

**PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL
DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun oleh :

RASMADI

NIM. 02521248

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

2011

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS
PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Rasmadi

NIM : 02521248

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

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

Yogyakarta Juli 2011



Rasmadi

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL
DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



Disusun oleh :

Rasmadi

02521248

Yogyakarta Juli 2011

Menyetujui :

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Farham HM Saleh', is written over a horizontal line.

Farham HM Saleh, Dr., Ir., MSIE

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : RASMADI

No Mhs : 02 521 248

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia

Yogyakarta, Agustus 2011

Tim Penguji

Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE

Ketua

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.

Anggota I

Dra. Kamariah, MS.

Anggota II

Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR



Assalamu `alaikum Wr.Wb

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya sehingga Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Pati Singkong Kapasitas 50.000 Ton/Tahun” dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan kesarjanaan di jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Dengan mengerjakan tugas akhir ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan berbagai teori dan pengetahuan yang diperoleh dalam perkuliahan untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi dalam pembangunan pabrik tersebut.

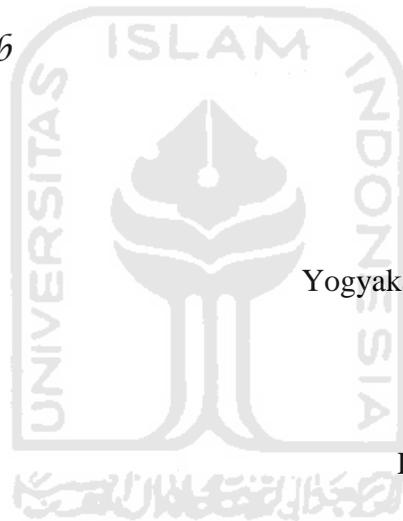
Dengan selesainya tugas akhir ini penulis tidak lupa mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Ir. Gumbolo Hadi Susanto, MSc, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri , Universitas Islam Indonesia.
2. Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS, selaku ketua jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Farham HM Saleh, Dr.,Ir.,MSIE, selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang dengan sabar membimbing dan mengarahkan kami.

4. Kedua orang tua dan saudara-saudara kami yang tidak bosan-bosannya memberikan dukungan baik secara material maupun spiritual.
5. Terima kasih yang sebesar-besarnya juga buat teman-teman Teknik Kimia yang telah banyak memberikan masukan-masukan buat menyelesaikan Tugas Akhir berikut ini.

Dalam penyusunan ini penulis menyadari walaupun dengan kehati-hatian baik dalam penyajian maupun sistematikanya, Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penulis senantiasa mengharapkan saran dan kritikan yang sifatnya membangun dari berbagai pihak.

Wassalamu `alikum Wr.Wb



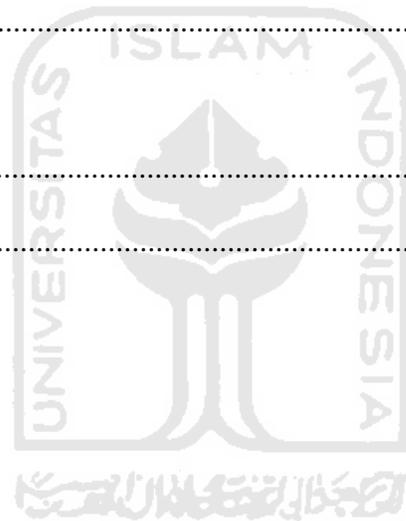
Yogyakarta Juli 2011

Penulis

DAFTAR ISI

| | |
|---|-----|
| LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR..... | i |
| LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR..... | ii |
| LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING..... | iii |
| LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI..... | iv |
| KATA PENGANTAR..... | v |
| DAFTAR ISI..... | vii |
| DAFTAR TABEL..... | ix |
| DAFTAR GAMBAR..... | x |
| ABSTRACT..... | xi |
| BAB I. PENDAHULUAN | |
| 1.1 Latar Belakang..... | 1 |
| 1.2 Tinjauan Pustaka..... | 2 |
| BAB II. PERANCANGAN PRODUK | |
| 2.1 Spesifikasi Produk..... | 10 |
| 2.2 Spesifikasi Bahan Baku..... | 10 |
| 2.3 Bahan Baku Pembantu..... | 11 |
| 2.4 Pengendalian Kualitas..... | 12 |
| BAB III. PERANCANGAN PROSES | |
| 3.1 Uraian Proses..... | 14 |
| 3.2 Spesifikasi Alat..... | 15 |

| | | |
|-----------------------------------|----------------------------------|-----------|
| 3.3 | Perencanaan Produksi..... | 33 |
| BAB IV. PERANCANGAN PABRIK | | |
| 4.1 | Lokasi Pabrik..... | 35 |
| 4.2 | Tata Letak Pabrik..... | 37 |
| 4.3 | Tata Letak Alat Proses..... | 38 |
| 4.4 | Alat Proses dan Material..... | 44 |
| 4.5 | Pelayanan Teknik (Utilitas)..... | 49 |
| 4.6 | Organisasi Perusahaan..... | 61 |
| 4.7 | Evaluasi Ekonomi..... | 81 |
| BAB V. KESIMPULAN | | |
| 5.1 | Kesimpulan..... | 92 |
| DAFTAR PUSTAKA..... | | 93 |
| LAMPIRAN | | |

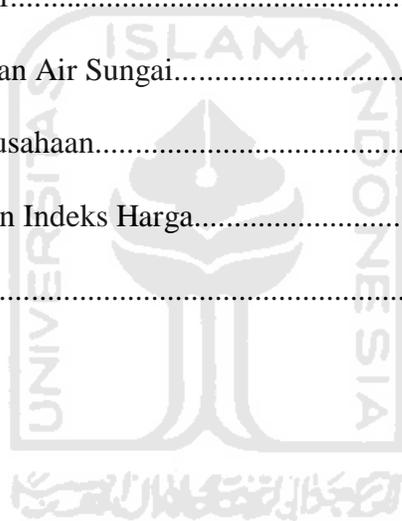


DAFTAR TABEL

| | |
|---|----|
| Tabel 1.1 Konsumsi Bensin di Indonesia..... | 1 |
| Tabel B-1 Komposisi Yeast..... | 8 |
| Tabel 3.1 Kapasitas Pabrik Etanol di Berbagai Negara..... | 33 |
| Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Sebagai Bangunan Pabrik..... | 38 |
| Tabel 4.2 Neraca Massa Total..... | 46 |
| Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor-01..... | 47 |
| Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor Fermentasi-01..... | 47 |
| Tabel 4.5 Neraca Massa Menara Distilasi-01..... | 48 |
| Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor-01..... | 48 |
| Tabel 4.7 Neraca Panas Reaktor Fermentasi-01..... | 49 |
| Tabel 4.8 Neraca Panas Menara Distilasi-01..... | 49 |
| Tabel 4.9a Jadwal Kerja Masing-masing Regu Shift..... | 74 |
| Tabel 4.9b Perincian Tingkat Pendidikan..... | 75 |
| Tabel 4.10 Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji..... | 76 |
| Tabel 4.11 <i>Fixed Capital Investment</i> | 87 |
| Tabel 4.12 <i>Working Capital</i> | 87 |
| Tabel 4.13 <i>Manufacturing Cost</i> | 88 |
| Tabel 4.14 <i>General Expense</i> | 88 |
| Tabel 5.1 Hasil Evaluasi Ekonomi..... | 92 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|----|
| gambar 3.1 Grafik Hubungan Tahun dengan Kebutuhan Bensin..... | 33 |
| Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Etanol..... | 39 |
| Gambar 4.2 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Etanol..... | 43 |
| Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif..... | 44 |
| Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif..... | 45 |
| Gambar 4.5 Skema Proses Pengolahan Air Sungai..... | 60 |
| Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan..... | 80 |
| Gambar 4.7 Hubungan Tahun dengan Indeks Harga..... | 82 |
| Gambar 4.8 Nilai BEP dan SDP..... | 91 |



ABSTRACT

Preliminary design of bioethanol plant from starch with capacity 50,000 ton/year is planned to be built in Middle Lampung. This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 149 employees.

Raw material needed is starch 13.096,82 kg/hour. The production process will be operated at temperature 90°C for hydrolysis and 35°C for fermentation, at pressure about of 1 atm using Continuous Stirred Tank Reactor. The utility consist of 94.287,3 kg/hour of cooling water, 1200 kg/hour of housing water, 28.753,2 kg/hour of steam, 316,4 m³/hour of fuel while the power of electricity of about 290 kVA provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp. 112.893.009.556, working capital of about Rp 114.082.917.202. The profit before tax is Rp.27.643.117.053 while the profit after tax is Rp. 13.821.558.526. Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 24,49% while after tax is 12,24%. Pay out time (POT) before tax is 2,90 years while after tax is 4,50 years. The value of break evek point (BEP) for about 57,42 % and shut down point (SDP) of about 36,57 %. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of bioethanol with capacity 50,000 ton/years feasible to be built.



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sebagai bangsa yang besar dengan jumlah penduduk lebih dari 220 juta jiwa, Indonesia menghadapi masalah energi yang cukup mendasar. Minyak bumi sebagai sumber energi utama yang tidak terbarukan tingkat ketersediaanya semakin berkurang. Produksi minyak bumi Indonesia yang telah mencapai puncaknya pada tahun 1977 yaitu sebesar 1,7 juta barel per hari terus menurun hingga tinggal 1,125 juta barel per hari tahun 2004. Di sisi lain konsumsi minyak bumi terus meningkat dan tercatat 0,95 juta barel per hari tahun 2000, menjadi 1,0516 juta barel per hari tahun 2003 dan sedikit menurun menjadi 1,0362 juta barel per hari tahun 2004. Cadangan minyak bumi Indonesia diperkirakan akan habis dalam waktu 20 tahun (Subur, 2007).

Kebutuhan bensin meningkat dari tahun ke tahun seiring dengan terus bertambahnya kendaraan bermotor berbahan bakar bensin. Konsumsi bensin di Indonesia dari tahun 1999 sampai dengan tahun 2007 terlihat dalam Tabel 1.1.

Tabel 1.1. Konsumsi bensin di Indonesia

| Tahun | konsumsi,milyar liter/th | Sumber |
|-------|--------------------------|---|
| 1999 | 11,00 | http://www.kpbb.org |
| 2000 | 13,30 | http://www.kpbb.org |
| 2004 | 15,00 | http://udarakota.bappenas.go.id |
| 2007 | 21,00 | http://apindonesia.com |

Melihat kenyataan di atas perlu dipikirkan pencarian sumber energi alternatif pengganti minyak bumi. Sumber energi baru yang dikembangkan haruslah yang terbarukan dan lebih

ramah lingkungan. Salah satu pilihan sumber energi baru pengganti bensin berbahan baku minyak bumi yaitu bioetanol. Bioetanol mempunyai beberapa keuntungan dan kelebihan bila dibandingkan dengan solar, yaitu (www.cassavabiz.org):

1. Tidak beracun.
2. Ramah terhadap lingkungan
3. Mempunyai nilai oktan lebih tinggi
4. Mengurangi ketergantungan terhadap minyak bumi.

1.2 Tinjauan Pustaka.

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

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

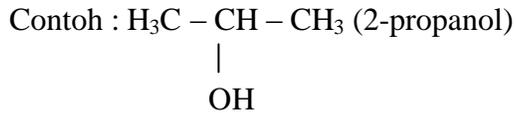
1. Alkohol primer

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

Contoh: $H_3C - CH_2 - OH$ (etanol)

2. Alkohol sekunder

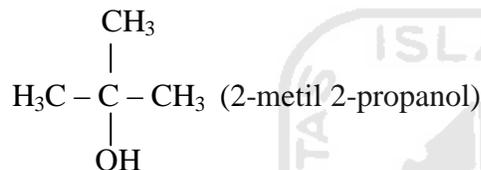
Apabila alkohol dimana gugus hidroksil (-OH) terikat pada atom sekunder, yaitu atom karbon yang mengikat dua atom karbon yang lain.



3. Alkohol tersier

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

Contoh :



Alkohol atau etanol mempunyai sifat-sifat fisis yaitu (Sabirin, 1997):

1. Sifatnya mudah menguap dan mudah terbakar.
2. Mempunyai bau dan rasa yang khas.
3. Dapat bercampur dengan air, metil alkohol, eter, kloroform dan aseton.
4. Apabila dicampur dengan air akan terjadi peristiwa kontraksi atau penyusutan volume.
5. Pada temperatur kamar dapat berupa zat cair dan tidak berwarna.
6. Sifat-sifat fisis lain (Perry, 1986):
 - Berat molekul : 46,07
 - Berat jenis : 0,789 gr/ml
 - Titik didih : 78,4 °C
 - Titik beku : - 122 °C
 - Panas spesifik : 0,618 cal/gr (23 °C)

- Indeks bias : 1,3651 (15 °C)
- Tegangan permukaan: 22,3 dyne/cm (20 °C)
- Titik nyala api : 12,7 °C
- Spesifik gravity : 0,816 (25,56 °C)
- Viskositas : 0,0141 poise (120 °C)

Pada dasarnya proses pembuatan alkohol ada dua macam yaitu :

1.2.1. Cara sintesis

Dalam proses pembuatan alkohol secara sintesis, yang dipakai sebagai bahan dasar adalah gas etilen yang diperoleh dari gas *cracking* minyak bumi. Proses pembuatan alkohol dengan bahan dasar etilen dapat ditempuh dengan dua cara :

1. Cara Langsung

Proses ini adalah proses hidrasi etilen dengan memakai katalisator asam fosfat, pada suhu 300 °C dan tekanan tinggi dengan perbandingan etilen dan air 1:0,6 sehingga reaksi sebagai berikut:



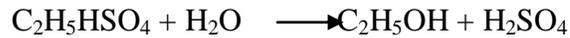
Alkohol yang terbentuk dari hasil reaksi, didinginkan dan dilewatkan dalam *Scrubber* dimana alkohol dilarutkan dalam air, sedangkan gas-gas yang keluar dikembalikan dalam proses.

2. Cara tidak langsung

Dalam proses ini alkohol dibuat dengan penyerapan etilen dari proses *cracking*. Hasil dari proses *cracking* dipompa dari bawah menara penyerap (absorber), kemudian dari atas disemburkan asam sulfat pekat, sehingga reaksi sebagai berikut :



Dari proses tersebut dihasilkan etil hidrogensulfat, selanjutnya didinginkan dan dicampur dengan air dan dilakukan proses hidrolisa, dimana akan terbentuk alkohol, sedangkan asam sulfat dapat diambil kembali.



Uap alkohol diserap dengan air dan diperoleh larutan alkohol dengan kadar sekitar 5%, kemudian dipekatkan dengan *rectifying column*, sehingga akan dihasilkan alkohol dengan kadar 95 %, sedangkan H_2SO_4 cair dipekatkan untuk dipakai kembali.

3. Reduksi Acetaldehyde

Di Switzerland, ethyl alkohol diproduksi dengan cara membuat acetaldehyde dari actylene, kemudian direaksikan atau direduksi menjadi alkohol oleh katalis hidrogenasi Cu dan Ni.



1.2.2. Cara fermentasi

Yaitu yang proses pembuatan alkohol dengan bantuan aktivitas kehidupan dari mikroba. Dalam proses pembuatan etanol proses yang digunakan adalah dengan cara fermentasi hal ini dikarenakan bahan baku yang digunakan dalam proses dapat terbaharukan, mudah didapat dan harganya murah kemudian untuk kondisi operasi cara fermentasi ini hanya membutuhkan suhu yang rendah yaitu antara 35 – 38°C (Prescot dan Cecil 1959). Sedangkan untuk cara sintesis suhu yang digunakan adalah 300°C.

a. Pengertian Fermentasi

Fermentasi berasal dari bahasa latin *fervere* yang berarti 'mendidih'. Istilah Fermentasi dulu dipakai untuk menyatakan perubahan-perubahan/penguraian dari karbohidrat dengan pembentukan gas yaitu CO_2 . Keterangan yang bersifat ilmiah ini pertama kali diberikan oleh ahli kimia perancis Louis Pasteur, dimana fermentasi adalah proses peruraian gula menjadi alkohol dan karbon dioksida yang disebabkan oleh aktivitas sel-sel yeast.

