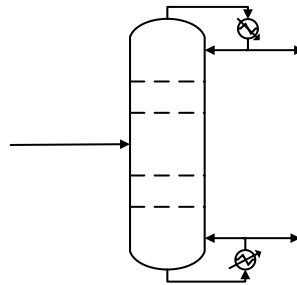
Fauzi, dkk, 2012. *Pengaruh Waktu Fermentasi dan Efektivitas Adsorben dalam Pembuatan Bioetanol dari Limbah Pod Kakao*. Jurnal Teknologi Kimia dan Industri, Vol.1, No. 1, Hal 179-185

- Geankoplis, C.J. 1983. *Transport Process and Unit Operation*, 2nd ed., Allyn and Bacon Inc. Boston.
- Igbinadolor, dkk, 2012. *Bioprocess systems applied for the production of bioethanol from lignocellulosic biomass of cocoa pod husk and other agricultural residues*. African Journal of Biotechnology Vol 12(35)
- Ja'far Marwan, 2009. *Energynomics Ideologi Baru Dunia*. Gramedia, Jakarta
- Karimi, dkk. 2011. *Production of Ethanol from Cocoa Pod Hydrolysate*. ITB J. Sci., Vol 43 A, NO.2, 2011, 87-94
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York
- Levenspiel, O. 1976. *Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition, John Wiley and Sons Inc. New York.
- Naimi, dkk, 2012. *Cost and Performance of Woody Biomass Size Reduction for Energy Production*. SCGAB Paper No. 06-107
- Matche. 2018. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 15 Agustus 2018 pukul 16.00 WIB
- 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. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 7th ed.* McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Peters, M., Timmerhause, K., West, R., 2003. *Plant Design and Economics for Chemical engineers*. Mc Graw Hill Handbook Co, New York.

- R.K.Sinnot. 1983. *An Introduction to Chemical Engineering Design*. Pergamon press. Oxford.
- Saputro, G. A. 2012. *Pemanfaatan Arang Aktif Kulit Kakao (Theobroma Cacao L) Sebagai Adsorben Ion Pb (Ii) dan Cu (Ii)*. Skripsi. Universitas Negeri Papua. Manokwari.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C. 1975. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, Mc Graw Hill Book co., Inc. New York.
- Suharto . 2017. *Bioteknologi dalam Bahan-Bahan Nonfosil*. Andi Yogyakarta, Yogyakarta
- Sukandarrumidi, dkk. 2013. *Energi Terbarukan Konsep Dasar Menuju Kemandirian Energi*. UGM Press, Yogyakarta
- Sukandarrumidi. 2009. *Rekayasa Gambut dan Sampah Organik*. UGM Press, Yogyakarta
- Taherzadeh, 2007. *Enzyme -Based Hydrolysis Processes For Ethanol From Lignocellulosic Materials*. *Bioresources* 2(4), 707-738
- Treybal, R.E. 1984. *Mass Transfer Operation*, 3rd ed., McGraw Hill International Book Company. Japan.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, inc., New York.
- Yaws, C.L., 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbook Co, New York.
- Wallas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company. Tokyo.

LAMPIRAN A
MENARA DESTILASI

A. PERHITUNGAN MENARA DISTILASI



Fungsi = memisahkan gliserol sebagai produk samping dari air

Jenis alat = *sieve tray coloumn*

Neraca Massa Alat

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F24	Distilat	Bottom
C ₂ H ₅ OH	1259.902	50.394	1209.508
H ₂ O	635.311	609.898	25.413
Total	1895.213	1895.213	

Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₂ H ₅ OH	8.13484	1662.48	238.131
H ₂ O	8.07131	1810.94	233.426

Menentukan *Relative Volatility*

Volatilitas relatif komponen *i* terhadap komponen *heavy key* di hitung dengan persamaan :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$$

Keterangan	Komponen	Ki	(α)
Light Key	C ₂ H ₅ OH	1.8279	4.2728
Heavy Key	H ₂ O	0.4278	

Menentukan Kondisi Operasi Umpan

Bubble Point

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *bubble point* keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\sum y_i = \sum k \times x_i = 1$$

dimana :

y_i = fraksi mol komponen i dalam fase uap

x_i = fraksi mol komponen i dalam fase cair

$$k = \frac{P_i}{P}$$

P_i = tekanan uap komponen i, (mmHg)

P = tekanan operasi, (atm)

Dengan cara trial and error maka didapatkan kondisi operasi:

Suhu (°C) = 95

Tekanan (atm) = 1

Component	kg/jam	kmol/jam	X_i	P_i , mmHg	P_i , atm	K_i	$Y_i=K_i.X_i$
C ₂ H ₅ OH	1259.9021	27.3892	0.664781232	246359.1671	324.1567989	324.1567989	215.4933562
H ₂ O	635.3110	35.2951	0.335218768	121483.5947	159.8468352	159.8468352	53.58365911
Total	1895.2131	62.6842	1.0000	367842.7619	484.0036	484.0036	269.0770

Dew Point

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *dew point* keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1$$

Diambil asumsi bahwa larutan yang ada adalah larutan ideal dan uap yang ada berlaku sebagai gas ideal sehingga fugasitas gas dan aktifitas larutan dianggap = 1, sehingga berlaku :

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

Dengan cara trial and error maka didapatkan kondisi operasi:

Suhu (°C) = 83,03

Tekanan (atm) = 0,6

Komponen	kmol/jam	Yi	Pi(mmHg)	Pi(atm)	Ki	Xi
C ₂ H ₅ OH	27.309	0.949	908.529	12.043	121.320	0.008
H ₂ O	1.466	0.051	223.208	0.489	0.008	5.998
Total	28.775	1.000	1131.736	12.532	121.328	6.006

