PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
PABRIK ETHANOL DARI PATI GADUNG
DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun Oleh :

Nama : Umar Faruq Fauzi

No. Mhs : 03 521 064

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL
DARI PATI GADUNG
KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun Oleh :

Nama : Nugroho Try Prasetyo

No.Mhs : 03 521 037

Nama : Umar Faruq Fauzi

No.Mhs : 03 521 064

Yogyakarta, Agustus 2007

Dosen Pembimbing

(DR. Ir. Farham HM Saleh, MSIE)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI PATI GADUNG KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Umar Faruq Fauzi
NIM. 03 521 64

Telah dipertahankan di depan Sidang Penguji sebagai salah satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, 1 Oktober 2007

Tim Penguji	Tanda Tangan
1. Dr. Ir. Farham HM Saleh, M.SIE Ketua	( )
2. Asmanto Subagyo, M.Sc Anggota 1	( )
3. Ir. H. Abdul Malik, MM Anggota 2	( )

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

(Hj. Kamariah Anwar, MS.)

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL
DARI PATI GADUNG
DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Umar Faruq Fauzi
NIM. 03 521 064

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

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

Yogyakarta, Oktober 2007.

(Umar Faruq Fauzi)

LEMBAR TERIMA KASIH

"Jazaakumullaah Khoirul Jaza' ilaa" :

(Umar Faruq Fauzi)

Alhamdulillah ana ucapkan kepada Allah Robb seru sekalian alam sebagai rasa syukur yang telah memberikan hidayah iman dam islam. Memberikan segala kenikmatan dan karunia yang tiada terkira. Sholawat serta salam semoga tetap tercurahkan kepada Rosullullah Muhammad SAW sebagai suri tauladan umat manusia, beserta keluarga, para sahabatnya serta umatnya sampai akhir zaman. Amin.

Setulus hati ana sebagai orang yang sedang berbahagia ingin memberikan ucapan terima kasih sebesar besarnya kepada:

Ibu yang selalu ana rindukan kasih sayangnya, yang selalu mendo'akan anaknya untuk dapat meraih cita-cita. Ibu yang selalu mengingatkan kepada ana untuk selalu bertaqwa kepada Allah, selalu bersyukur atas semua nikmat-Nya. Seorang ibu yang selalu berpuasa untuk anaknya ketika buah hatinya sedang mengalami cobaan. Ibu yang selalu ceria dengan senyumannya dalam kepulangan buah hatinya. Ibu yang telah memberikan pengorbanan yang tiada terbatas kepada ana. Sungguh tidak dapat ana membalas segala pengorbanan Ibu. Semoga Allah senantiasa memberikan ridho dan bimbingan kepadamu dan Allah berkenan untuk memberikan tempat yang baik di akhirat kelak.

Ayah yang telah mendidik ana dengan kasih sayang serta tauladan. Ayah yang selalu mendo'akan buah hatinya, yang memberikan nasehat supaya ana tinggal tidak jauh dari masjid supaya ana selalu dapat melaksanakan sholat secara berjama'ah, Atas segala pengorbanan yang telah Ayah berikan kepada ana, dengan segala hormat dan patuh Ana mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya dan berdoa kepada Allah semoga Ayah

selalu dalam ridho dan bimbingan Allah SWT. Semoga Allah memberikan segala sesuatu yang terbaik untuk Ayahanda tercinta.

Ayah dan Ibu yang ana muliakan, maafkanlah ana apabila ana melakukan salah dan khilaf. Mungkin pernah membuat Ayah dan Ibu sakit hati. Maafkanlah segala kesalahan yang ana perbuat. Sehingga Allah juga ridho kepada ana. Restu dan ridho Ayah dan Ibu kepada ana adalah hal yang terpenting yang ana harapkan dalam menjalankan kehidupan dunia ini. Kasih sayang Ayah dan Ibu tidak pernah lapuk oleh waktu dan apapun jua.