Pasteur berpendapat bahwa penguraian gula dilakukan oleh sel-sel yeast yang hidup dan berkembang biak di dalam cairan fermentasi tanpa pemberian udara. Dengan adanya udara, pertumbuhan ragi akan lebih cepat, tetapi konsumsi gula menurun. Pasteur menunjukkan bahwa adanya udara, 1 gram yeast hanya dapat memproses 4-10 gram gula, sedangkan bila tidak ada udara, yeast dapat memproses 60-80 gram gula.

Keterangan Pasteur tersebut disempurnakan oleh Buchner, memperlihatkan bahwa fermentasi dapat dijalankan dalam larutan gula dengan menggunakan perasan yang berasal dari sel-sel yeast yang telah mati. Kemudian diketahui bahwa cairan ini mengandung suatu zat aktif yang mampu memecah molekul gula dan diberi nama ferment, enzim atau zymase. Jadi menurut Bucher, yang menyebabkan proses fermentasi adalah bukan sel-sel yang hidup, melainkan oleh enzim yang dihasilkan.

Sekarang, fermentasi berarti disimilasi anaerobik dari senyawa-senyawa organik karena aktivitas mikroorganisme atau sel-sel lainnya. Dalam pengertian yang lebih luas ini, fermentasi tidak hanya berarti proses disimilasi anaerobik seperti pembuatan alkohol, butanol-aseton, asam laktat dan lain-lain, tetapi juga industri

yang memproduksi cuka, asam sitrat, penisilin dan antibiotika lainnya, riboflavin dan vitamin lainnya serta enzim-enzim. (Ibrahim S, 1985)

b. Yeast

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

Pertumbuhan yeast sangat dipengaruhi oleh faktor-faktor:

1.Kadar gula

Kadar gula yang tinggi dalam tetes dapat menghambat pertumbuhan yeast, bahkan dapat mematikan. Hal ini terjadi karena timbulnya lisis yang disebabkan oleh perbedaan konsentrasi di dalam dan di luar sel. Cairan sel akan keluar karena konsentrasi padatan di luar sel lebih tinggi daripada di dalam sel. Menurut prescot dan cecil (1959) konsentrasi gula 10-18 % merupakan konsentrasi yang optimal untuk pertumbuhan yeast.

2.Penambahan zat makanan (nutrien)

Dalam pertumbuhan, yeast membutuhkan zat-zat nutrisi untuk sintesa komponen sel dan untuk produksi ATP. Komposisi kimia sel yeast menunjukkan kebutuhan nutrisinya dapat lihat pada tabel 1-2 (White,1954).

Tabel B-1 Komposisi yeast

| Unsur | % Berat |
|-----------------|-------------|
| C | 45-49 |
| H | 5-7 |
| O | 30-35 |
| N | 7,1-10,8 |
| P | 1,9-4,3 |
| K | 1,4-4,3 |
| Ca | 0,005-0,2 |
| Mg | 0,1-0,7 |
| Al | 0,002-0,02 |
| SO ₄ | 0,01-0,05 |
| Cl | 0,004-0,1 |
| Fe | 0,005-0,012 |
| C ₄ | 10-100 ppm |
| S | 0,02-0,2 |
| Abu | 4,7-10,5 |

Dalam fermentasi menggunakan substrat tetes, unsur N, P, K, Mg dan Zn belum mencukupi kebutuhan yeast. Menurut Djoko Wibowo (1990), kekurangan nitrogen dapat disuplai dari garam amonium, urea atau asam amino. Sedangkan kekurangan P dapat disuplai dari arthofosfat dan fosforat.

3. Derajat keasaman

Yeast dapat tumbuh pada kondisi pH 4,5-5,5. Adanya kondisi asam tersebut juga akan menghambat kontaminasi oleh mikroba lain (Prescot and Cecil, 1959). Untuk mendapatkan aktivitas yeast yang optimal, dilakukan pengaturan keasaman tetes yang dilakukan dengan penambahan asam sulfat.

4. Suhu fermentasi

Suhu optimum untuk pertumbuhan dan pengembangbiakan adalah 35-38 °C (presscot dan Cecil, 1959). Pada waktu fermentasi terjadi kenaikan panas, karena

reaksinya eksoterm. Untuk menjegah agar suhu fermentasi tidak naik, perlu pendinginan supaya suhu dipertahankan tetap 35-38 °C.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

1. Etanol

| | |
|---------------------|---|
| Rumus kimia | : C_2H_5OH |
| Bentuk | : Cair tak berwarna |
| Densitas | : 789 kg/m^3 |
| Panas spesifik | : $0,618 \text{ cal/gr (23 } ^\circ\text{C)}$ |
| Konduktifitas panas | : $0,105 \text{ btu/j.ft.}^\circ\text{F}$ |
| Viskositas | : 1 cp |
| Kemurnian | : 98 % |

2.2. Spesifikasi bahan baku

1. Tepung Tapioka (*starch*) (Siti Sangadah, 2000)

| | |
|-----------|--|
| Fase | : padat |
| Komposisi | : - pati : 99 % berat - air 1 % berat |
| Densitas | : $0,995 \text{ kg/ liter}$ |

2. Air

| | |
|-----------------|---|
| Rumus kimia | : H_2O |
| Bentuk | : Cairan bening |
| Densitas | : 998 kg/m^3 |
| Kapasitas panas | : $0,950 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ |
| Viskositas | : 1 cp |

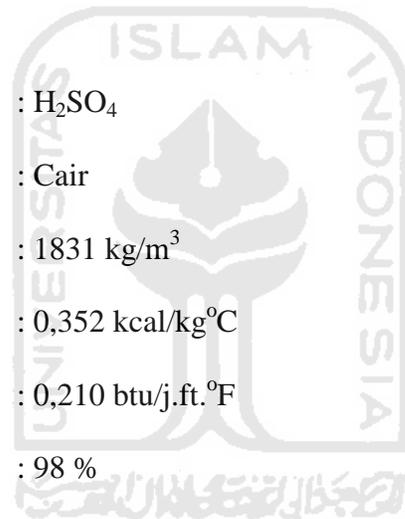
2.3. Bahan Baku Pembantu

1. Yeast (*Sacharomyces cereviseae*)

| | |
|-------------------|---------------------------------|
| Bentuk | : Oval |
| Ukuran (diameter) | : 0,004-0,010 mm |
| Densitas | : 1000 kg/m ³ |
| Capasitas panas | : 0,950 kcal/kg ^o C |
| Konduktivitas | : 0,372 Btu/j.ft ^o F |
| Derajat keasaman | : 4,5-5,5 |

2. Asam Sulfat

| | |
|-----------------|----------------------------------|
| Rumus kimia | : H ₂ SO ₄ |
| Bentuk | : Cair |
| Densitas | : 1831 kg/m ³ |
| Capasitas panas | : 0,352 kcal/kg ^o C |
| Konduktivitas | : 0,210 btu/j.ft. ^o F |
| Kemurnian | : 98 % |



3. Kalsium karbonat

| | |
|-----------------|----------------------------------|
| Rumus kimia | : CaCO ₃ |
| Bentuk | : Padat |
| Densitas | : 2710 kg/m ³ |
| Capasitas panas | : 19,9 cal/gmol ^o C |
| Konduktivitas | : 0,210 btu/j.ft. ^o F |

2.3. Pengendalian kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, penting juga dilakukan pengawasan mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, yaitu nyala lampu, bunyi alarm dsb. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi.

Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

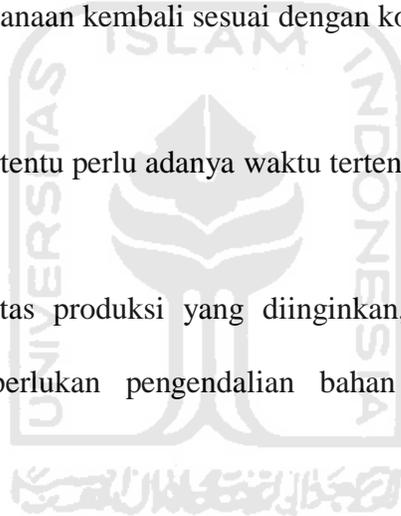
Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Pati dari Gudang (G-01) diangkut menggunakan Belt Conveyor (BC-01) menuju Mixer (M-01) untuk disuspensikan ke dalam air. Selanjutnya suspensi pati dipanaskan dalam Heater (HE-01) dan bersama-sama dengan asam sulfat dimasukkan ke dalam Reaktor (R-01). Reaksi yang terjadi adalah hidrolisis pati menjadi glukosa. Kondisi operasi R-01 yaitu suhu 90°C dan tekanan 1 atm. Persamaan reaksi dituliskan sebagai berikut :



Produk keluar R-01 dimasukkan ke dalam Netralizer (N-01) untuk menghilangkan asam sulfat dengan cara mereaksikannya menggunakan kalsium karbonat. Padatan kalsium sulfat yang terbentuk dipisahkan di dalam Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01). Larutan glukosa selanjutnya dipekatkan di dalam Evaporator (EV-01).

Larutan glukosa keluar EV-01 didinginkan di dalam Cooler (CL-01) lalu dimasukkan ke dalam Reaktor Fermentasi (RF-01). Glukosa difermentasi menjadi etanol dengan bantuan yeast. Kondisi operasi RF-01 yaitu suhu 35°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi:



Produk keluar RF-01 disaring padatnya di dalam RDVF-02. Larutan etanol keluar filter selanjutnya dipanaskan dalam HE-02 dan diumpankan ke dalam Menara Distilasi (MD-01) untuk memurnikan etanolnya. Kondisi operasi MD-01 yaitu tekanan 1 atm, suhu atas 75°C dan suhu bawah 90,8°C. Hasil atas MD-01 berupa etanol kemurnian tinggi selanjutnya didinginkan dalam CL-02 dan disimpan di dalam T-03. Hasil bawah MD-01 berupa air limbah selanjutnya didinginkan dalam CL-03 dan dibuang di unit pengolahan air limbah.

3.2. Spesifikasi Alat

1. Akumulator (AC-01)

Fungsi : Menampung cairan sementara hasil CD-01

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kondisi operasi : T : 75 °C

P : 1 atm

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Volume : 4,19 m³

Diameter : 1,39 m

Panjang : 2,77 m

2. Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Mengangkut pati dari Gudang -01 ke Mixer-01

Jenis : *Belt Conveyor Continuous Closed*

Jumlah : 1 buah

Lebar belt : 14,0 in

Panjang belt : 37,8 ft

Daya motor : 0,5 Hp

3. Belt Conveyor (BC-02)

Fungsi : Mengangkut CaCO₃ dari Gudang -02 ke N-01

Jenis : *Belt Conveyor Continuous Closed*

Jumlah : 1 buah

Lebar belt : 14,0 in

Panjang belt : 37,8 ft

Daya motor : 0,5 hp

4. Belt Conveyor (BC-03)

Fungsi : Mengangkut pati dari Gudang -03 ke RF-01

Jenis : *Belt Conveyor Continuous Closed*

Jumlah : 1 buah

Lebar belt : 14,0 in

Panjang belt : 37,8 ft

Daya motor : 0,5 hp

5. Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan hasil atas MD-01

Type : *Horisontal Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1

Shell Side

ID : 12 in

Baffle : 12 in

Pass : 1

Tube Side

Jumlah : 50

Panjang : 16 ft

OD, BWG : 3/4, 16

ID : 0,62 in



Pitch : 15/16 triangular

Pass : 4

6. Cooler (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan larutan glukosa sebelum diumpankan ke RF-01

Jenis : *Shell and tube*

Tube side :

Tube : Diameter luar (ODt) = 0,020 m

Diameter dalam (IDt) = 0,016 m

Panjang (L) = 4,880 m

Pitch = square pitch 1,25 ODt = 0,025 m

jumlah tube = 360

jumlah pass = 4

fluida : air pendingin

Pressure drop = 1,146 Psia

Shell side :

shell : Diameter shell (Ds) = 0,52 m

Baffle spacing (B) = 0,13 m

jumlah pass = 1

fluida : larutan glukosa

Pressure drop = 3,055 Psi

Rd terhitung = 0,0040 ft² °F j/Btu

Rd dibutuhkan = 0,0020 ft² °F j/Btu

7. Cooler (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan produk etanol

Jenis : *Shell and tube*

Tube side :

Tube : Diameter luar (ODt) = 0,020 m

Diameter dalam (IDt) = 0,016 m

Panjang (L) = 4,880 m

Pitch =square pitch 1,25 ODt = 0,025 m

jumlah tube = 90

jumlah pass = 8

fluida : air pendingin

Pressure drop = 3,323 Psia

Shell side :

shell : Diameter shell (Ds) = 0,52 m

Baffle spacing (B) = 0,1 m

jumlah pass = 1

fluida : Etanol

Pressure drop = 0,958 Psi

Rd terhitung = 0,0073 ft² °F j/Btu

Rd dibutuhkan = 0,0020 ft² °F j/Btu

8. Cooler (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah MD-01

Jenis : *Shell and tube*

Tube side :

Tube : Diameter luar (ODt) = 0,020 m
 Diameter dalam (IDt) = 0,016 m
 Panjang (L) = 4,880 m
 Pitch =square pitch 1,25 ODt = 0,025 m
 jumlah tube = 250
 jumlah pass = 4

fluida : air pendingin

Pressure drop = 0,599 Psia

Shell side :

shell : Diameter shell (Ds) = 0,52 m
 Baffle spacing (B) = 0,07 m
 jumlah pass = 1

fluida : air

Pressure drop = 0,139 Psi

Rd terhitung = 0,0044 ft² °F j/Btu

Rd dibutuhkan = 0,0020 ft² °F j/Btu

9. Evaporator (EV-01)

Fungsi : mengurangi kadar air dari larutan glukosa

Alat : *vertical long tube*

Tube side :

Tube : Diameter luar (ODt) = 0,750 in
 Diameter dalam (IDt) = 0,620 in

Panjang (L) = 20,000 ft

Pitch = square pitch 1,25 ODt = 0,938 m

jumlah tube = 175

jumlah pass = 1

fluida : larutan glukosa

Pressure drop = 1,34 psi

Shell side :

shell : Diameter shell (Ds) = 17,25 in

Baffle spacing (B) = 17,25 in

jumlah pass = 1

fluida : Steam

Pressure drop = 0,035 psi

Rd terhitung = 0,0012 ft² °F j/Btu

Rd dibutuhkan = 0,0010 ft² °F j/Btu

10. Filter (RDVF-01)

Fungsi : Memisahkan larutan glukosa dari endapan pati

Jenis : *Rotary Drum Vacuum Filter*

Luas medium Filter : 47 ft²

Diameter drum : 5,47 ft²

Lebar drum : 2,73 ft²

Tebal cake : 0,5 in

Putaran : 1 rpm

Tenaga motor blower : 15 Hp

Jumlah : 1 Buah

11. Filter (RDVF-02)

Fungsi : Memisahkan larutan etanol dari endapan yeast

Jenis : *Rotary Drum Vacuum Filter*

Luas medium Filter : 2,6 ft²

Diameter drum : 1,28 ft²

Lebar drum : 0,64 ft²

Tebal cake : 0,5 in

Putaran : 1 rpm

Tenaga motor blower : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

12. Gudang (G-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku pati untuk keperluan proses 1 minggu

Jenis : Bangunan tertutup

Lebar : 40 m

Panjang : 75 m

Jumlah : 1 buah

13. Gudang (G-02)

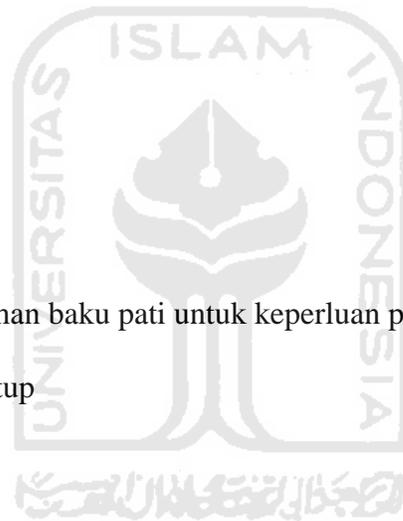
Fungsi : Menyimpan bahan baku CaCO₃ untuk keperluan proses 1 minggu