Menentukan Kondisi Distilat dan Bottom

Komponen	Distribusi Diinginkan	
HK	C ₂ H ₅ OH	0.99999
LK	H ₂ O	0.99999

HK	Etanol	kmol/jam	Distribusi
	XD	0.000273892	0.00%
	XB	27.38917609	100.00%
	Log (XD/XB)	-5	

HK	Air	kmol/jam	Distribusi
	XD	35.2950556	100.00%
	XB	0.00035295	0.00%
	Log (XD/XB)	5	

Komposisi Aliran Distilat (Top, Menuju Condenser)

P	1.176857471	atm	17.2950	psi
T	356.1780	K	83.0280	C

Component	kg/jam	kmol/jam	Yi	Pi, mmHg	Pi, atm	Ki	Xi=Yi.Ki	Xi=Yi/Ki	α	Purity	Tc,C
C ₂ H ₅ OH	1209.508	26.2937	0.979421356	908.5286787	1.1954	1.0158	0.9949	0.9642	1.000		243.1
H ₂ O	25.413	1.4118	0.020578644	223.2075738	0.2937	0.2496	0.0051	0.0825	0.246	2.06%	373.98
Total	1234.921	27.70549					1.0000	1.0467			

Komposisi Aliran Distilat (Bubble, Keluar Condenser)

P	1.12	atm	16.52	psi
T	326.00	K	52.85	C

Component	kg/jam	kmol/jam	Yi	Pi, mmHg	Pi, atm	Ki	Xi=Yi.Ki	Xi=Yi/Ki	α	Purity	Tc,C
C ₂ H ₅ OH	1209.508	26.294	0.9794	908.5287	1.1954	1.0632	1.0413	0.921	1		243.1
H ₂ O	25.413	1.412	0.0206	223.2076	0.2937	0.2612	0.0054	0.079	0.246	0.0206	373.98
Total	1234.921						1.0467	1			

Komposisi Aliran Bottom (Menuju Reboiler)

P	0.486072	atm	7.1433	psi
T	386.7400	K	95.0000	C

Component	kg/jam	kmol/jam	Xi	Pi, mmHg	Pi, atm	Ki	Yi=Ki.Xi	Yi=Xi/Ki	α	Purity	Tc,C
C ₂ H ₅ OH	50.394	1.0955	0.0313	1394.3467	1.8347	3.774	0.1182	0.0083	1	0.0763	243.1
H ₂ O	609.898	33.8832	0.9687	360.8386	0.4748	0.977	0.9462	0.9917	0.2588		373.98
Total	660.292	34.97874					1.0644	1			

Komposisi Aliran Bottom (Dew, Keluar Reboiler)

P	0.483	atm	7.0981	psi
T	386.7400	K	113.5900	C

Component	kg/jam	kmol/jam	Xi	Pi, mmHg	Pi, atm	Ki	Yi=Ki.Xi	Yi=Xi/Ki	α	Purity	Tc,C
C ₂ H ₅ OH	50.394	1.0955	0.0313	1394.3467	1.8347	3.7985	0.1190	0.0082	1	0.0763	243.1
H ₂ O	609.898	33.8832	0.9687	360.83856	0.4748	0.9830	0.9522	0.9854	0.2588		373.98
	660.292						1.0712	0.9937			

Mengecek Komponen LK-HK

$$\frac{x_{j,d}D}{z_{j,f}F} = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right) + \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_D (\alpha_B)}$$

Pers. 9.164 (Shiras) Treyball 3rd edition

Komponen tidak terdistribusi jika		
-0,010	< x _{j,d} D/z _{j,f} F <	1,010

Component	Fi (kmol/jam)	Di (kmol/jam)	a top	a bottom	a avg	F1	F2	x _{j,d} D/z _{j,f} F	Validation
C ₂ H ₅ OH	28.4468	26.2937	1	1	1	0	1.09158	1.092	tidak terdistribusi
H ₂ O	36.6580	1.4118	0.2457	0.2588	0.2521	0.04	0	0.039	terdistribusi

Menentukan Jumlah Plate Minimum

$$N_m + 1 = \frac{\ln[(X_{LK}/X_{HK})_D (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\ln(\alpha_{LK/HK})_{AVG}}$$

N _m +1	5	Dengan reboiler
N _m	4	Tanpa reboiler

Menentukan Refluks Rasio dan Stages Ideal

$$\sum_1^n \frac{X_{iF}\alpha_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = \frac{X_{1F}\alpha_1}{\alpha_1 - \theta} + \frac{X_{2F}\alpha_2}{\alpha_2 - \theta} + \dots$$