Ana (*Umar*) ingin mengucapkan terima kasih juga kepada :

"*My Family* "

- (Mbak **Luk Nurhayati** dan Mas **Mulyadi**), (Mbak **Retno Hernayani** dan Mas **Juweru**), (Mbak **Yayuk Mu'awanah** dan Mas **Iskandar**), (Mbak **Yanti Wahyuningsih** dan Mas **Adi**), (Mbak **Ema Rustiyaningsih** dan Bang **Ram**)... terima kasih atas segala dukungannya. Kasih sayang dan segala kebaikan seorang kakak yang telah ana dapatkan dari antum. Semoga Allah memberikan ridho dan bimbingan kepada antum sekeluarga. Jadikanlah anak-anak antum menjadi anak yang sholih dan sholihah..
- ....Keponakan2 yang ana sayangi...**Heru Faisal**, **Muhammad Fikri Al-Hanafi**, **Lia Eka Rumanda**, **Bagus Gunawan**, **Arina Rusda Mufarohah**, **Aida Nisaulkhusna**, **Fitria Nadiatussholihah**, **Muhammad Syafiq Izzani** dan **Syahidatunnisa**. Semoga Allah menjadikan kalian anak-anak yang sholih dan sholihah. Amiin.

- Kepada **Eyang Putri (Mbah Lurah)** yang selalu ana rindukan. Faruq minta maaf jika selama 4 tahun ini tidak bisa menjaga simbah, tidak bisa mengantar simbah ke masjid dan tidak bisa menemati simbah untuk bersendau gurau walaupun sekadar minum teh kentel dan gula jawa (...mbah, faruq masih ingat betul apa yang biasanya simbah minta kalo simbah ke rumah faruq). Semoga Allah selalu memberikan kesehatan kepada simbah. Semoga Allah memberikan segala sesuatu yang terbaik untuk Simbah, Faruq ingin sekali simbah bisa melihat Faruq mempunyai pendamping hidup. ..mbah do'akan Faruq terus ya.....
- Kepada **kelurga besar Mbah Kaji** yang tak bisa kusebut satu persatu, ana mengucapkan banyak-banyak terima kasih. Semoga Allah membalas segala kebaikan Antum semua.

Umar mengucapkan "*Jazakumullah Khoirul Jaza*" juga kepada :

- **Dr. Ir. Farham HM Saleh MSIE**, terima kasih atas bimbingannya selama ini, semoga bekal yang bapak berikan dapat jauh lebih berguna lagi nantinya bagi saya.
- Ibu **Drs. Hj. Kamariah Anwar MSi**, Selaku Ka-Jur Teknik Kimia. Semoga Allah membalas kebaikan Ibu dengan kebaikan. Amin.
- Patner KP, Penelitian dan TA, **Nugroho Try Prasetyo**.... Alhamdulillah akhirnya selesai juga ya akh....semoga apa yang telah ana lalui bersama Antum selalu mendapatkan ridho Allah SWT

  Akh, afwan kalo selama kita bersama-sama ana sering menyakiti hati antum baik itu melalui gurauan maupun apa saja. Senang sekali ana dapat bekerja sama dengan antum karena Alhamdulillah walaupun kita sedang TA tapi kita masih

bisa menuntut ilmu yang lebih wajib yaitu Ilmu Agama baik kajian maupun Bahasa Arab. Ingat Akh..... jangan pernah lupakan kebersamaan ini yang hanya sebentar....moga dilain waktu Allah SWT akan tetap mempertemukan kita... Amin.... Ana juga minta maaf karena sering marah2 kalo kita lagi kejar deadline (tapi kayaknya kita ga pernah punya deadline ya he..he..he..). Ana yakin Allah akan memuliakan kita semua selama kita tetap berpegang teguh pada Al-Qur'an dan Sunnah sesuai dengan pemahaman Salafus Sholih. Insya Allah.....

- **Teruntuk Ustadz2 ana.....**

  Ust. Ja'far Umar Tholib, Ust. Munadhir, Ust. Ulin Nuha,Ust. Ihsanudin, Ust. Abdussalam, Lc, Ust. Afifi Abdul Wadud, Ust. Muhadi Zainuddin, Ust. Ali dan Ust. Abdullah Edi. Ana Ucapkan Jazakumullah Khoirul Jaza atas ilmu yang telah diberikan kepada ana dan do'a dari Ust2 sekalian sebelum ana pendadaran kemaren. Alhamdulillah Ust kemaren pendadarannya Cuma 45 menit.