Jenis : Bangunan tertutup

Lebar : 10 m

Panjang : 15 m

Jumlah : 1 buah



14. Gudang (G-03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku yeast untuk keperluan proses 1 minggu

Jenis : Bangunan tertutup

Lebar : 5 m

Panjang : 11 m

Jumlah : 1 buah

15. Heater (HE-01)

Fungsi : Untuk memanaskan fluida keluar M-01 sebelum diumpankan ke reaktor

Jenis : *Shell and tube*

Tube side :

Tube : Diameter luar (ODt) = 0,020 m

Diameter dalam (IDt) = 0,016 m

Panjang (L) = 4,880 m

Pitch =square pitch 1,25 ODt = 0,025 m

jumlah tube = 1000

jumlah pass = 2

fluida : Steam

Pressure drop = 2,217 Psia

Shell side :

shell : Diameter shell (Ds) = 0,25 m

Baffle spacing (B) = 0,25 m

jumlah pass = 1

fluida : fluida proses

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop} &= 5,700 \text{ Psi} \\ \text{Rd terhitung} &= 0,0111 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F j/Btu} \\ \text{Rd dibutuhkan} &= 0,0020 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F j/Btu} \end{aligned}$$

16. Heater (HE-02)

Fungsi : memanaskan fluida keluar RDVF-01 sebelum diumpankan ke MD-01

Jenis : *Shell and tube*

Tube side :

$$\begin{aligned} \text{Tube : Diameter luar (ODt)} &= 0,020 \text{ m} \\ \text{Diameter dalam (IDt)} &= 0,016 \text{ m} \\ \text{Panjang (L)} &= 4,880 \text{ m} \\ \text{Pitch =square pitch 1,25 ODt} &= 0,025 \text{ m} \\ \text{jumlah tube} &= 38 \\ \text{jumlah pass} &= 2 \end{aligned}$$

fluida : steam

$$\text{Pressure drop} = 0,786 \text{ Psia}$$

Shell side :

$$\begin{aligned} \text{shell : Diameter shell (Ds)} &= 0,25 \text{ m} \\ \text{Baffle spacing (B)} &= 0,25 \text{ m} \\ \text{jumlah pass} &= 1 \end{aligned}$$

fluida : fluida proses

$$\text{Pressure drop} = 0,358 \text{ Psi}$$

$$\text{Rd terhitung} = 0,0074 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F j/Btu}$$

$$\text{Rd dibutuhkan} = 0,0020 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F j/Btu}$$

17. Menara Distilasi (MD-01)

| | |
|----------------------|------------------------------------|
| Fungsi | : Memisahkan etanol dari air |
| Jenis | : <i>sieve plate</i> |
| Tinggi menara | : 21,00 m |
| Diameter menara | : 0,65 m |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel</i> |
| Tebal <i>shell</i> : | course 1 : 4,76 mm |
| | course 2 : 6,25 mm |
| | course 3 : 7,94 mm |
| Jenis head | : <i>torispherical dished head</i> |
| Tebal head | : 4,76 mm |
| Isolator | : <i>mineral wool</i> |
| Tebal isolator | : 0,02 m |
| Jumlah plate | : 36 |
| Tekanan : top | : 1 atm |
| | bottom : 1,34 atm |
| Suhu top | : 75 °C |
| Suhu bottom | : 90,8 °C |
| Plate spacing | : 0,50 m |

18. Mixer (M-01)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | : Mensuspensikan pati yang keluar dari G-01 |
| Bahan konstruksi | : stainless steel |
| Volume | : 3,60 m ³ |

Tinggi : 2,31 m

Diameter : 1,54 m

Motor pengaduk: 3 Hp

Jumlah : 1 buah

19. Netralizer (N-01)

Fungsi : Menetralkan asam sulfat dengan kalsium karbonat

Bahan konstruksi : stainless steel

Volume : 7,54 m³

Tinggi : 2,83 m

Diameter : 1,88 m

Motor pengaduk: 20 Hp

Jumlah : 1 buah

20. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompa bahan baku air dari tangki penyimpanan ke Mixer-01

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 164,06798 gpm

Head pompa : 12,68 ft

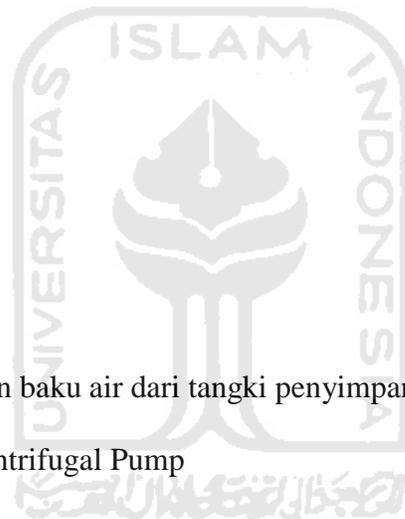
Power Motor : 1 Hp

21. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa suspensi pati dari mixer ke reaktor

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah



Kapasitas : 233,3 gpm

Head pompa : 9,7 ft

Power Motor : 1 Hp

22. Pompa (P-03)

Fungsi : Memompa asam sulfat dari T-02 ke R-01

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1,3 gpm

Head pompa : 15,4 ft

Power Motor : 2 Hp

23. Pompa (P-04)

Fungsi : Memompa produk R-01A ke R-01B

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 240,3 gpm

Head pompa : 9,8 ft

Power Motor : 2 Hp

24. Pompa (P-05)

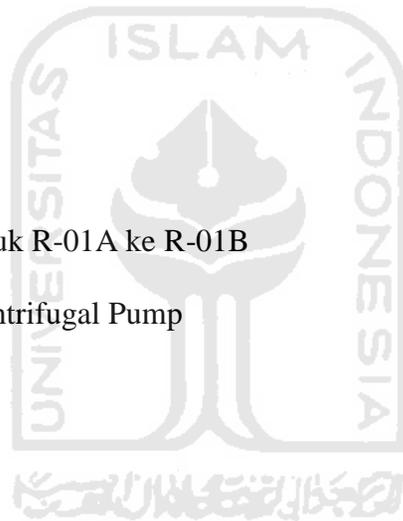
Fungsi : Memompa produk R-01B ke R-01C

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 240,3 gpm

Head pompa : 9,8 ft



Power Motor : 2 Hp

25. Pompa (P-06)

Fungsi : Memompa produk R-01C ke N-01

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 240,3 gpm

Head pompa : 9,8 ft

Power Motor : 2 Hp

26. Pompa (P-07)

Fungsi : Memompa produk N-01

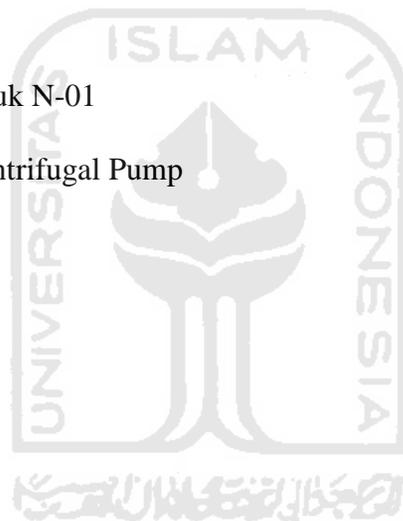
Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 241,3 gpm

Head pompa : 9,8 ft

Power Motor : 2 Hp



27. Pompa (P-08)

Fungsi : Memompa produk RDVF-01 ke EV-01

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 234,6 gpm

Head pompa : 14,7 ft

Power Motor : 1 Hp

28. Pompa (P-09)

Fungsi : Memompa produk RF-01 ke RDVF-02

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 59,4 gpm

Head pompa : 8,16 ft

Power Motor : 0,5 Hp

29. Pompa (P-10)

Fungsi : Memompa produk RDVF-02 ke MD-01

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 53,4 gpm

Head pompa : 34,5 ft

Power Motor : 1 Hp

30. Pompa (P-11)

Fungsi : Memompa produk AC-01 ke MD-01

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 164,06798 gpm

Head pompa : 66,7 ft

Power Motor : 2 Hp

31. Pompa (P-12)

Fungsi : Memompa produk bawah MD-01 ke UPAL



Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 21,4 gpm

Head pompa : 14,7 ft

Power Motor : 0,5 Hp

32. Pompa (P-13)

Fungsi : Memompa bahan baku asam sulfat dari tank truck ke T-02

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 13,4 gpm

Head pompa : 43,1 ft

Power Motor : 1 Hp

33. Pompa (P-14)

Fungsi : Memompa produk etanol dari T-03 ke tank truck

Tipe : Single Stage Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 408,6 gpm

Head pompa : 10,9 ft

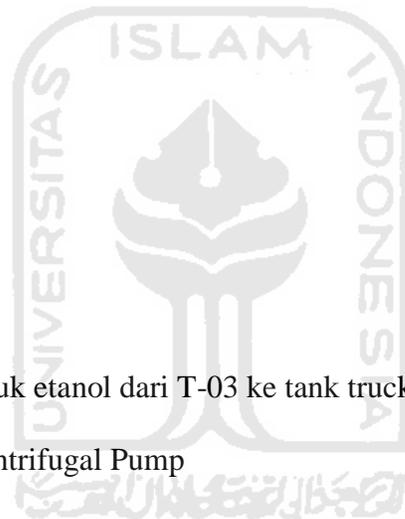
Power Motor : 2 Hp

34. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan pati menjadi glukosa

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

Kondisi operasi :



P : 1 atm

T : 90 °C

Diameter : 2,29 m

Tinggi cairan : 2,89 m

Tinggi reaktor : 3,23 m

Kecepatan putaran pengaduk : 1,83 rps

Daya motor : 7,5 Hp

Jumlah : 3 buah

35. Reaktor Fermentasi (RF-01)

Fungsi : Mereaksikan glukosa menjadi etanol dengan bantuan *Saccharomyces cerevisiae*

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

Kondisi operasi : P = 1 atm

T = 35 oC

Tinggi reaktor : 4,36 m

Diameter reaktor: 3,05 m

Lebar Baffle : 0,29 m

Diameter pengaduk: 0,97 m

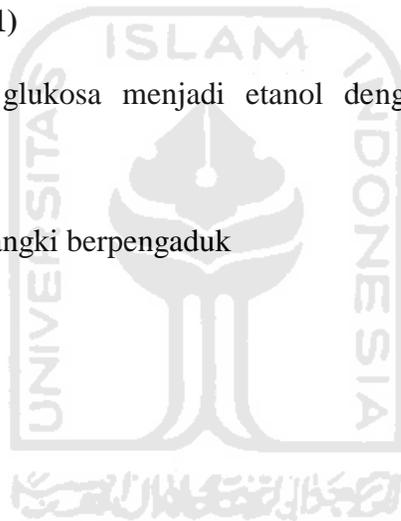
Kecepatan pengaduk: 90 rpm

Daya motor : 20 Hp

36. Reboiler (RB-01)

Tube side :

Tube : Diameter luar (ODt) : 0,75 in



Diameter dalam (IDt) : 0,620 in
Panjang (L) : 16,000 ft
Pitch =square pitch 1,25 ODt : 1,000 in
jumlah tube : 24
jumlah pass : 2
fluida : steam
Pressure drop : 0,612 psi

Shell side :

shell : Diameter shell (Ds) : 27 in
Baffle spacing (B) : 5,4 in
jumlah pass : 1
fluida : fluida proses
Pressure drop : 0,038 psi
Rd terhitung : 0,0053 ft² °F j/Btu
Rd dibutuhkan : 0,0025 ft² °F j/Btu

Bahan bakar yang digunakan adalah Residual Fuel Oil No 4.

37. Tangki Penyimpan (T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku air selama 8 jam
Jenis : Flat bottomed cylindrical vessel
jumlah : 1
Bahan konstruksi : carbon steel
Volume : 307,29 m³
Diameter : 7,3152 m

Tinggi : 7,3152 m

38. Tangki Penyimpan (T-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku asam sulfat selama 1 minggu

Jenis : Flat bottomed cylindrical vessel

jumlah : 1

Bahan konstruksi : stainless steel

Volume : 38,4112 m³

Diameter : 3,6576 m

Tinggi : 3,6576 m

39. Tangki Penyimpan (T-03)

Tugas : Menyimpan produk etanol selama 1 minggu

Jenis : Flat bottomed cylindrical vessel

jumlah : 1

Bahan konstruksi : carbon steel

Volume : 1646,88 m³

Diameter : 12,8016 m

Tinggi : 12,8016 m

3.3. Perencanaan Produksi

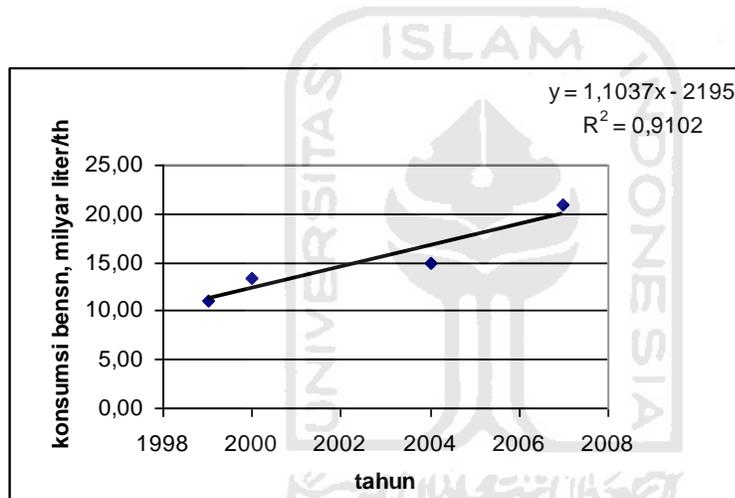
Kapasitas pabrik yang dirancang dipilih dengan dua pertimbangan, yaitu kapasitas pabrik etanol yang sudah berdiri dan perkiraan kebutuhan pasar akan etanol. Adapun beberapa pabrik etanol yang sudah berdiri terlihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.1. Kapasitas pabrik etanol di berbagai negara

| Negara | Nama perusahaan | kapasitas, ton/th |
|-----------|-----------------------------------|-------------------|
| Vietnam | Bien Hoa Sugar Co | 50.000 |
| Finlandia | St1's Etanolix | 40.000 |
| Vietnam | PetroVietnam Tourism & Service Co | 80.000 |
| Filipina | San Carlos Bioenergy, Inc | 40.000 |
| Indonesia | PT. Budi Acid Jaya | 60.000 |

Etanol mayoritas digunakan sebagai bahan pengganti bensin di masa mendatang. Tabel 1.1.

Menunjukkan konsumsi bensin di Indonesia dari tahun 1999 sampai dengan tahun 2007.



Gambar 3.1. Grafik hubungan tahun dengan kebutuhan bensin

Pabrik etanol direncanakan didirikan tahun 2014. Untuk memperkirakan kebutuhan bensin pada tahun 2014 maka dibuat hubungan antara tahun dengan konsumsi bensin dengan regresi linier. Hasil regresi terlihat dalam Gambar 1.1.

Persamaan yang diperoleh :

$$\text{Konsumsi bensin (milyar liter/th)} = 1,1037 \times \text{tahun} - 2195 \quad \dots(1)$$

Kebutuhan bensin tahun 2014 diperoleh dari persamaan (1) sebesar 27,85 milyar liter/tahun.

Etanol digunakan sebagai substitusi bensin sebesar 3% konsumsi nasional (ESDM, 2005).

Maka kebutuhan bensin tahun 2014 sebesar = $\frac{3}{97} \times 27,85$ milyar liter = 0,861 milyar liter.