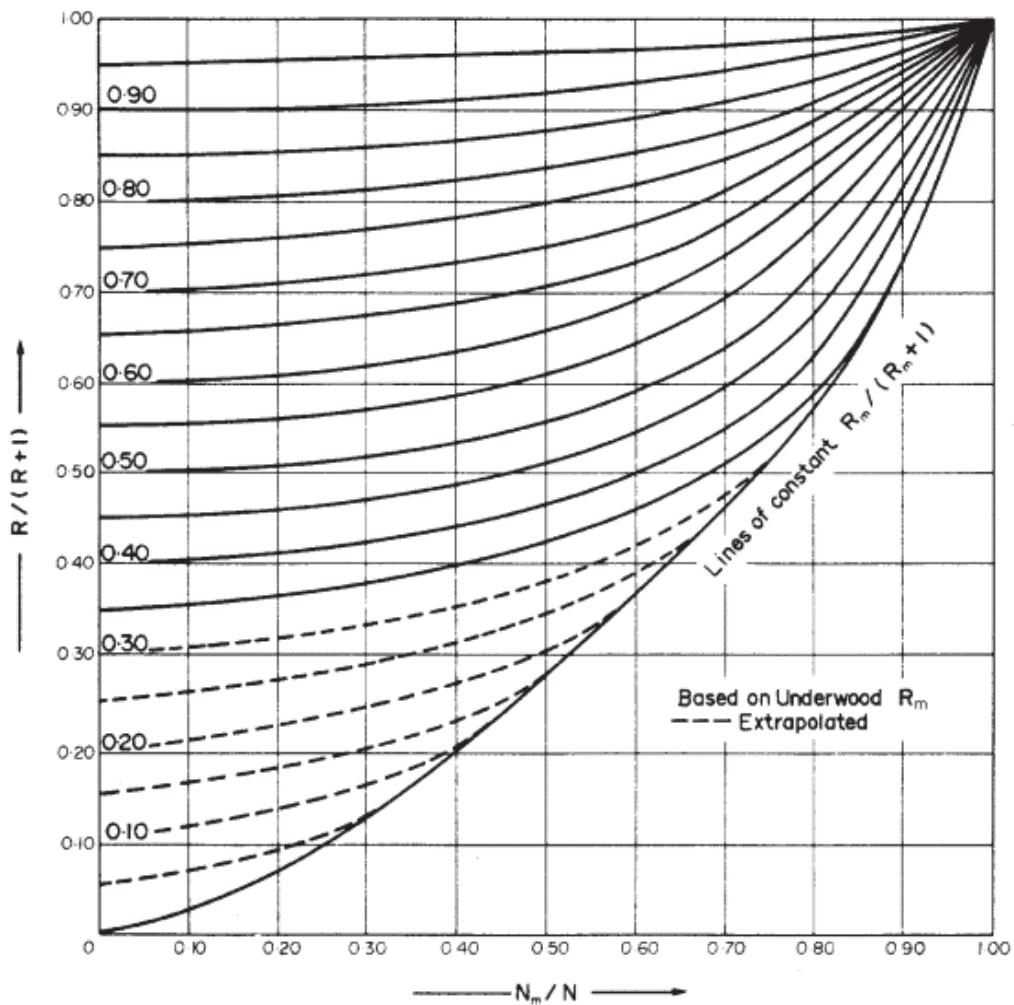
Underwood Method

$$R_m + 1 = \sum_1^n \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Kondisi Feed Cair Jenuh, q=		1.0000			
Trial 0		-614.7287			
Componen	Xi,f	Xi,d	a avg	Xi,f.ai/ai-0	ai.Xi,d/ai-0
Etanol	0.664781	0.9794	1	0.0011	0.0016
Air	0.335219	0.0206	0.2521	0.0001	0.000008
Total	1	1	1.2521	0.0012	0.0016
Ratio Reflux Minimum (Rm)		0.998			
Actual Reflux, R, 1.2-1.5 Rm		1.20			

Z	A	B	C	D	E	F
0	.00035	.16287	-.23193	5.09032	-8.50815	4.48718
.1	.09881	.32725	-2.57575	10.20104	-12.82050	5.76923
.2	.19970	.14236	-.58646	2.60561	-3.12499	1.76282
.3	.29984	.09393	-.23913	1.49008	-2.43880	1.79486
.4	.40026	.12494	-.49585	2.15836	-3.27068	2.08333
.5	.50049	-.03058	.81585	-2.61655	3.61305	-1.28205
.6	.60063	-.00792	.60063	-2.06912	3.39816	-1.52243
.7	.70023	-.01109	.45388	-1.25263	1.94348	-.83334
.8	.80013	-.01248	.76154	-2.72399	3.85707	-1.68269
.9	.89947	.00420	.38713	-1.14962	1.40297	-.54487
1.0	1.0	-0-	-0-	-0-	-0-	-0-

Interpolasi nilai A-F utk z=			0.0590			
z	A	B	C	D	E	F
0	0.0004	0.1629	-0.2319	5.0903	-8.5082	4.4872
1	0.0988	0.3273	-2.5758	10.2010	-12.8205	5.7692
2	0.1997	0.1424	-0.5865	2.6056	-3.1250	1.7628
3	0.2998	0.0939	-0.2391	1.4901	-2.4388	1.7949
4	0.4003	0.1249	-0.4959	2.1584	-3.2707	2.0833
5	0.5005	-0.0306	0.8159	-2.6166	3.6131	-1.2821
6	0.6006	-0.0079	0.6006	-2.0691	3.3982	-1.5224
7	0.7002	-0.0111	0.4539	-1.2526	1.9435	-0.8333
8	0.8001	-0.0125	0.7615	-2.7240	3.8571	-1.6827
9	0.8995	0.0042	0.3871	-1.1496	1.4030	-0.5449
10	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000



$$x = N_m/N$$

$$y = R/R(R + 1)$$

$$z = R_m/(R_m + 1)$$

For $y = A + Bx + Cx^2 + Dx^3 + Ex^4 + Fx^5$,

x	0.0590	0.0100
y	0.5451	
z	0.4996	
Trial agar = y	0.0270	
Ideal Stages (N)	61	361
$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$,	=	-1.1981
$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X}\right)\left(\frac{X - 1}{X^{0.5}}\right)\right]$,	=	-0.1384
$N = \frac{N_m + Y}{1 - Y}$.	=	3.0525
Dipilih Ideal stages =	3.052	