Densitas etanol = 0,789 kg/L. Maka kebutuhan etanol = $0,861 \times 0,789 = 0,6796$ juta ton/th.

Dari dua pertimbangan diatas maka diambil kapasitas pabrik etanol yang dirancang sebesar 50.000 ton/th.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pabrik etanol direncanakan akan didirikan di Lampung Tengah, dengan pertimbangan sebagai berikut:

A. Faktor utama

1. Sumber bahan baku

Sumber bahan baku tepung tapioka yang digunakan dalam pembuatan etanol diperoleh dari PT. Budi Acid Jaya, Lampung Tengah, yang memproduksi tepung tapioka sebesar 645.000 ton/tahun.

2. Pemasaran

Etanol sebagian besar digunakan sebagai gasohol. Lokasi tidak terlalu jauh dari kota-kota besar seperti Bandar Lampung, dan Jabodetabek sehingga pemasaran mudah dilakukan.

3. Penyediaan Air

Didalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan-kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan *boiler*. Kebutuhan akan air ini diperoleh dari Sungai Wai Seputih .

4. Keadaan geografis dan iklim

Lokasi yang dipilih merupakan daerah bebas banjir, gempa dan angin topan, sehingga keamanan bangunan pabrik terjamin.

B. Faktor Khusus

1. Transportasi

Di Kabupaten Lampung Tengah telah sekitar 46 industri sehingga sistem transportasi untuk mengangkut bahan baku dan produk telah tersedia dengan baik.

2. Tenaga Kerja

Tenaga kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar. Karena lokasinya cukup dekat dengan pemukiman penduduk, selain dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitarnya.

3. Limbah Pabrik

Limbah meliputi padatan, cairan dan lumpur. Kotoran-kotoran ini memerlukan penanganan yang serius untuk mencegah terjadinya pencemaran lingkungan sebagai akibat bahan-bahan polutan tersebut. Karena itu, hasil buangan pabrik sebelum di buang ke lingkungan, diolah terlebih dahulu dan juga disediakan tempat penimbunan bahan buangan padat.

4. Peraturan Pemerintah dan Peraturan Daerah

Pemerintah saat ini sedang menggalakkan iklim investasi di daerah. Apalagi saat ini era otonomi daerah (otda) dimana pemerintah kabupaten sangat membuka kesempatan investasi di daerahnya, karena dengan begitu akan menambah pemasukan pendapatan asli daerah tersebut.

5. Karakteristik Tanah

Struktur tanah di Kabupaten Lampung Tengah tergolong stabil, sehingga tidak perlu untuk diragukan lagi.

6. Kemungkinan Perluasan Pabrik

Lahan yang tersedia cukup luas sehingga memungkinkan untuk melakukan perluasan pabrik.

4.2. Tata Letak Pabrik

Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu: kemungkinan perluasan pabrik, aliran bahan, elevasi peralatan, keamanan dan keselamatan kerja.

Beberapa hal pokok yang juga harus diperhatikan antara lain :

- Penentuan letak alat harus sedemikian sehingga memberikan ruang gerak yang cukup dalam perbaikan, pemasaran dan perawatan alat.
- Pengaturan tata letak peralatan harus menurut aliran proses, sehingga memudahkan aliran bahan, aliran pipa, alat kontrol, pengawasan dan keamanan.
- Susunan peralatan pabrik diatur untuk memberikan kemudahan kerja pemadam kebakaran, kepastian keamanan, dan keselamatan kerja. Disamping itu harus tersedia lebih dari satu jalan keluar bila terjadi kecelakaan di satu lokasi.
- Adanya area yang cukup untuk pengembangan pabrik ataupun pemasangan alat baru.

Hasil perancangan tata letak pabrik etanol terlihat dalam Tabel 4.2. dan Gambar 4.1.

Tabel 4.1. Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik

Luas tanah : 31.000 m²

| No | Lokasi | Luas,m ² |
|----|------------------|---------------------|
| 1 | Pos jaga | 12 |
| 2 | Kantor keamanan | 110 |
| 3 | Parkir karyawan | 560 |
| 4 | <i>Cafeteria</i> | 230 |
| 5 | Kantor | 1400 |

| | | |
|----|------------------------|-------|
| 6 | Parkir tamu | 500 |
| 7 | Laboratorium | 330 |
| 8 | Kantor R & D | 330 |
| 9 | Unit pengolahan limbah | 2200 |
| 10 | Bengkel | 670 |
| 11 | <i>Fire station</i> | 350 |
| 12 | Area Proses | 2000 |
| 13 | <i>Control room</i> | 150 |
| 14 | Daerah Pengembangan | 2000 |
| 15 | Area Utilitas | 1800 |
| 16 | Kantor Utilitas | 150 |
| 17 | Area Penyimpanan | 2200 |
| 18 | Tempat ibadah | 150 |
| 19 | Klinik kesehatan | 200 |
| | Total | 15120 |

4.3. Tata Letak Alat Proses

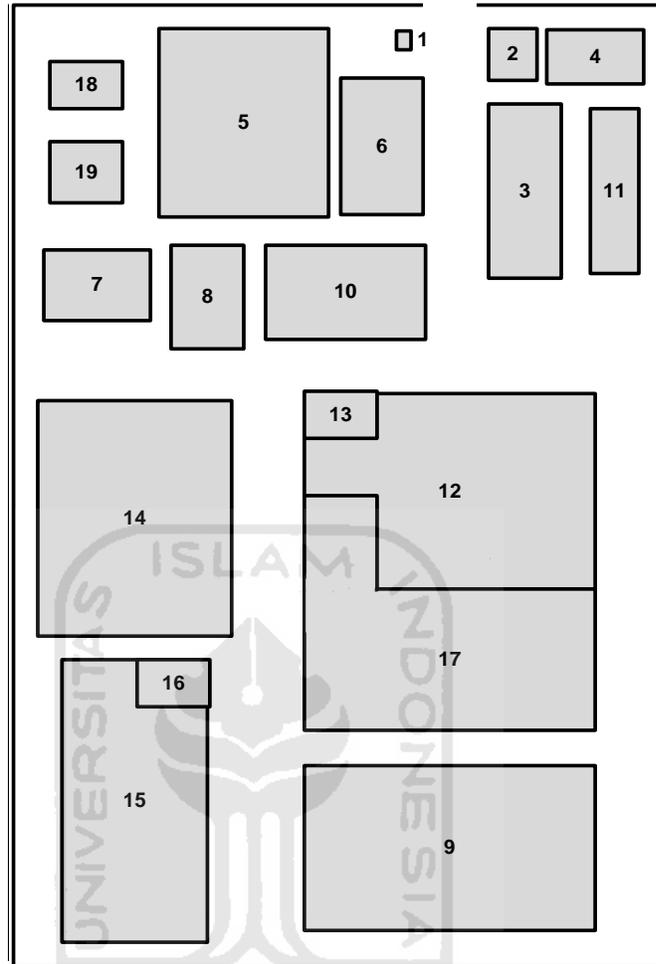
Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

Keterangan :

1. Pos jaga
2. Kantor keamanan
3. Parkir karyawan
4. *Cafetaria*
5. Kantor
6. Parkir tamu
7. Laboratorium
8. Kantor R & D
9. Unit pengolahan limbah
10. Bengkel
11. *Fire station*
12. Area Proses
13. *Control room*
14. Daerah Pengembangan
15. Area Utilitas
16. Kantor Utilitas
17. Area Penyimpanan
18. Tempat ibadah
19. Klinik kesehatan



Skala 1 : 1500

Gambar 4.1. Tata letak pabrik etanol

2. Aliran udara

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

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

7. *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 bahan baku 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 dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

◆ Umur alat

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

◆ Bahan baku

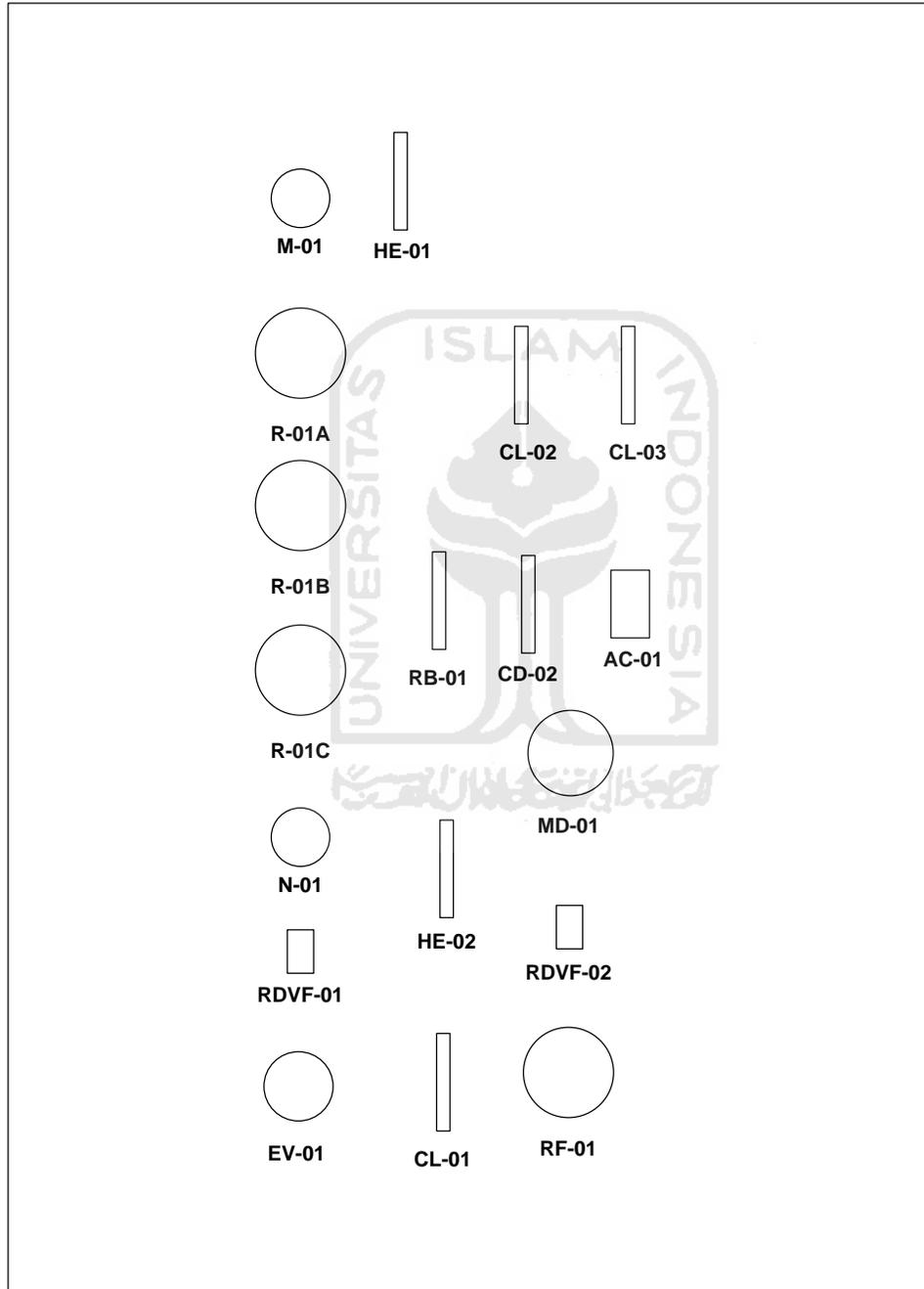
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya 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.

Tata letak peralatan pabrik etanol dilihat pada gambar berikut :

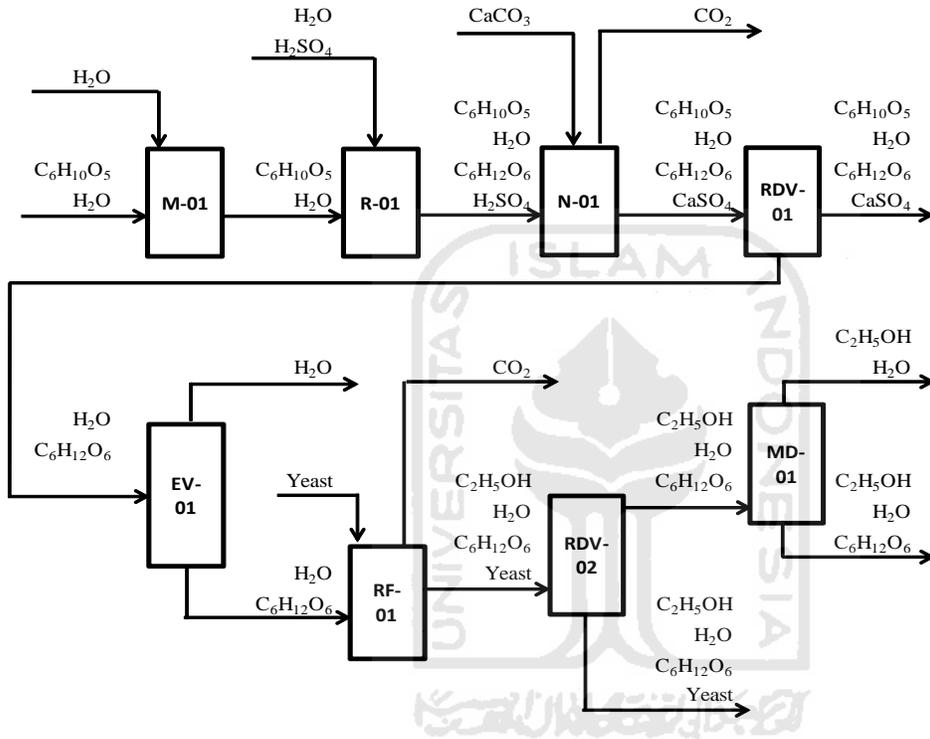


Skala 1 : 200

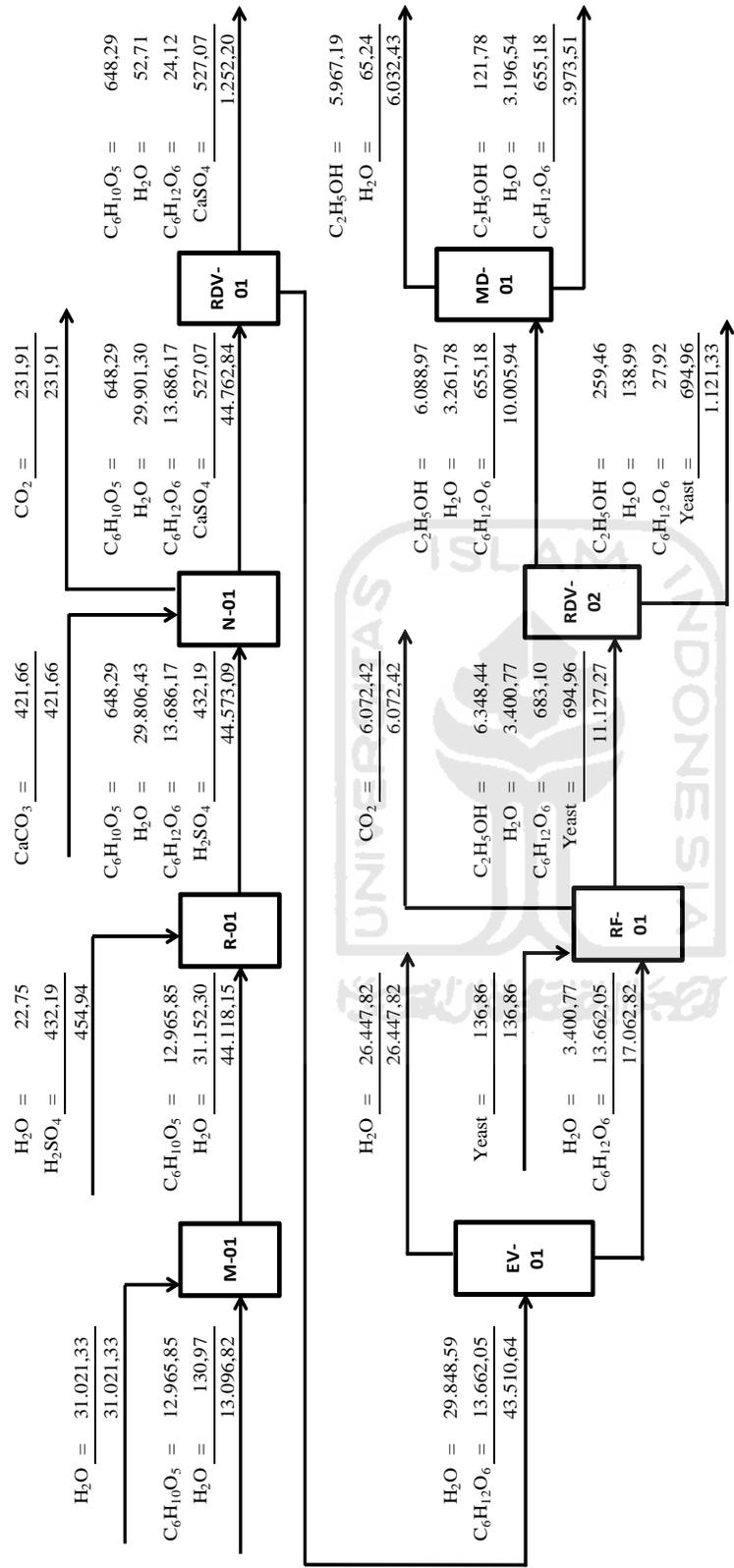
Gambar 4.2. Tata letak peralatan proses pabrik etanol

4.4. Alir Proses dan Material

Diagram alir proses terlihat dalam Gambar 4. 3 dan 4.4.