Menentukan Efisiensi Tray

Temperature Distillat	356.18	K				
Temperature Bottom	386.74	K				
Component	μ, D	μ, B	XD	XB	μ, D avg	μ, B avg
Etanol	0.0702	0.0646	0.9794	0.0313	0.0687	0.0020
Air	0.1185	0.1091	0.0206	0.9687	0.0024	0.1057
Total	0.1887	0.0071	1.0000	1.0000	0.1887	0.0071
Ratio Reflux Minimum (Rm)	0.7324	0.3242	0.9794	0.0000	0.7173	0.0000
Actual Reflux, R, 1.2-1.5 Rm	1.1097	0.5051	2.9794	2.0000	0.9772	0.1149
μ avg	0.3350	Cp				
aavg LK . μ avg	12.2814					
Eo	0.2815					
Actual Stages	11	Tanpa Reboiler				
Actual Stages	12	Dengan Reboiler				

Menentukan Lokasi Umpan

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right] \quad \text{Kirkbride Eq. Coulson hal. 526}$$

log Nr/Ns	0.1236	
Nr/Ns	1.33E+00	
Nr+N_s	12	Tanpa Reboiler
N_s	5	dari stage bawah

Plate Design

Perhitungan sifat fisis

a. Densitas pada suhu distilat : 356.17 K
Fase Cair

komponen	V, kmol/jam	x	ρ	ρ.Xi (kg/cum)
C ₂ H ₅ OH	26.2937	0.949041379	297.06252	281.9246278
H ₂ O	1.4118	0.050958621	425.24532	21.66991502
Total	27.7055	1.0000		303.5945
ρL _{mix} =	303.5945	kg/m ³		

Fase gas P = 1,2 Atm

komponen	V, kmol/jam	Yi.BM	ρ (kg/cum)
Etanol	26.2937	43.72233633	1.7605344
Air	1.4118	0.917255177	0.0369344
ρV _{mix} =	0.0369	kg/m ³	

b. Densitas pada suhu bottom : 386.7400 K
Fase cair

komponen	L, kmol/jam	x	ρ	ρ.Xi (kg/cum)
Etanol	1.095521739	0.031319642	101.58164	3.181500661
Air	33.88322222	0.968680358	941.74692	912.251741

Total	34.97874396	1	915.4332417
$\rho L_{mix} =$	912.2517	kg/m ³	

Fase gas P = 0.5 atm

komponen	L, kmol/jam	Yi.BM	ρ (kg/cum)
Etanol	1.095521739	5.109	0.0782531
Air	33.88322222	16.0015169	0.2450906
Total	34.97874396	21.1105169	0.3233437
$\rho V_{mix} =$	0.3233	kg/m ³	

Flow Rate

D=	1234.9210	kg/j
$V = (R+1)*D=$	2714.4565	kg/j
$L_o = R*D=$	1479.5355	kg/j
B =	660.2920	kg/j
$L_m - V_m = B=$	660.2920	kg/j
$L_m = F*q+R*D=$	3374.7486	kg/j
$V_m = L_m-B=$	2714.4566	kg/j
$L_m/V_m=$	1.2433	

Psycal Properties

distilat :			bottom :		
$\rho V =$	0.0369	kg/m ³	$\rho V =$	0.3233	kg/m ³
$\rho L =$	303.5945	kg/m ³	$\rho L =$	912.2517	kg/m ³

column diameter

Liquid-vapor flow factor (Coulson, p. 460)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

F_{LV} distilat=	0.0060	digunakan untuk mencari nilai K1 distilat dan K1 bottom
F_{LV} bottom=	0.0234	

plate spacing= 0.3 m antara 0.3-0.6 (RK sinnot, P.557)

nilai K1 dari Fig 11.27

K1,distilat=	0.0600	2820.307	53.106561	1.593196839
--------------	--------	----------	-----------	-------------

K _{1, bottom} =	0.0600
--------------------------	--------

Flooding vapor velocity (Coulson, p. 557)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

u _{f top} =	5.4395	m/s
u _{f bottom} =	3.1864	m/s

Design percent flooding at maximum flow rate =

80%-85% Coulson page 557

Dipilih velocity= 70%

u _{v top} =	3.8076	m/s
u _{v bottom} =	2.2305	m/s

Maximum volumetric flow-rate

distilat=	20.4150	m ³ /s
bottom=	2.3319	m ³ /s

Net area required

distilat=	5.3616	m ²
bottom=	1.0455	m ²

As first trial take percent downcomer area =
Column cross-sectioned area

12% Coulson Page 569

top=	6.0927	m ²
bottom =	1.1881	m ²

Column diameter

top=	2.7859	m
bottom=	1.2302	m

Liquid Flow Pattern

Maximum volumetric liquid rate =	0.00103	m ³ /s
----------------------------------	---------	-------------------

Dari Fig. 11.28 (Coulson, p.569) maka alirannya adalah cross flow (single pass).

Provisional Plate Design

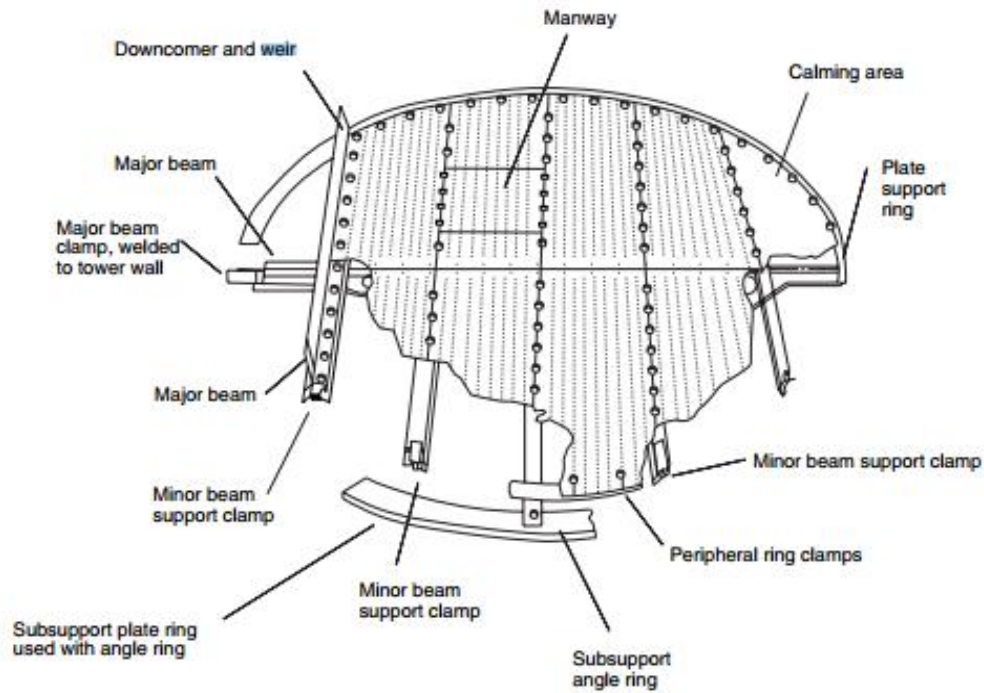


Figure 11.22. Typical sectional plate construction

column diameter $D_c =$	1.2302	m
column area $A_c =$	1.1887	m ²
downcomer area $A_d =$	0.1426	m ²
net area $A_n = A_c - A_d =$	1.0460	m ²
active area $A_a = A_c - 2A_d =$	0.9034	m ²
hole area A_h , ambil 6 % dari A_a sebagai first trial =	0.0542	m ²
Weir length (Fig. 11.31 Coulson p. 573) untuk $(A_d/A_c) \times 100 =$	12%	
$l_w/D_c =$	0.76	
$l_w =$	0.9350	m
weir height 12% dari plate spacing =	36	mm
hole diameter =	5	mm
plate thickness =	5	mm

Check weeping

maximum liquid rate (LW) = 0.9374 kg/s
, min. liquid rate

Pada percent turn down = 85% = 0.7968 kg/s

Dengan Francis weir formula dapat dihitung weir liquid crest (Coulson,) :

max $h_{ow} =$	7.99	mm liquid
----------------	------	-----------

$\min h_{ow} =$	$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$	7.17	mm liquid
Pada minimum rate $h_w + h_{ow} =$		43.1674mm	
Fig. 11.30 (Coulson, p.571), $K_2 =$			30.5
Minimum design vapor velocity=			
	$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$	21.3494	m/s
Actual minimum vapor velocity =		minimum vapor rate/Ah	
	=	36.5691	m/s
Memenuhi syarat, karena diatas weep point?		Memenuhi	

Plate Pressure Drop

Dry plate drop

Maximum vapor velocity through holes

$$u_h = 43.0224 \text{ m/s}$$

Fig. 11.34 (Coulson, p. 576) untuk plate thickness/hole diameter = 1 dan $A_h/A_p \approx A_h/A_a = 0,07$, maka :

$$C_o = 0.83$$

Pressure drop through dry plate

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 48.5684 \text{ mm liquid}$$

Residual head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 13.70 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 106.2583 \text{ mm liquid}$$

Pressure drop per plate =	106.2583	mm liquid
Column pressure drop =	950.9257	Pa

Coulson hal. 580

	0.9509	kPa
--	--------	-----

Downcomer Liquid Back-up

Downcomer pressure loss

Ambil $h_{ap} = h_w - 10 =$	26	mm
Area under apron, $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w =$	0.0243	m ²
$A_d =$	0.1426	m ²

Karena $A_{ap} < A_d$ maka A_{ap} digunakan dalam persamaan :

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho L A_m} \right)^2 = 0.2966 \text{ mm}$$

Back-up in downcomer

	150.5425	mm
$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} =$	0.1505	m
$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) =$		m
Apakah tray spacing dpt diterima? =	Ya	

Cek residence time

$t_r = \frac{A_d h_{bc}}{L_{wd}} \frac{\rho L}{\rho L} =$	138.9597	s > 3 s, satisfactory
---	----------	--------------------------

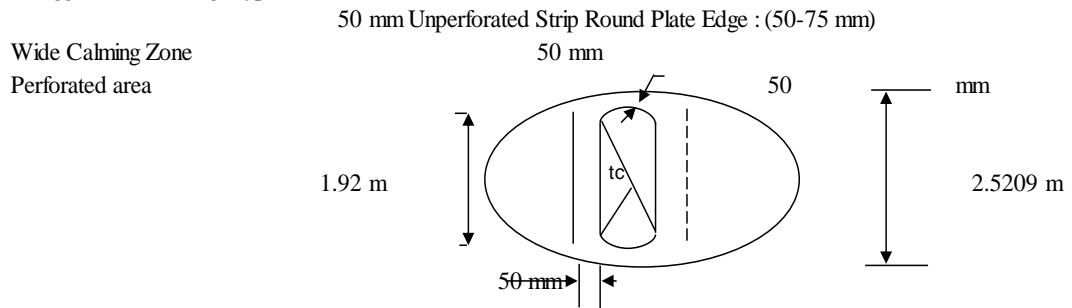
Check Entrainment

Actual percentage flooding for design area

$u_v =$	2.2293	m/s
percent flooding =	69.96%	
$F_{LV} =$	0.0234	
Fig. 11.29 (Coulson) : $\psi =$	0.28	

Trial Layout

Menggunakan Cartridge-type Construction.