Gambar 4.3. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitatif

4.4.1. Perhitungan Neraca Massa

4.4.1.1. Neraca Massa Total (satuan dalam kg/jam)

Tabel 4.2. Neraca massa total

| Masuk | | | Keluar | | |
|--------|---|-------------|--------|---|-------------|
| Arus | Senyawa | kg/j | Arus | Senyawa | kg/j |
| 1 | H ₂ O | 31.021,3289 | 11 | CO ₂ | 231,9120 |
| 2 | C ₆ H ₁₀ O ₅ | 12.965,8482 | 12 | C ₆ H ₁₀ O ₅ | 648,2924 |
| | H ₂ O | 130,9682 | | H ₂ O | 52,7073 |
| 4 | H ₂ O | 22,7471 | | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 24,1247 |
| | H ₂ SO ₄ | 432,1949 | | CaSO ₄ | 527,0727 |
| 9 | CaCO ₃ | 421,6581 | 14 | H ₂ O | 26.447,8213 |
| 16 | Yeast | 136,8617 | 20 | C ₂ H ₅ OH | 259,4638 |
| | | | | H ₂ O | 138,9913 |
| | | | | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 27,9187 |
| | | | | Yeast | 694,9564 |
| | | | 21 | C ₂ H ₅ OH | 121,7794 |
| | | | | H ₂ O | 3.196,5445 |
| | | | | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 655,1837 |
| | | | 22 | C ₂ H ₅ OH | 5.967,1919 |
| | | | | H ₂ O | 65,2356 |
| | | | 23 | CO ₂ | 6.072,4162 |
| Jumlah | | 45.131,6071 | Jumlah | | 45.131,6071 |

4.4.1.2. Neraca Massa Peralatan

A. Reaktor -01(satuan dalam kg/jam)

Tabel 4.3. Neraca massa Reaktor-01

| Masuk | | | Keluar | | |
|--------|---|--------------------------------|--------|---|-------------|
| Arus | Senyawa | kg/j | Arus | Senyawa | kg/j |
| 5 | C ₆ H ₁₀ O ₅ | 12.965,8482 | 8 | C ₆ H ₁₀ O ₅ | 648,2924 |
| | H ₂ O | 31.175,0442 | | H ₂ O | 29.806,4269 |
| | H ₂ SO ₄ | 432,1949 | | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 13.686,1731 |
| | | H ₂ SO ₄ | | 432,1949 | |
| Jumlah | | 44.573,0873 | Jumlah | | 44.573,0873 |

B. Reaktor Fermentasi- 01 (satuan dalam kg/jam)

Tabel 4.4. Neraca massa Reaktor Fermentasi-01

| Masuk | | | Keluar | | |
|--------|---|-------------|---|----------------------------------|-------------|
| Arus | Senyawa | kg/j | Arus | Senyawa | kg/j |
| 15 | H ₂ O | 3.400,7714 | 17 | C ₂ H ₅ OH | 6.348,4351 |
| | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 13.662,0484 | | H ₂ O | 3.400,7714 |
| 16 | Yeast | 136,8617 | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 683,1024 | |
| | | | Yeast | 694,9564 | |
| | | | 23 | CO ₂ | 6.072,4162 |
| Jumlah | | 17.199,6815 | Jumlah | | 17.199,6815 |

C. Menara Distilasi 01 (satuan dalam kg/jam)

Tabel 4.5. Neraca massa menara distilasi-01

| Masuk | | | Keluar | | |
|--------|---|-------------|--------|---|-------------|
| Arus | Senyawa | kg/j | Arus | Senyawa | kg/j |
| 19 | C ₂ H ₅ OH | 6.088,9713 | 21 | C ₂ H ₅ OH | 121,7794 |
| | H ₂ O | 3.261,7801 | | H ₂ O | 3.196,5445 |
| | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 655,1837 | | C ₆ H ₁₂ O ₆ | 655,1837 |
| | Jumlah | 10.005,9351 | 22 | C ₂ H ₅ OH | 5.967,1919 |
| | | | | H ₂ O | 65,2356 |
| Jumlah | | 10.005,9351 | Jumlah | | 10.005,9351 |

4.4.2. Neraca Panas (satuan dalam Btu/jam)

A. Reaktor

Tabel 4.6. Neraca panas Reaktor-01

| Masuk | Panas, kJ/j | Keluar | Panas, kJ/j |
|---------------|-----------------|----------------|-----------------|
| umpan reaktor | 9.891.846,1113 | produk reaktor | 9.594.309,2885 |
| Panas reaksi | 290.388,8413 | pendingin | 587.925,6640 |
| Jumlah | 10.182.234,9525 | | 10.182.234,9525 |

B. Reaktor Fermentasi-01

Tabel 4.7. Neraca panas Reaktor Fermentasi-01

| Masuk | Panas, kJ/j | Keluar | Panas, kJ/j |
|---------------|-----------------|----------------|-----------------|
| umpan reaktor | 5.559.078,1829 | Produk reaktor | 5.094.598,7204 |
| Panas reaksi | 9.615.520,5375 | pendingin | 10.080.000 |
| Jumlah | 15.174.598,7204 | | 15.174.598,7204 |

C. Menara Distilasi-01

Tabel 4.8. Neraca panas menara distilasi-01

| Masuk | Panas, kJ/j | Keluar | Panas, kJ/j |
|----------------|----------------|---------------------|----------------|
| umpan MD-01 | 4.114.882,1443 | top produk MD-01 | 3.851.760,4399 |
| reboiler RB-01 | 3.625.489,8019 | bottom produk MD-01 | 249.794,7096 |
| | | Panas hilang | 124.821,0527 |
| | | Condenser CD-01 | 3.513.996 |
| Jumlah | 7.740.371,9461 | | 7.740.371,9461 |

4.5. Pelayanan teknik (utilitas)

Unit utilitas merupakan bagian penunjang proses yang sangat penting dalam suatu pabrik. Unit utilitas ini akan menyediakan kebutuhan pabrik antara lain:

1. Air dan steam
2. Udara tekan
3. Tenaga listrik dan bahan bakar

4.5.1. Unit Penyedia Air dan Steam

Unit ini akan menyediakan air untuk pendingin proses, air untuk sanitasi (air minum, keperluan kantor, perumahan, dll) dan steam.

Kebutuhan air meliputi:

A. Air Pendingin

| | | | |
|-------|---|----------|------|
| RF-01 | : | 18535.63 | kg/j |
| R-01 | : | 6216.812 | kg/j |
| CD-01 | : | 12817.09 | kg/j |
| CL-01 | : | 34047.87 | kg/j |
| CL-02 | : | 5124.876 | kg/j |
| CL-03 | : | 17545.06 | kg/j |
| <hr/> | | | |
| Total | : | 94287.3 | kg/j |

Apabila yang dapat diambil kembali dalam cooling tower 90% maka make up air pendingin proses 9428.7 kg/j

B. Steam

Adapun kebutuhan steam adalah:

| | | | |
|-------|---|----------|------|
| EV-01 | : | 9861.82 | kg/j |
| HE-01 | : | 18049.68 | kg/j |
| HE-02 | : | 408.41 | kg/j |
| RB-01 | : | 433.25 | kg/j |
| <hr/> | | | |
| Total | : | 28753.2 | kg/j |

over design = 10%

Kebutuhan air umpan boiler 31628.5 kg/j

Jumlah kondensat yang dapat digunakan kembali 90 %, maka makeup air umpan boiler 3162.85 kg/j.

C. Air Sanitasi

Air untuk sanitasi digunakan untuk:

- Perkantoran diperkirakan = 1000 kg/jam
- Keperluan laboratorium = 200 kg/jam
- Total = 1200 kg/jam

overdesign 10 % maka total air sanitasi = 1320 kg/jam

Kebutuhan total air unit pengolahan air adalah : 13911.6 kg/j

Kebutuhan air diatas didapat dengan jalan mengolah air sungai yang terletak di dekat pabrik melalui tahapan sbb:

a. Pre Treatment

Pre Treatment adalah suatu proses pendahuluan dalam mengolah air sebelum proses koagulasi dan flokulasi. Maksud dari pre treatment adalah untuk memisahkan bahan-bahan yang mengapung misalnya kotoran-kotoran, minyak, lemak, dan sebagainya. Air yang diperoleh dari sungai dipompa kemudian ditampung dalam bak pengendap I untuk dilakukan proses treatment.

b. Koagulasi dan flokulasi

Pada proses ini air yang mengandung partikel-partikel halus yang terdispersi, setelah mengalami proses pre treatment ditampung pada tangki penggumpal dan ditambahkan zat kimia $Al_2(SO_4)_3$ dan Na_2CO_3 sehingga terjadi proses koagulasi yang diikuti proses

flokulasi. Dengan menggunakan tangki clarifier maka gumpalan-gumpalan yang terjadi dapat dipisahkan, sehingga akan diperoleh air bersih.

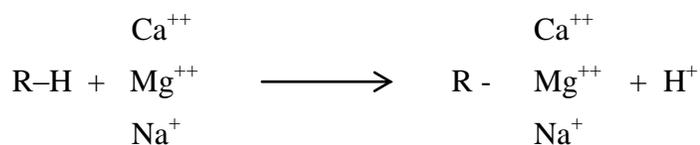
c. Filtrasi

Air yang keluar dari clarifier masih mengandung flok-flok halus yang dapat dibersihkan dengan menggunakan penyaring. Penyaring yang digunakan adalah sand filter. Air bersih yang keluar dari Sand Filter dipompa dan ditampung dalam bak penampung I. Air ini bisa dimanfaatkan untuk keperluan sanitasi setelah diberi kaporit dengan tujuan membunuh kuman-kuman yang kemungkinan berada dalam air tersebut. Air ini masih memerlukan pengolahan lebih lanjut untuk keperluan air umpan boiler

d. Pengolahan air umpan boiler

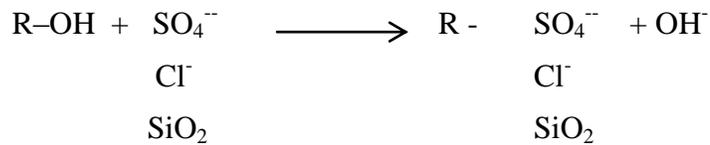
Air dari bak penampung I dijerap pengotor organiknya dengan carbon filter. Air hasil pengolahan masih mengandung ion-ion yang dapat membentuk garam-garam dalam air. Proses demineralisasi bertujuan untuk mengeluarkan garam-garam tersebut menggunakan resin-resin penukar ion yang ada di dalam alat penukar ion. Resin kation adalah suatu material sintesis yang dapat menukar ion-ion positif, sedangkan resin anion adalah suatu mineral sintesis yang dapat menukar ion-ion negatif. Ion positif (kation) diantaranya : Ca^{++} , Mg^{++} , Na^+ , K^+ , sedangkan ion-ion negatif misalnya SO_4^{-} , Cl^- , NO_3^- , CO_2 , SiO_2 . Proses demineralisasi dilakukan dalam dua tahap :

1. Air dialirkan melalui penukar ion positif (kation), reaksinya :



2. Air selanjutnya dialirkan melalui penukar ion negatif (anion), reaksinya :





Dengan demikian didapat hasil akhir air yang sudah bebas mineral (air demin). Air demin selanjutnya digunakan sebagai air umpan boiler.

4.5.2. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan dihasilkan oleh kompresor dan didistribusikan melalui pipa.

4.5.3. Unit Penyedia Tenaga Listrik Dan Bahan Bakar

Listrik untuk kebutuhan pabrik umumnya diperoleh dari 2 sumber, yaitu:

1. Suplai dari Pembangkit Listrik Negara (PLN).
2. Pembangkit Diesel (Generator) penghasil listrik sendiri.

Pada perancangan pabrik bioetanol ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik sendiri. Hal ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut:

1. Kontinuitas tenaga listrik dapat terjamin, sehingga proses dapat berjalan lancar.
2. Tenaga listrik yang dihasilkan dari PLN tidak selalu konstant.

Sebagai pembangkit tenaga listrik digunakan generator arus bolak-balik, yaitu dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Tenaga listrik yang dihasilkan relatif cukup besar
2. Tegangan yang dihasilkan dapat dinaikan dan diturunkan dengan menggunakan transformator.

Generator yang digunakan adalah generator AC 3 fasa, dengan pertimbangan-pertimbangan sbb:

1. Tegangan listrik stabil

2. Motor 3 fasa harganya relatif lebih murah dan relatif lebih sederhana
3. Daya kerja lebih besar
4. Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit

selain unit utilitas ada lagi yang tidak kalah penting untuk disediakan yaitu Unit Pengolahan Limbah. Unit ini merupakan salah satu unit yang harus disediakan oleh suatu pabrik. Pada industri bioetanol pengolahan limbah dibagi menurut dua, yaitu:

1. Hasil ceceran bahan kimia atau larutan kimia ditampung di basin waste water, kemudian dinetralkan sebelum dibuang ke equalization.
2. Limbah sanitasi ditampung dalam septic tank, kemudian difilter sebelum dibuang ke equalization.

Limbah non sanitasi ditampung dalam selokan-selokan terbuka yang ada di sekitar pabrik sebelum dialirkan ke sungai.