Perforated Area

Dari Fig. 11.32, pada $l_w/D_c = 0.76$ $\theta_c = 99^\circ$

Angle subtended at plate by unperforated strip =	81	°
Mean length, unperforated edge strips =	1.6685	m
Area of unperforated edge strips =	0.0834	m ²
Area of calming zones =	0.0835	m ²
Total area available for perforations A_p =	0.7365	m ²
A_h/A_p =	0.0736	
Fig. 11.33 (Coulson) : I_p/d_h =	3.40	

Number of Holes

Area of one hole =	1.96E-05	m ²
Number of holes =	2762	

Plates Specification

Plate no.	1		Turn down	85%	max rate		
Plate ID	1.2302	m	Plate material	stainless steel			
Hole size	5.00	mm	Downcomer material	stainless steel			
Hole pitch	17.00	mm Δ	Plate spacing	0.3	m		
Total no. holes	-		Plate thickness	5	mm		
Active holes	2762		Plate pressure drop	106.26	mm liquid	0.9509	K.Pa
Blanking area	-						

Spesifikasi Menara

Tinggi= (jumlah stage actual - 1 stage reboiler).plate spacing + disengagement + tinggi ruang cairan di bawah

Tinggi =	5.2536	m		
Diameter (IDs)=	1.2302	m	48.4339	in

Penentuan Kondisi Design, berdasarkan Brownell

a. Bahan: Carbon Steel SA 283

Grade C

f=	12650	psi
----	-------	-----

b. Suhu design

T operasi =	371.46	K
-------------	--------	---

c. Tekanan design

P operasi =	1.0	atm
	14.6960	psi
20% over design=	17.6351	psi
Faktor korosi C =	0.125	in
eff. Welding (E)=	0.8	

Tebal Shell

Persamaan untuk menghitung minimum thickness : (Brownell, p. 254)

	0.1672	in
--	--------	----

$t_s = \frac{P \cdot D}{2 \cdot fE - 0,6 \cdot P} + C =$		
dipilih tebal standar =	0.4375	in
ODs=IDs + 2 (tebal shell)=	49.3089	in
	1.2524	m

Tebal Head

Jenis : torispherical dished head

Persamaan untuk menghitung minimum thickness : (Brownell, p. 254)

$$t_H = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{f \cdot E - 0.1 \cdot P} + C$$

Diambil :		
f =	12650	psi
C =	0.125	in
E =	0.80	
Tebal head =	0.1997	in
Dipilih tebal standar=	0.6250	in

Tinggi Head (hH)

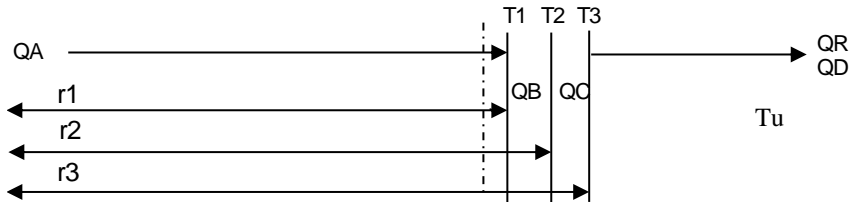
dari tabel 5.7 Brownell hal.90

ODs=	49.3089	in
Dipilih OD standar=	66	in
icr=	3.625	in
r=	54	in
sf=	3.5	in
a=	24.2169	in
b=	8.0260	in
AB=	20.5919	in
BC=	50.3750	in
AC=	45.9740	in
OA (hH)=	12.1510	in
	0.3086	m

Menentukan Tebal Isolator

asumsi

1. Suhu didalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata – rata
2. Keadaan steady state
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan:

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dr Gas ke dinding dlm reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari perm luar isolator

Q_R = Perp. radiasi

T_1 = Suhu dinding dlm MDr = 280°C

T_2 = Suhu dinding luar MD = 280°C

T_3 = Suhu isolator luar = 120°C

T_u = Suhu udara luar = 30°C

Sifat-sifat udara sebagai berikut

T, K	rho, kg/m ³	cp, kj/kg C	miu, kg/m.s x 10 ⁵	v, m ² /s x 10 ⁶	k, w/m.C	alpha, m ² /s x 10 ⁴	Pr
300	1.177	1.006	1.846	15.690	0.026	0.222	0.708
350	0.998	1.009	2.075	20.760	0.030	0.298	0.697
400	0.883	1.014	2.286	25.900	0.034	0.376	0.689
450	0.783	1.021	2.484	31.710	0.037	0.422	0.684
500	0.705	1.030	2.671	37.900	0.040	0.556	0.681
550	0.642	1.039	2.848	44.340	0.044	0.653	0.679
600	0.588	1.055	3.018	51.340	0.047	0.751	0.683
650	0.543	1.064	3.177	58.510	0.050	0.858	0.682

sifat-sifat fisis bahan

bahan isolasi →

asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Appendix, Hollman) :

$$k_{is} = 0.1603 \text{ W/m.C}$$

$$e = 0.96$$

carbon steel →

$$k_s = 50.4521 \text{ W/m.C}$$

sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

Tf=	348.15	K
v=	2.06E-05	m ² /s
k=	0.0299	W/m.C
Pr=	0.6974	
β=	0.0029	K-1
μ=	2.07E-05	kg/m.s
g=	9.8067	m/s ²

keadaan steady state $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$

$r_3 = r_2 + x$		
r1=	0.6151	m
r2	0.6262	m
L =	5.2536	m

kemudian ditrial dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga didapat :