4.5.4. Spesifikasi peralatan utilitas

1. Bak pengendap I.

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang terbawa air sungai sebelum diolah lebih lanjut

Jenis : Bak persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Panjang bak : 11.79 m

Lebar bak : 5.90 m

Tinggi bak : 3 m

2. Tangki penggumpal

Tugas : Mencampur air dari bak pengendap 1 dengan tawas,
Ca(OH)₂, dan Na₂CO₃

Jenis : tangki silinder tegak berpengaduk

Diameter tangki : 1.7 m

Tinggi tangki : 2.6 m

3. Bak pengendap 2

Tugas : Mengendapkan gumpalan-gumpalan bahan-bahan tersuspensi
/koloid

Jenis : Silinder tegak dari beton bertulang

Jumlah : 1 buah

Diameter Bak Clarifier : 8 m

Tinggi : 1,6 m

4. Saringan pasir

Tugas : menyaring partikel yang masih terbawa dalam air

Jenis : gravity sand filter berbentuk tangki silinder tegak
berisi tumpukan pasir dan kerikil

Jumlah : 2 buah yang bekerja secara bergantian

D : 1,7 m

H : 2,6 m

5. Bak penampung I

Tugas : menampung air bersih hasil penyaringan dengan pasir

Jenis : Bak persegi dengan penutup

Jumlah : 1 buah

Panjang bak : 6.5 m
Lebar bak : 6.5 m
Tinggi bak : 5 m

6. Tangki kaporit

Tugas : menambahkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) untuk membunuh kuman
Jenis : Tangki Silinder tegak berpengaduk
Jumlah : 1 buah
Diameter tangki : 0,9 m
Tinggi tangki : 1,3 m

7. Carbon filter

Tugas : Menghilangkan klorin, bau dan warna pada air yang dipakai dalam pengolahan air demin
Alat : Tangki silinder tegak berisi karbon aktif
D : 0,56 m
H : 3,12 m

8. Cation exchanger

Tugas : Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air yang diolah
Alat : Tangki silinder tegak berisi tumpukan butir-butir penukar kation
Resin : Jenis C - 300 dengan notasi RH2
D : 0.40106 m

H : 2.08259 m

9. Anion exchanger

Tugas : Mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air yang diolah

Alat : Tangki silinder tegak berisi tumpukan butir-butir penukar anion

Resin : Jenis castel A - 500 p dengan notasi R (OH)₂

D : 0,4690 m

H = : 2,26771 m

10. Boiler

Tugas : menyediakan steam jenuh untuk memenuhi kebutuhan steam

Jenis : water tube boiler

P 2,5 atm

T 260,6 F = 127 C

11. Deaerator

Tugas : melepaskan gas - gas yang terlarut dalam air seperti O₂ dan CO₂ sehingga mengurangi korosi logam

Jenis : Silinder tegak dengan bahan isian

D : 0,3 m

H : 1,4 m

12. Kompresor udara

Tugas : menyediakan udara tekan untuk pemakaian di alat kontrol pneumatik dan kebutuhan utilitas lainnya.

Jenis : Reciprocating compressor single stage

Putaran : 550 rpm

Max pressure : 60 psi

Piston displacement : 121 cfm

Motor penggerak : 7.5 HP

13. Cooling tower

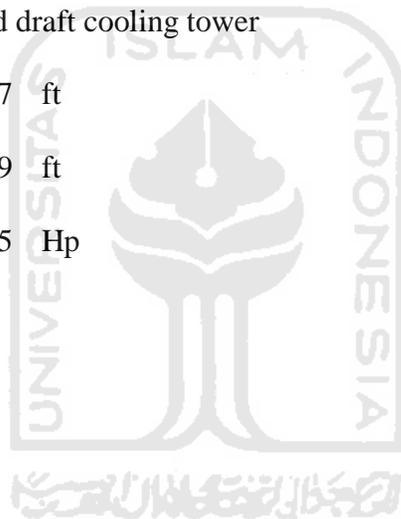
Tugas : mendinginkan kembali air pendingin yang sudah
terpakai alat-alat proses

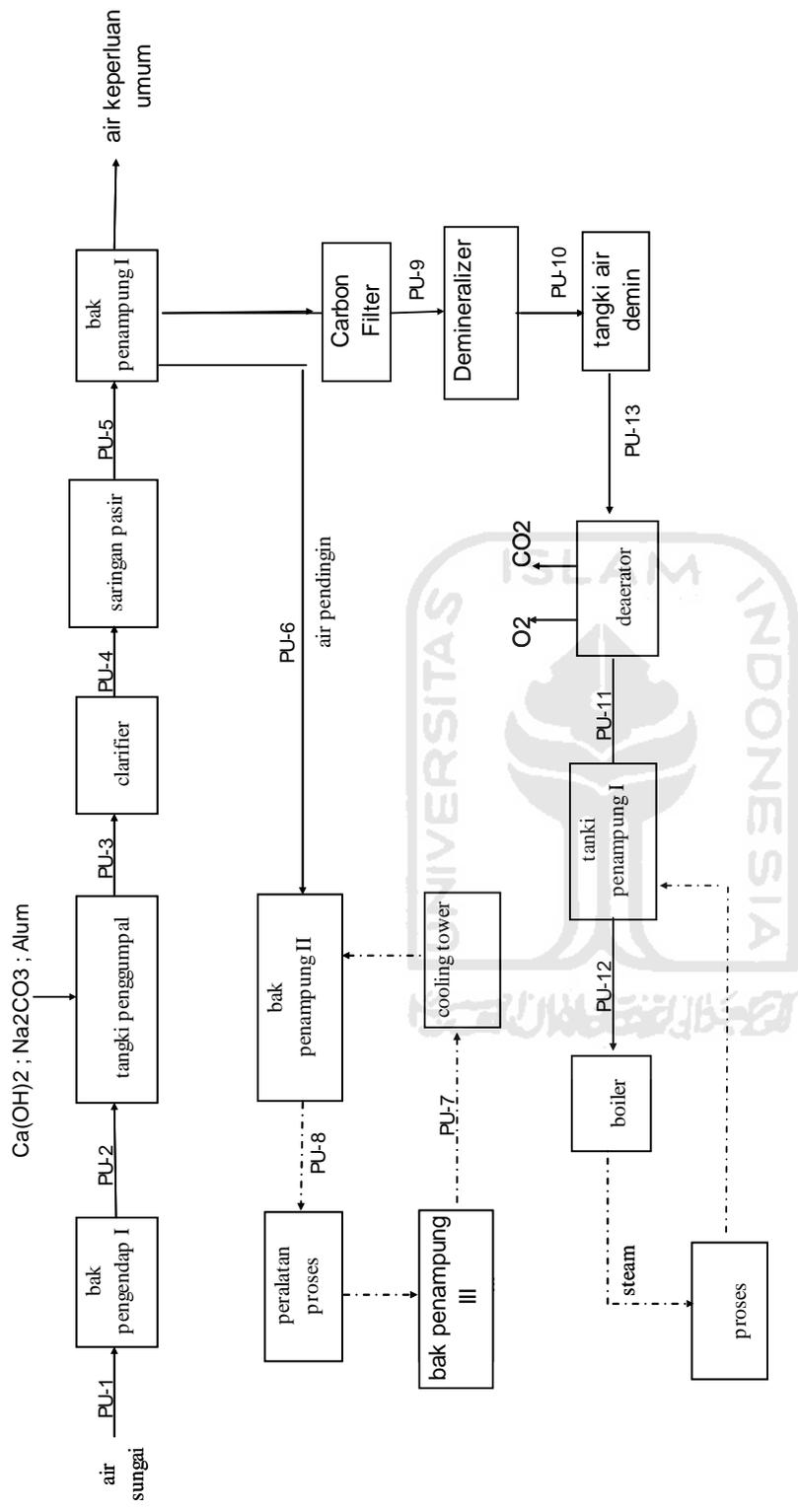
Jenis : induced draft cooling tower

panjang (P) : 42,5277 ft

lebar(L) : 21,2639 ft

Power Fan : 7,5 Hp





Gambar 4.5. Skema Proses pengolahan air sungai

4.6. Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah stuktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem strukstur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *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 atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line/lini* dan staf ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staf.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- ◆ Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- ◆ Penempatan pegawai yang lebih tepat
- ◆ Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- ◆ Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada

- ◆ Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- ◆ Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.6.1 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

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

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan , alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
2. Mengawasi tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal yang penting

c. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama

bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

d. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi.

Staff ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

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

e. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

1) Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi pengendalian
- Seksi Laboratorium

2) Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

3) Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

4) Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagaian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

5) Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktu Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan



f. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

1) Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Seksi Proses :

Tugas seksi proses antara lain :

- ◆ Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- ◆ Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

2) Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Seksi Pengendalian :

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- ◆ Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- ◆ Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

3) Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

Seksi Laboratorium :

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi,
- ◆ Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- ◆ Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

4) Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

Seksi Pemeliharaan :

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- ◆ merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

5) Kepala Seksi Utilitas

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Seksi Utilitas :

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- ◆ Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

6) Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Seksi Penelitian :

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- ◆ Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

7) Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal pengembangan produksi.

Seksi Pengembangan :

Tugas seksi Pengembangan antara lain :

- ◆ Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- ◆ Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi

8) Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Seksi Administrasi :

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- ◆ Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

9) Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

Seksi Keuangan :

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- ◆ Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- ◆ Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- ◆ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

10) Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Seksi Penjualan :

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- ◆ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

11) Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Seksi Pembelian :

Tugas seksi pembelian antara lain :

- ◆ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

12) Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Seksi personalia :

Tugas seksi Personalia antara lain :

- ◆ Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- ◆ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- ◆ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- ◆ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

13) Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

Seksi Humas :

Tugas seksi Humas antara lain :

- ◆ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

14) Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Seksi Keamanan :

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- ◆ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- ◆ Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- ◆ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.6.2 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik Biodisel ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

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 Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3). Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.3. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

a. Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Jum'at : 08.00 – 16.30 WIB.
- Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Coffee Break I : 09.45 – 10.00 WIB.
- Coffee Break II : 14.45 – 15.00 WIB.
- Sabtu : 08.00 – 13.30 WIB.
- Istirahat Sabtu : 12.00 – 12.30 WIB.

b. Jadwal Shift

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 24.00 – 08.00 WIB.
- Shift II : 08.00 – 16.00 WIB.
- Shift III : 16.00 – 24.00 WIB.

Tabel 4.9a. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu Shift

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

| | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 4 | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M | M |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|

Keterangan :

P = pagi

S =Siang

M = malam

L = libur

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

4.6.4. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.9b. Perincian Tingkat Pendidikan

| No | Jabatan | Pendidikan |
|-----|------------------------------|------------------------------|
| 1. | Direktur Utama | Sarjana Teknik Kimia |
| 2. | Direktur Teknik dan Produksi | Sarjana Teknik Kimia |
| 3. | Direktur Keuangan dan Umum | Sarjana Ekonomi |
| 4. | staff ahli | S2 T Kimia |
| 5. | Kepala Bagian Produksi | Sarjana Teknik Kimia |
| 6. | Kepala Bagian Teknik | Sarjana Teknik Mesin/Elektro |
| 7. | Kepala Bagian R & D | Sarjana Teknik Kimia |
| 8. | Kepala Bagian Keuangan | Sarjana Ekonomi |
| 9. | Kepala Bagian Pemasaran | Sarjana Ekonomi |
| 10. | Kepala Bagian Umum | Sarjana Hukum |
| 11. | Kepala Seksi | Sarjana Muda Teknik Kimia |
| 12. | Operator | STM/SMU/Sederajat |
| 13. | Sekretaris | Akademi Sekretaris |
| 13. | Staff | Sarjana Muda / D III |
| 14. | Medis | Dokter |
| 15. | Paramedis | Perawat |
| 16. | Pembantu umum | SD/SMP/Sederajat |

b.. Perincian Jumlah Karyawan dan sistem gaji

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Penggolongan Gaji Berdasarkan Jabatan

Tabel 4.10. Perincian jumlah karyawan dan gaji

| Jabatan | Jumlah | Gaji 1 orang/bln |
|------------------------------|--------|------------------|
| Direktur Utama | 1 | Rp25.000.000 |
| Direktur Teknik dan Produksi | 1 | Rp20.000.000 |
| Direktur Keuangan dan Umum | 1 | Rp20.000.000 |
| Kepala Bagian Umum | 1 | Rp8.000.000 |
| Kepala Bagian Pemasaran | 1 | Rp8.000.000 |
| Kepala Bagian Keuangan | 1 | Rp8.000.000 |
| Kepala Bagian Teknik | 1 | Rp8.000.000 |
| Kepala Bagian Produksi | 1 | Rp8.000.000 |
| Kepala Bagian R & D | 1 | Rp8.000.000 |
| Kepala Seksi Personalia | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Humas | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Keamanan | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Pembelian | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Pemasaran | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Administrasi | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Kas/Anggaran | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Proses | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Pengendalian | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Laboratorium | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Pemeliharaan | 1 | Rp6.000.000 |

| | | |
|------------------------------|------------|--------------|
| Kepala Seksi Utilitas | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Pengembangan | 1 | Rp6.000.000 |
| Kepala Seksi Penelitian | 1 | Rp6.000.000 |
| Staff Ahli | 2 | Rp10.000.000 |
| Sekretaris | 2 | Rp3.000.000 |
| Karyawan Personalia | 4 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Humas | 3 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Keamanan | 12 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Pembelian | 4 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Pemasaran | 4 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Administrasi | 3 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Kas/Anggaran | 3 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Proses (operator) | 12 | Rp3.000.000 |
| Karyawan Pengendalian | 4 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Laboratorium | 6 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Pemeliharaan | 4 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Utilitas (operator) | 20 | Rp3.000.000 |
| Karyawan KKK | 3 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Litbang | 4 | Rp2.500.000 |
| Karyawan Pemadam Kebakaran | 8 | Rp2.500.000 |
| Medis | 1 | Rp3.000.000 |
| Paramedis | 8 | Rp2.500.000 |
| Sopir | 5 | Rp1.000.000 |
| Cleaning Service | 10 | Rp800.000 |
| Total | 145 | |

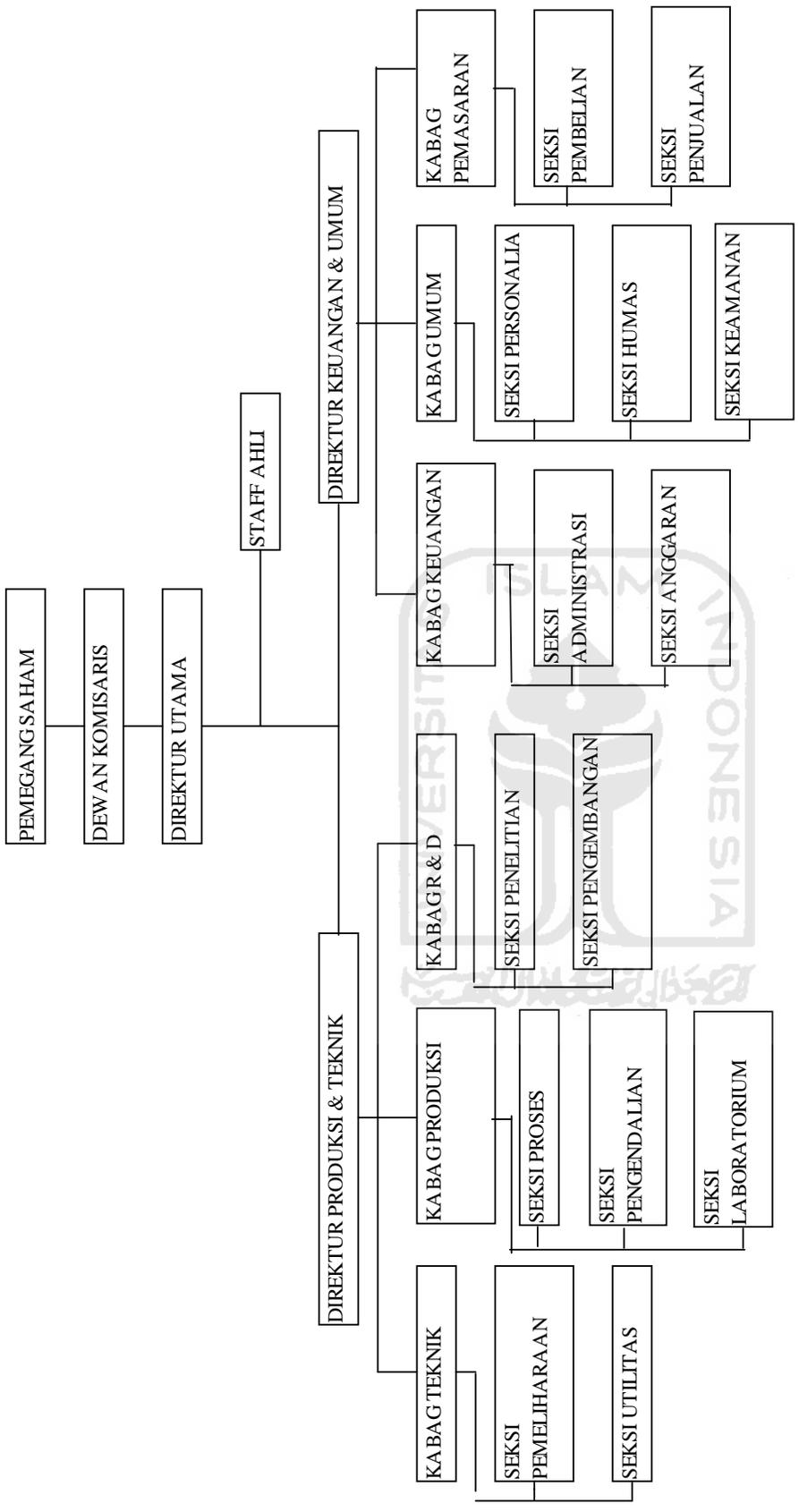
d. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. Salary

- a. Salary/bulan
 - b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
 - c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
 - d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
 - e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan

- a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
 - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
 - 1,5 % tanggungan perusahaan
 - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
- a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
 - b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan
- Untuk staff disediakan mess
5. Rekreasi dan olahraga
- a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
 - b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis
6. Kenaikan gaji dan promosi
- a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
 - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.
7. Hak cuti dan ijin
- a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
 - b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.
8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.