T2 =	553.250	K	280.1000	C
x =	0.500	m		
sehingga:				
QB=	-51409407.358			
QD =	19642.071			
QR =	31248.877			
QC=	4462.911			
QD+QR=Q	50890.948			
(QD+QR)-QC=	46428.037			
QB-QC=	-51413870.269			
Qlost=	0.403			
jadi tebal isolasi x =	50.000	cm		
T2 =	553.250	K		

Menentukan Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Dipilih jenis pipa : Carbon Steel (karena harganya lebih murah dan komponen yang melewati pipa tidak bersifat korosif) (Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

Nilai densitas pada distilat dan bottom

komponen	A	B	n	Tc	T	(1-T/Tc)^n	- hasil	Bpangkat -	Bpangkat * A	densitas
Etanol	0.2657	0.26395	0.2357	516.25	367.89	0.9088	0.9088	0.2980	0.079189	79.1895
Air	0.3471	0.274	0.2857	647.13	367.89	0.7865	-0.7865	2.7683	0.960898	960.898

a. Pipa umpan

$$T = 367.8900 \text{ K} \quad P = 1.0 \text{ atm}$$

komponen	F, kmol/jam	x	ρ	$\rho \cdot X_i$ (kg/cum)
Etanol	27.3892	0.43693885	79.189469	34.60095543
Air	35.2951	0.56306115	960.89777	541.0442045
Total	62.6842	1.0000		575.6451599
$\rho_{L_mix} =$	575.6452	kg/m ³		
G =	0.5264	kg/s		
$D_{i,opt} =$	19.8577	mm		

	0.7818	in
Dipakai pipa standar (IPS) :		
Nominal pipe size=	3/4	in
ID=	0.824	in
OD=	1.05	in
Schedule number=	40	

b. Pipa hasil atas menuju condensor

T =	356.1780	K		
P =	1.176857471	atm		
komponen	kmol/jam	Yi	Yi.BM	ρ (kg/cum)
Etanol	26.2937	0.979421356	45.121942	1.816891212
Air	1.4118	0.020578644	0.3704156	0.014915246
Total	27.7055	1		1.831806457

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

ρ gas=	1.8318	kg/m ³
G =	0.3430	kg/s
D_{opt} =	132.8405	mm
	5.2299	in
Dipakai pipa standar (IPS) :		
Nominal pipe size=	6	in
ID=	6.407	in
OD=	6.625	in
Schedule number=	5	

c. Pipa refluks distilat

Lo=	1479.5355	kg/jam		
T =	356.1780	°K		
Komponen	F, kmol/jam	x	ρ	$\rho \cdot X_i$ (kg/cum)
Etanol	26.2937	0.949041379	297.06252	281.9246278

Air	1.4118	0.050958621	425.24532	21.66991502
Total	27.7055			303.5945428
$\rho_{L_mix} =$	303.5945	kg/m ³		
G =	0.4110	kg/s		
$D_{i,opt} =$	22.0671	mm		
	0.8688	in		
Dipakai pipa standar (IPS) :				
Nominal pipe size=	1/8	in		
ID=	0.215	in		
OD=	0.405	in		
Schedule number=	80			

d. Pipa pengeluaran bottom (plate Np)

$Lm' =$	3374.7486	kg/jam		
T =	386.7400	K		
komponen	kmol/jam	Yi	ρ (kg/cum)	
Etanol	1.095521739	0.031319642	3.1815007	
Air	33.88322222	0.968680358	912.25174	
Total	34.97874396	1	915.43324	

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

ρ cair=	915.4332	kg/m ³		
G =	0.9374	kg/s		
$D_{opt} =$	22.7088	mm		
	0.8940	in		
Dipakai pipa standar (IPS) :				
Nominal pipe size=	1/4	in		
ID=	0.41	in		
OD=	0.54	in		
Schedule number=	40			

e. Pipa refluks bottom

V=	2714.46	kg/jam			
P=	0.49	atm			T (DP) = 386.7400
komponen	kmol/jam	Yi	Yi.BM	ρ (kg/cum)	