Gambar 4.6. Struktur organisasi perusahaan

4.7. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik ETBE ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

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

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

4.7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir

dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat seakrang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

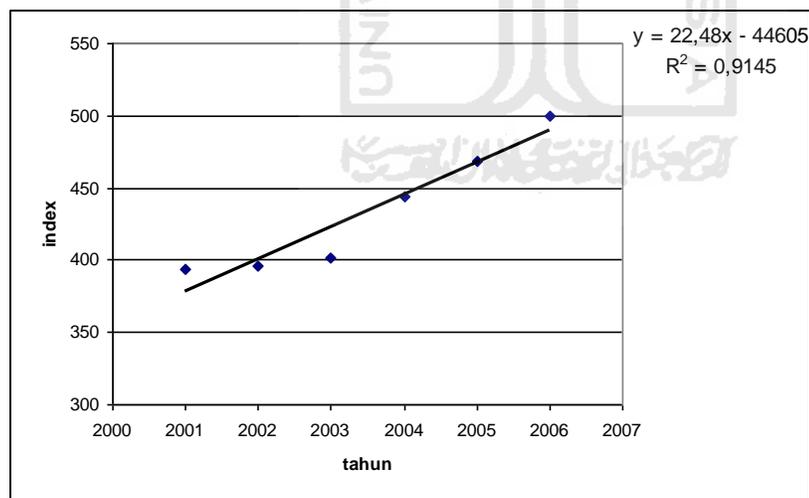
N_x = nilai indeks tahun X

N_y = nilai indeks tahun Y

Index harga yang dipakai :

Chemical Engineering Plant Cost Index

Hubungan indeks harga dengan tahun dari 2001 sampai dengan 2006 terlihat dalam Gambar berikut:



Gambar 4.7. Hubungan tahun dengan indeks harga

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari.

C_a = Kapasitas alat A.

C_b = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause 2th edition, halaman 170.

4.7.2. Perhitungan Biaya

A. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

- a. *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- b. *Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

B. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- a. *Direct Cost* adalah adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.
- d. *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

C. General Expense

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

4.7.3. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

A. Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

$$FCI = \text{Fixed Capital Investment}$$

B. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

C. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

D. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

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

Dengan:

Fa = Annual Fixed Expense

Ra = Annual Regulated Expense

Va = Annual Variabel Expense

Sa = Annual Sales Value Expense

E. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

Asumsi yang dipakai dalam evaluasi ekonomi :

1. Umur alat = 10 tahun

2. Upah buruh asing = US \$ 25 / manhour
3. Upah buruh domestik = Rp 20000 / manhour
4. Komposisi jumlah buruh = Asing : Domestik = 5 % : 95 %
5. Perbandingan manhour = Asing : Domestik = 1 : 2
6. Waktu operasi dalam setahun = 330 hari = 8000 jam
7. Kurs Rupiah terhadap US Dollar Rp. 9.900 /US\$

4.7.4. Hasil Perhitungan

A. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.11. *Fixed Capital Investment*

| No | Komponen | Rp | US\$ |
|----|------------------------------|----------------|-----------|
| 1 | Delivered Equipment | | 1.728.697 |
| 2 | Equipment Instalation | 731.163.484 | 189.405 |
| 3 | Piping | 845.407.779 | 764.385 |
| 4 | Instrumentation | 68.546.577 | 182.641 |
| 5 | Insulation | 114.244.294 | 48.854 |
| 6 | Electrical | | 150.321 |
| 7 | Buildings | 11.250.000.000 | |
| 8 | Land and Yard Improvement | 15.000.000.000 | |
| 9 | Utilities | 838.356.874 | 1.940.769 |
| | Physical Plant Cost | 28.847.719.008 | 5.005.071 |
| 10 | Engineering and Construction | 5.769.543.802 | 1.001.014 |
| | Direct Plant Cost | 34.617.262.810 | 6.006.085 |
| 11 | Contractor's Fee | 1.730.863.140 | 300.304 |
| 12 | Contingency | 5.192.589.421 | 900.913 |

| | | | |
|--|----------------------------|----------------|-----------|
| | Total Fixed Capital | 41.540.715.372 | 7.207.302 |
|--|----------------------------|----------------|-----------|

Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.12. *Working Capital*

| No | Komponen | Rp | US\$ |
|----|------------------------------|-----------------------|------------------|
| 1 | Raw Material Inventory | | 1.404.480 |
| 2 | In Process Inventory | 87.779.671 | 14.305 |
| 3 | Product Inventory | 11.703.956.105 | 1.907.386 |
| 4 | Extended Credit | | 3.916.667 |
| 5 | Available Cash | 11.703.956.105 | 1.907.386 |
| | Total Working Capital | 23.495.691.881 | 9.150.225 |

4.8.1.1. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.13. *Manufacturing Cost*

| No | Komponen | Rp | US\$ |
|----|----------------------------------|------------------------|-------------------|
| 1 | Raw Materials | | 16.853.760 |
| 2 | Labor Cost | 337.000.000 | |
| 3 | Supervision | 197.000.000 | |
| 4 | Maitenance | 6.773.580.573 | |
| 5 | Plant Supplies | 1.016.037.086 | |
| 6 | Royalties and Patents | | 470.000 |
| 7 | Utilities | 126.868.896.000 | |
| | Direct Manufacturing Cost | 135.209.837.419 | 17.323.760 |
| 8 | Payroll and Overhead | 50.550.000 | |
| 9 | Laboratory | 33.700.000 | |
| 10 | Plant Overhead | 168.500.000 | |
| 11 | Packaging ang Shipping | | 4.700.000 |

| | | | |
|----|------------------------------------|-----------------|------------|
| | Indirect Manufacturing Cost | 252.750.000 | 4.700.000 |
| 12 | Depreciation | 4.154.071.537 | 720.730 |
| 13 | Property Taxes | 415.407.154 | 72.073 |
| 14 | Insurance | 415.407.154 | 72.073 |
| | Fixed Manufacturing Cost | 4.984.885.845 | 864.876 |
| | Total Manufacturing Cost | 140.447.473.264 | 22.888.636 |

B. General Expense

Tabel 4.14. General Expense

| No | Komponen | Rp | US\$ |
|----|------------------------------|-----------------------|------------------|
| 1 | Administration (AE) | 4.213.424.198 | 686.659 |
| 2 | Sales (SE) | 7.022.373.663 | 1.144.432 |
| 3 | Research (RE) | 4.915.661.564 | 801.102 |
| 4 | Finance (FE) | 7.678.425.319 | 2.093.264 |
| | Total General Expense | 23.829.884.745 | 4.725.457 |

$$\begin{aligned}
 \text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\
 &= \text{Rp. } 437.656.882.947
 \end{aligned}$$

4.8.1.2. Keuntungan (*Profit*)

$$\text{Keuntungan} = \text{Total Penjualan Produk} - \text{Total Biaya Produksi}$$

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Sales price} = \text{Rp. } 465.300.000.000$$

$$\text{Total biaya produksi} = \text{Rp. } 437.656.882.947$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp. } 27.643.117.053$$

$$\text{Keuntungan sesudah pajak} = \text{Rp. } 13.821.558.526$$

4.8.1.3. Analisa Kelayakan

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

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

◆ ROI sebelum Pajak = 24,49 %

◆ ROI setelah Pajak = 12,24 %

2. *Pay Out Time (POT)*

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

• POT sebelum Pajak = 2,90 tahun

• POT setelah Pajak = 4,50 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Expense (Fa) = Rp. 13.547.161.147

Regulated Expense (Ra) = Rp. 79.188.278.040

Variabel Expense (Va) = Rp. 344.904.120.000

Sales (Sa) = Rp. 465.300.000.000

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

BEP = 57,42 %

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

SDP = 36,57 %

5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 112.893.009.556

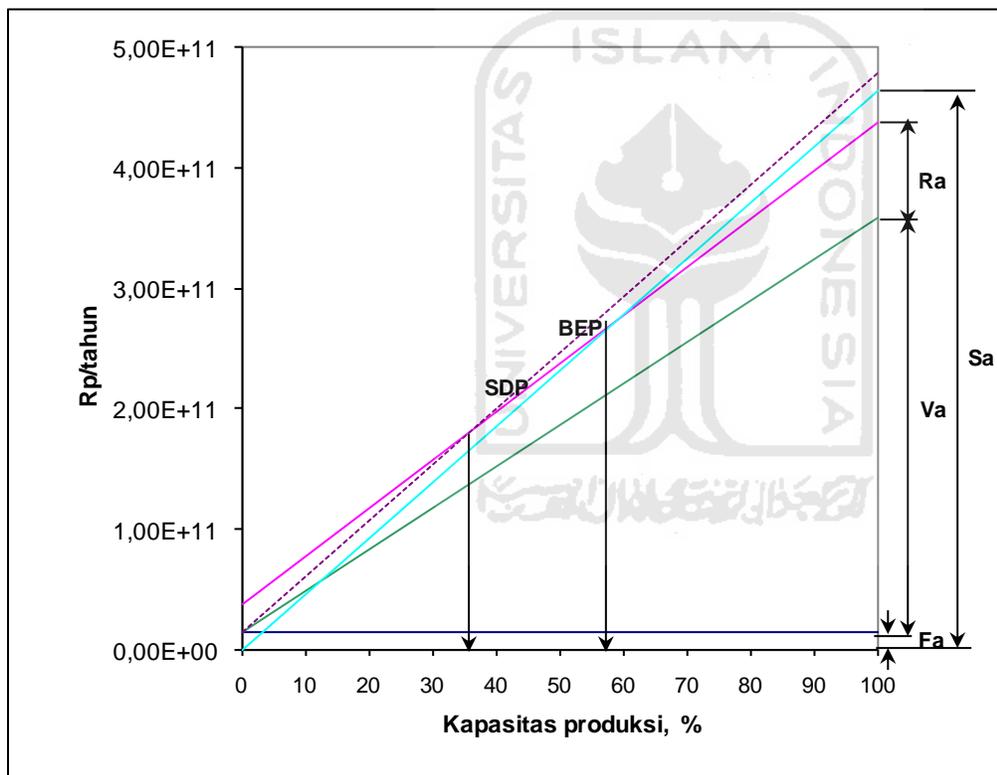
Working Capital (WC)= Rp. 114.082.917.202

Cash Flow = Rp. 53.512.598.018

Salvage Value (SV) = Rp. 11.289.300.956

DCFR = 22,0%

Bunga Bank rata-rata saat ini 8 %.



Gambar 4.8 Nilai BEP dan SDP

BAB V

KESIMPULAN

Pabrik etanol ini digolongkan pabrik beresiko rendah karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi rendah (kondisi atmosferis), serta bahan baku dan produk bukan bahan yang mudah meledak. Hasil evaluasi ekonomi pabrik pada kapasitas 50.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 5.1 Hasil evaluasi ekonomi

| Parameter kelayakan | Hasil hitungan | Standart Kelayakan (Aries and Newton, 1954) |
|----------------------------|-------------------------|--|
| Keuntungan (sebelum pajak) | Rp27.643.117.053 /tahun | |
| Keuntungan (setelah pajak) | Rp13.821.558.526 /tahun | |
| ROI (sebelum pajak) | 24,49% | Minimum 11% |
| ROI (setelah pajak) | 12,24% | |
| POT (sebelum pajak) | 2,90 tahun | Maksimum 5 tahun |
| POT (setelah pajak) | 4,50 tahun | |
| BEP | 57,42% | 40% - 60% |
| SDP | 36,57% | |
| DCFRR | 22,00% | > bunga simpanan Bank (1,5 kali bunga bank) |

Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik etanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini layak dikaji ulang untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 1995-2006, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc, New York Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, “ *Process Equipment Design* ”, Willey Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson, J.M., 1983, “ *Chemical Engineering* ”, Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.
- Faith, Keyes & Clark., 1955, *Industrial Chemical*, 4th ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Foust, Alan S and Wenzel L.A., 1979, “ *Principles of Unit Operations* ”, 2nd.ed. John Willey and Sons, New York.
- Frank L. Evans, Jr., 1974, “ *Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants* “, Vol. 1 & 2, Texas.
- Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, 24th ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.
- Kirk Othmer, 1983, ” *Encyclopedia of Chemical Technology* “, 2nd.ed. Vol.7. Interscience Willey.

- Levenspiel, Octave, 1972, “ *Chemical Reaction Engineering*”, 2nd ed., John Willey and Sons Inc., Singapore.
- Ludwig, E.E., 1965, “ *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* “, Vol. 1-3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc. Adams, W. H., 1954, “*Heat Transmision*”, 3th ed., Kogakusha Co. Ltd., Tokyo.
- Mc. Ketta, John, 1983, “ *Encyclopedia Chemical Process and Design*”, Marchell Dekker Inc., New York.
- Patnaik, P., 2003, *Handbook of Inorganic Chemical*, p. 867-870, 899-902, Mc Graw Hill company, Inc. New york.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, “ *Perry’s Chemical Engineers Hand Book* “, 6th ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, “ *Plant Design and Economics for Chemical Engineering* “, 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc.Graw Hill Kogakusha Book Company, Inc., Tokyo
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, “ *Chemical Reactor Design for Process Plant* “, John wiley and Sons. Inc, New York
- Smith, J.M, 1973, “ *Chemical Engineering Kinetic’s* “, 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M., and Van Ness,H.C., 1975, “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* “, 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Treyball, R.E., 1968, “ *Mass Transfer Operations* “, 2nd. Ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.

Ulrich, G.G., 1984, “ *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics* “, John Willey and Sons, New York.