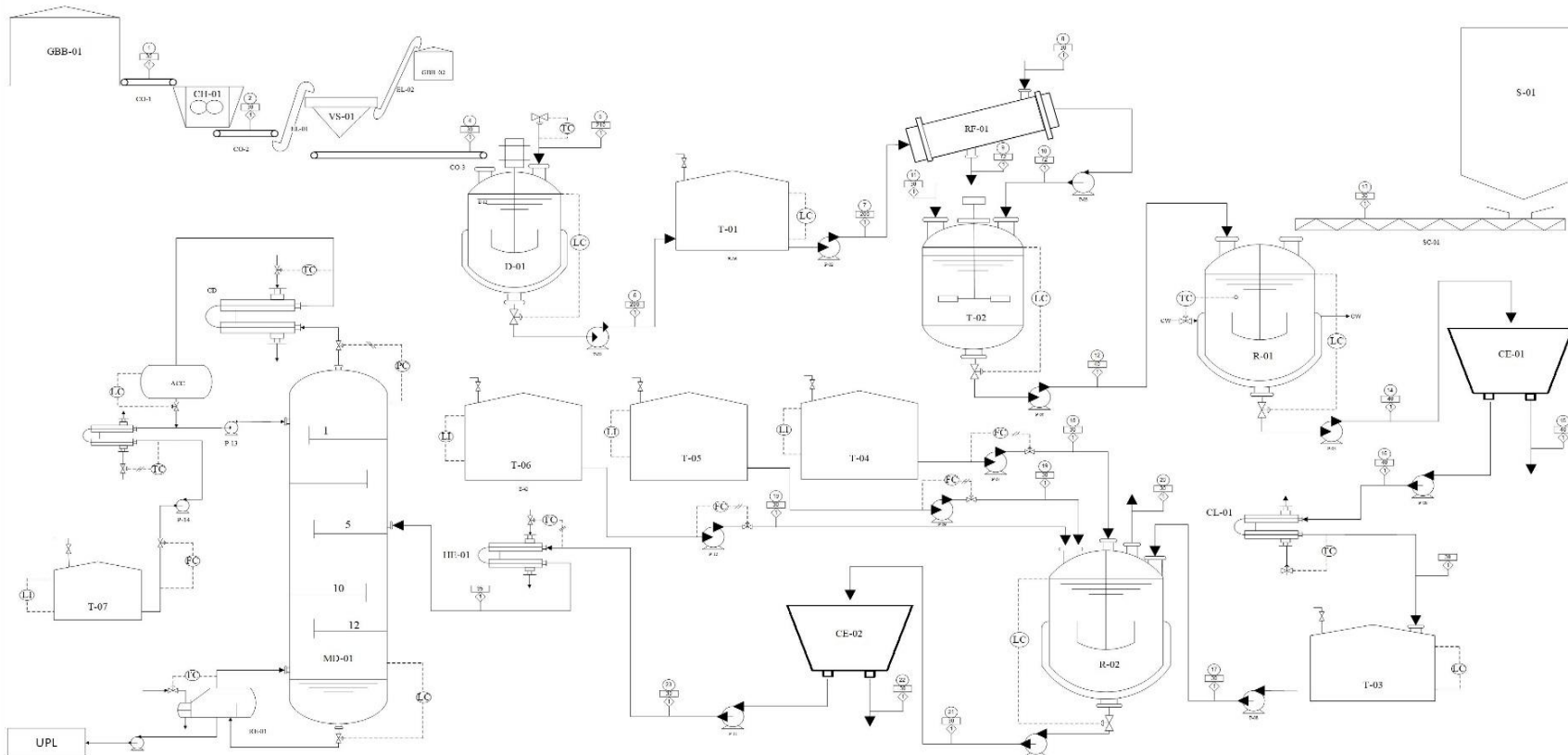
Etanol	3374.748574	0.0313199	1.4429078	0.022100602
Air	386.74	0.9686801	17.436242	0.267065872
Total	3761.488574	1		0.289166473
$\rho =$	0.2892	kg/m ³		

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

ρ gas=	0.2892	kg/m ³
G =	0.7540	kg/s
$D_{opt} =$	399.2588	mm
	15.7188	in
Dipakai pipa standar (IPS) :		
Nominal pipe size=	6	in
ID=	6.407	in
Dipakai pipa standar (IPS) :		
OD=	6.625	in
Schedule number=	5	

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK KIMIA BIOETANOL DARI POD KAKAO DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN



KETERANGAN ALAT	
R	REAKTOR
S	SILLO
CH	CHIPPER
D	DIGESTER
MD	MENARA DISTILASI
HE	HEATER
CL	COOLER
ACC	ACCUMULATOR
P	POMPA
CE	CENTRIFUGE
T	TANGKI PENYIMPANAN
RB	REBOILER
VS	VIBRATING SREEN
SC	SCREW CONVEYOR
CO	CONVEYOR
CD	KONDENSER
EL	ELEVATOR

KETERANGAN SIMBOL	
○	NOMOR ARUS
□	TEMPERATUR (°C)
◇	TEKANAN (mm)
—	SINYAL LISTRIK
—	ARUS PROSES
—	ARUS UTILITAS
⊗	CONTROL VALVE
⊕	UDARA TEKAN

KETERANGAN INSTRUMENT	
FC	FLOW CONTROLLER
LC	LEVEL CONTROLLER
TC	TEMPERATURE CONTROLLER
LI	LEVEL INDICATOR
RC	RASIO CONTROLLER
PC	PRESSURE CONTROLLER

Komponen	Arus (Kg/Jam)																									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	
Pod Kakao Kering	4168,94																									
Chip Pod Kakao		4168,94	41,69																							
Selulosa				1444,54																						
Hemiselulosa				660,36																						
Lignin				784,18		412,73	412,73		412,73																	
H ₂ O				672,74	16003	16675,8	16675,8	4952,71	21133,2	495,27	495,27	990,54		715,39		715,39	715,39				641,1		635,31	609,89	25,41	
Ash				565,43		565,43	565,43		565,43																	
Holselulosa						2476,35	2476,35			2476,35		2476,35		275,15	275,15											
Enzim Skitose													55,47	55,47	55,47											
C ₂ H ₂ O ₂																2476,35	2476,35									
S. Cerevisiae																		15,96								
NPK																				12,77						
(NH ₄) ₂ SO ₄																					12,77					
Biomassa																						115,78	115,78			
CO ₂																										
C ₂ H ₅ OH																					1210,66					
Total Liquid (etanol+air)																						1265,69		1259,9	50,39	1209,51
Total	4168,94	4168,94	41,69	4127,25	16003,03	20130,28	20130,28	4952,71	22111,37	2971,62	495,27	3466,89	55,47	3522,36	330,62	3191,74	3191,74	15,96	25,54	1210,66	2022,57	11,58	1895,21	660,28	1234,92	



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK BIOETANOL DARI POD KAKAO DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:
1. REVIN NUZUL ARYASTA (14 521 100)
2. AAD ALIEF RASYIDI B. (14 521 103)

Dosen pembimbing:
Pembimbing I : Ir. Drs. Faisal R. M., M.T., Ph.D
Pembimbing II : Umi Rofiqah, S.T., M.Eng.