Yaws, C. L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, p. 1-29, 185-211, 288-313, McGraw Hill Company, Inc., New York



LAMPIRAN



REAKTOR FERMENTASI

Fungsi : Mereaksikan glukosa menjadi etanol dengan bantuan *Saccharomyces cerevisiae*

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$

$T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$

Daftar Lambang

C_A = Konsentrasi glukosa, kg/m^3

C_{A0} = Konsentrasi glukosa mula-mula, kg/m^3

C_{E0} = Konsentrasi sel, kg/m^3

C_M = Konstanta Monod, kg/m^3

F_0 = Volumetric flowrate umpan, m^3/j

k = Konstanta persamaan Monod, $1/\text{j}$

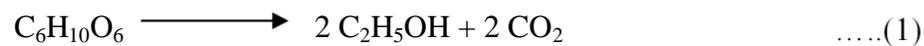
$-r_A$ = Kecepatan berkurangnya glukosa, kmol/j/m^3

t = Waktu reaksi, j

V = Volume reaktor, m^3

Kinetika Reaksi

Reaksi fermentasi dapat dituliskan sebagai berikut :



Reaksi diatas mengikuti persamaan Monod berikut :

$$-r_A = k \frac{C_C C_A}{C_M + C_A} \quad \dots(2)$$

Harga nilai k dan C_M adalah sebagai berikut .

$$C_M = 1,14\text{E}+01 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 6,50E-01 \text{ 1/j} \quad (\text{Shafaghat, dkk, 2009})$$

Menghitung Volume Reaktor

Persamaan berikut dapat dipakai untuk menghitung volume RATB dengan kinetika reaksi mengikuti Monod (Levenspiel, 1999) :

$$V = F_0 (C_{A0} - C_A) \frac{(C_M + C_A)}{k (A/C C_{C0} C_A + C_A (C_{A0} - C_A))} \quad \dots(3)$$

dimana :

$$A/C = \frac{(C_{A0} - C_A)}{(C_C - C_{C0})} \quad \dots(4)$$

Dari perhitungan Neraca Massa diperoleh :

Umpan reaktor :

| Komponen | kg/j |
|---|-----------|
| H ₂ O | 3400,7714 |
| C ₆ H ₁₂ O ₆ | 13662,048 |
| Yeast | 136,8617 |

$$\text{Flowrate total} = 17199,681 \text{ kg/j}$$

$$\text{Densitas} = 995 \text{ kg/m}^3$$

$$F_0 = 17,2861 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$C_{A0} = 790,3482 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{C0} = 7,9174 \text{ kg/m}^3$$

Didesain konversi glukosa di reaktor sebesar 95%

Optimasi jumlah RATB seri :

RATB 1 buah :

$$CA_0 = 790,34825 \text{ kg/m}^3$$

$$CA = 39,517412 \text{ kg/m}^3$$

$$A/C = 23,255814 \quad (\text{Shafaghat, dkk, 2009})$$

$$C_{co} = 7,9174368 \text{ kg/m}^3$$

$$C_c = 40,203163 \text{ kg/m}^3$$

$$C_M = 1,14E+01 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 6,50E-01 \text{ 1/j}$$

$$V = 27,512295 \text{ m}^3$$

RATB 2 buah :

Reaktor 1 :

$$V = F_0 (C_{A0} - C_{A1}) \frac{(C_M + C_{A1})}{k (A/C C_{C0} C_{A1} + C_{A1} (C_{A0} - C_{A1}))}$$

$$CA_0 = 790,34825$$

trial $CA_1 = 496 \text{ kg/m}^3$

$$A/C = 23,255814 \quad (\text{Shafaghat, dkk, 2009})$$

$$C_{co} = 7,9174368 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{c1} = 20,574412 \text{ kg/m}^3$$

$$C_M = 1,14E+01 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 6,50E-01 \text{ 1/j}$$

$$V = 16,735808 \text{ m}^3$$

Reaktor 2 :

$$V = F_0 (C_{A1} - C_{A2}) \frac{(C_M + C_{A2})}{k (A/C C_{C1} C_{A2} + C_{A2} (C_{A1} - C_{A2}))}$$

$$CA1 = 496$$

$$CA2 = 39,517412 \text{ kg/m}^3$$

$$A/C = 23,255814 \quad (\text{Shafaghat, dkk, 2009})$$

$$Cc1 = 20,574412 \text{ kg/m}^3$$

$$Cc2 = 40,203163 \text{ kg/m}^3$$

$$C_M = 1,14E+01 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 6,50E-01 \text{ 1/j}$$

$$V2 = 16,726649 \text{ m}^3$$

$$V1 = 16,735808 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 33,462457 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{rata-rata}} = 16,731228 \text{ m}^3$$

Diperoleh volume total bila menggunakan 2 reaktor lebih besar daripada bila memakai 1 reaktor. Maka dipakai reaktor 1 buah dengan volume = $27,5 \text{ m}^3$

Massa glukosa bereaksi : $12978,946 \text{ kg/j}$

Massa yeast keluar reaktor : $694,95638 \text{ kg/j}$

Massa yeast terbentuk: $558,09468 \text{ kg/j}$

Massa glukosa bereaksi menjadi etanol dan $\text{CO}_2 = 12420,851 \text{ kg/j}$

$$= 69,004729 \text{ kgmol/j}$$

Etanol terbentuk = $138,00946 \text{ kgmol/j} = 6348,435096 \text{ kg/j}$

CO_2 terbentuk = $138,00946 \text{ kgmol/j} = 6072,416179 \text{ kg/j}$

Mechanical Design

1. Mencari dimensi reaktor

Jumlah reaktor hasil optimasi = 1

volume reaktor : $V_i = 27,51 \text{ m}^3 = 11225,75 \text{ liter}$

$$= 1018,97 \text{ ft}^3 = V_L (\text{Volume Cairan})$$

over design dipakai 20 %, maka volume reaktor =

$$V_i = 33,0148 \text{ m}^3 = 13470,9 \text{ liter}$$

$$= 1222,7687 \text{ ft}^3$$

Untuk tangki berpengaduk, rasio H / D antara 1 s/d 2

(Tabel 4-16, Ulrich, hal 168-169))

dimana : H = tinggi reaktor ; D = diameter reaktor

Dipilih tangki silinder dengan $H = 1.5 \times D$

Jenis head yang dipilih Terispherical flanged and dished head,

karena operasi pada tekanan rendah dan harganya murah

Volume Head, $V_H = 0.0847 D^3$ (D = ft ; V = ft³)

$$\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot V_H$$

(Brownell&Young, p.88)

$$V_R = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (1,5 \times D) + 2 \times 0,0847 D^3$$

$$V_R = 1222,77 \text{ ft}^3 = 1.1775 D^3 + 0.1694 D^3$$

$$D^3 = 907,8392 \text{ ft}^3$$

$$D = 9,6828 \text{ ft} = 2,904 \text{ m}$$

Maka:

$$H = 14,5243 \text{ ft} = 4,35728 \text{ m}$$

$$V_H = 0.0847 D^3$$

$$V_H = 76,8940 \text{ ft}^3$$

Volume cairan dalam shell, $V_C = V_L - V_H$

$$V_C = 942,0799 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell, } L = \frac{4 \cdot V_C}{\pi \cdot D^2}$$

$$L = 12,8000 \text{ ft} = 153,601 \text{ in}$$

$$= 3,9014 \text{ m}$$

2. Menentukan Tebal Dinding Reaktor (Shell)

Dipilih dinding dengan jenis Stainless Steel.

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

Dimana :

t_s = Tebal dinding reaktor minimum, in

P = Tekanan design, psi

r = jari-jari reaktor, in = 58,097 in

f = Tekanan maksimum yang diizinkan = 18750 psi

E = Effisiensi penyambungan = 0,85

C = Faktor korosi adalah 0.02 in/year, sehingga untuk umur reaktor 10 tahun maka

faktor korosinya adalah 0,2 in (Brownell&Young).

$$P_{\text{reaksi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 P_{\text{reaksi}} = 2,94 \text{ psig}$$

$$t_s = 0,2107 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar $1/4 \text{ in} = 0,2500 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$OD = 116,6156 \text{ in}$$

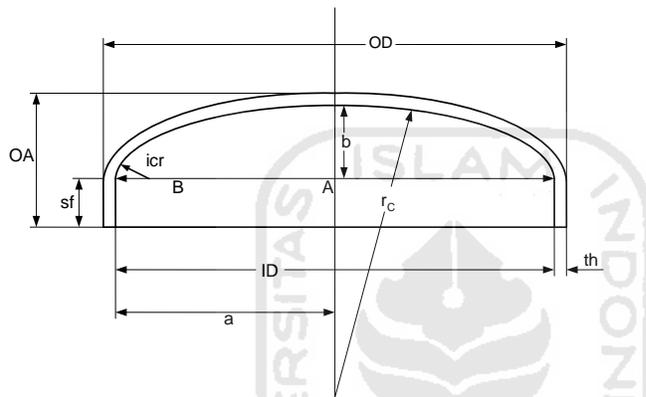
Standarisasi dari table 5.7 Brownell & Young, hal 91, didapat:

$$OD = 120 \text{ in} = 3,0480 \text{ m}$$

OD = diameter luar dari shell

$$ID = 3,0353 \text{ m}$$

3. Menghitung ukuran head



Keterangan Gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi head total

Untuk menghitung tebal head digunakan persamaan:

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

(Brownell n young)

$$t_H = 0,2095 n = 0,00532 \text{ m}$$

Dipilih tebal standar 1/4 in

$$OD = ID + t_H$$

$$OD = 116,6156 \text{ in}$$

Standarisasi dari table 5.7 Brownell & Young, hal 91, didapat:

$$OD = 120 \text{ in} = 3,048 \text{ m}$$

$$icr = 2,0000 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$r = 120 \text{ in} = 3,048 \text{ m}$$

$$a = 0.5 \times D$$

$$a = 58,0971 \text{ in} = 1,47567 \text{ m}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 56,0971 \text{ in} = 1,42487 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 118,000 \text{ in} = 2,9972 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AC = 103,8129 \text{ in} = 2,63685 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 16,187 \text{ in} = 0,41115 \text{ m}$$

Dari tabel 5.8 Brownell & Young, hal 93, didapat sf = 3 in

$$OA = t_H + b + sf$$

$$OA = 19,397 \text{ in} = 0,49267 \text{ m}$$

Jadi tinggi head total = 0,4927 m

4.. Menghitung Ukuran dan power pengaduk

Kecepatan putaran dibuat tinggi agar transfer massa dapat berjalan dengan baik.

Digunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudu (six blades turbine) karena dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi.

Data pengaduk diperoleh dari Brown "Unit Operation" hal. 507

Ukuran Pengaduk:

Diameter pengaduk (d)

$$d = ID/3$$

$$d = 0,9683 \text{ m} = 3,17675 \text{ ft}$$

Lebar sudu pengaduk (b)

$$b = d/5$$

$$b = 0,1937 \text{ m}$$

Panjang sudu pengaduk (l)

$$l = d/4$$

$$l = 0,2421 \text{ m}$$

lebar baffle(w)

$$w = 0.1 \times ID$$

$$w = 0,2905 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dengan dasar tangki

$$Z_i/d = 0.75-1.3 ; \text{ dipilih } 1$$



$$Z_i = 0,9682845 \text{ m}$$

Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \cdot d} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot d}}$$

(Rase, H.F., Pers. 8.8, p. 345)

$$WELH = Z_L \times S_g$$

Dimana :

N= kecepatan putar pengaduk, rpm

d= diameter pengaduk, m

Zl= tinggi cairan dalam tangki, m

Sg= specific gravity

WELH= water equivalent liquid Height, ft

Kecepatan ujung pengaduk 600-900 rpm (pheriperal speed)

$$\rho_{\text{campuran}} = 999 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$S_g = (\rho_{\text{campuran}} / \rho_{\text{air}})$$

$$S_g = 1,0010$$

Zl = tinggi cairan dalam tangki, m

$$Zl = 3,90146 \text{ m} = 13,004864 \text{ ft}$$

$$WELH = Zl \times S_g$$

$$WELH = 13,0179 \text{ ft} = 3,9053686 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = WELH / ID = 1,3444287$$

≈ 2 BUAH

Kecepatan putar pengaduk

$$N = 86,0999 \text{ rpm} = 1,4349 \text{ rps}$$

$$\text{Pakai } N = 90 \text{ rpm} = 1,5 \text{ rps}$$

Menghitung power pengaduk

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{g_c}$$

(Brown, "Unit Operation" hal.508)

Dimana:

P = daya pengaduk, lb.ft/s

N_p = power number

N = kecepatan putar pengaduk, rps

ρ = densitas campuran, lbm/ft³

d = diameter pengaduk, ft

g_c = gravitasi = 32,17 ft.lbm/s².lbf

$$N_{re} = \frac{N \times d^2 \times \rho}{\mu}$$

viskositas cairan = 1 g/cm det = 0,1000 kg/m j

$$N_{re} = 50578415,3$$

dari fig 19-13 , untuk N_{re} 652,18 dan pengaduk jenis turbin

dengan 6 sudu, diperoleh $N_p = 4$

$$P = 11479,3 \text{ Watt} = 15,1 \text{ HP}$$

Effisiensi motor penggerak = 90%

$$\text{Daya penggerak motor} = \frac{P}{\eta} = 16,8 \text{ HP}$$

dipilih motor standard = 20 Hp

DESAIN PENDINGIN

Ada pilihan antara jaket atau koil. Jaket lebih murah dibandingkan koil untuk total volume tangki yang sama (figure 5-23 Ulrich, hal 297).

Koil dipilih bila luas transfer panas yang diperlukan tidak mampu dipenuhi jaket

Panas yang harus dibuang = 155002760 kJ/j

desain suhu air pendingin: masuk : 30 C

keluar : 32 C

menghitung kebutuhan air pendingin (mc)

$$mc = Q / c_p \Delta T_c = 18535,62752 \text{ kg/j}$$

ΔT_c = beda suhu air pendingin masuk dengan keluar

kebutuhan luas transfer panas (A) dihitung dengan persamaan

$$A = Q / U_d \Delta T$$

U_d = koefisien transfer panas overall

A yang diperoleh dari persamaan di atas tidak boleh lebih besar dari luas bottom ditambah luas shell reaktor yang tercelup cairan

$$A_{\text{bottom}} = (3,14/4) OD^2$$

$$A_{\text{shell}} = 3,14 \cdot OD \cdot H$$

$$OD = \text{diameter luar reaktor} = 3,048 \text{ m}$$

$$L = \text{tinggi cairan di reaktor} = 3,9014 \text{ m}$$

$$A_{\text{bottom}} = 7,29288 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{shell}} = 37,339775 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{total}} = 44,632663 \text{ m}^2$$

Menghitung U_d

$$1/U_d = 1/U_c + R_d$$

$$U_c = h_{oi} h_i / (h_{oi} + h_i)$$

$$h_{oi} = OD * h_o / ID$$

U_c = koefisien transfer panas overall saat alat masih bersih

R_d = tahanan deposit fluida (det.m².C/J) =

$$R_d = 0,000528 \quad \text{untuk lar glukosa dan}$$

$$R_d = 0,000176 \quad \text{untuk air pendingin}$$

h_o = koefisien transfer panas fluida dalam jaket

h_i = koefisien transfer panas fluida dalam tangki

h_{oi} = koefisien transfer panas fluida dalam jaket terkoreksi

$$OD = \text{diameter luar reaktor} = 3,048 \text{ m}$$

$$ID = \text{diameter dalam reaktor} = 3,0353 \text{ m}$$

Menghitung koefisien transfer panas fluida dalam tangki (h_i)

$$h_i = \frac{k}{ID} 0,360 \left[\frac{d^2 N_p}{\mu} \right]^{2/6} \left[\frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern})$$

$$h_i = 2912191,3 \text{ J/j m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 808,94203 \text{ J/det m}^2 \text{ C}$$

Menghitung koefisien transfer panas fluida dalam jaket

$$h_o = \frac{k}{De} 0,027 \left[\frac{\rho v De}{\mu} \right]^{0,8} \left[\frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3}$$

Dipilih tipe jaket : Tipe Dimple

Karena lebih ekonomis untuk ukuran reaktor besar (Rase,1977)

$$\text{Flow area jaket (A}_j\text{)} = 0,0002575 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan pendingin (v)} = 20,0353 \text{ m/j}$$

$$\text{Diameter ekivalen jaket (D}_e\text{)} = 0,01647 \text{ m}$$

$$h_o = 17852 \text{ J/j m}^2 \text{ oC}$$

$$= 49589,469 \text{ J/det m}^2 \text{ C}$$

menghitung hoi

$$h_{oi} = 179269042,3 \text{ J/j m}^2 \text{ oC}$$

menghitung U_c

$$U_c = 2865639,5 \text{ J/j m}^2 \text{ oC}$$

menghitung U_d

$$1/U_d = 5,445 \text{E-}07$$

$$U_d = 1836487,3 \text{ J/j m}^2 \text{ oC}$$

$$= 510,13535 \text{ J/j m}^2 \text{ C}$$

menghitung A

$$t_c \text{ rata}2 = 32,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$D_t = 2,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$A = 33,7607 \text{ m}^2$$

A hitung lebih kecil dari A yang tersedia = 44,6326 m², maka jaket bisa dipakai