- Teruntuk Bapak ana selama di Jogja, **Prof. H. Zaini Dahlan, MA (Mantan Rektor UII)**. Alhamdulillah ana bisa mengenal beliau selama 4 tahun ini, banyak sekali ilmu yang telah ana dapatkan dari beliau baik ilmu agama maupun mativasi untuk selalu meningkatkan diri untuk menjadi manusia yang terbaik dihadapan Allah. Kedisiplinan yang bapak contohkan kepada kami sangatlah berharga. Bapak selalu menghadiri undangan kami selama tidak ada halangan dan bapak juga selalu menerima kami dengan ramah ketika kami bersilaturrohim ke rumah bapak. Semoga Allah SWT memberikan kebaikan kepada bapak sekeluarga di Dunia dan Akhirat. Amiin.

- **Teruntuk keluarga ana Alumni Takmir Masjid Ulil Albab**

  Pak Aunurrohim, Mas Harum, Mas Fathur, mas Taufik, mas Ceeep, mas Bram, mas Anang, mas Pur, mas Irul,mas Yudha Masduki, mas Fajar, Ivan, Yudha, Puput, Ovide, Rudi, Rizal, Ukasah, Nico, Adam dan adik2ku (Reza, Gita, Aziz, Henry dan Syahdiman) serta teman-teman putri alumni asrama Al Mahfudz. Tak lupa pula teman-teman yang lain yang tidak bisa ana sebutkan satu persatu. Terimakasih sudah menjadi saudara yang baik. Kalian semua adalah saudar-saudara terbaik untuk ana.

- **Teruntuk keluarga ana di Asrama Al-Kahfi**

  Mas Salim, Fajrin, Amir, Ochim, Ali, Rizki, Trisno, Angga. Jazakumullahu Khoir antum sekalian mau menerima ana sebagai saudara, semoga Allah selalu mengikat silaturrahim kita. **Maki** (senang rasanya bisa melihat antum ceria dan tertawa, senang sekali ana bisa mulai akrab dengan antum, bercanda, cerita2 saling mengingatkan. Tapi kenapa pada waktu kita mulai akrab, kita sudah akan berpisah? Semoga saja walaupun kita tidak satu rumah lagi namun persaudaraan kita akan selalu dijaga oleh Allah), **Syafiq** (Jazakallah antum telah mau meluangkan waktu untuk mendengar keluh kesah ana dan memberikan contoh untuk ana supaya istiqomah dalam sholat lail. Afwan ana pernah menyakiti hati antum).

- **Teruntuk keluarga ana di FKIA (Forum Kajian Islam Al-'Ilmi)**

  Abu Mochas (afwan ya akh, kadang2 ana ga datang kajian karena ketiduran), **Abu Jauzy** (Akh, jazakallah telah mau berbagi cerita ke ana, mengingatkan ana untuk sholat lail (tapi ana sering bolongnya, afwan ya akh) dan juga atas nasehat2

antum), **Abu Aufa** (Jazakallah akh atas semua kebaikan antum, antum adalah kakak ana terbaik dijogja. Antum telah memberikan contoh ke ana bagaimana untuk selalu berbuat baik kepada siapapun tanpa pilih2), **Abu Musa** (Jazakallah atas nasehat2 antum, antum adalah saudara ana yang selalu membuat semua orang ingin tersenyum), **Koko** (Jazakallah selalu mengingatkan dan mengajak ana untuk mengahadiri majelis ta'lim), **Rangga** (Jazakallah, antum telah menjadikan ana tempat diskusi tentang kuliah, tempat cerita dan sebagainya).

Semoga Allah selalu mengikat silaturrahim kita walaupun kita sudah tidak bersama. Semoga FKIA akan tetap aktif walaupun bukan kita yang berperan sehingga dakwah Salaf dapat berkembang di UII. Semoga kita selalu tegar diatas Sunnah Rosulullah saw.

- **Teruntuk sahabat ana (Deden Kurniawan & Wahyu Ridhoni)**

  :: Why, seseorang yang penuh dengan kreativitas dan ide2 cemerlang yang jarang ditemukan oleh orang lain. Senang rasanya ana dapat mengenal antum, banyak pelajaran yang ana peroleh. Tahu nggak, sempat iri ana lihat antum yang super sibuk waktu di TMUA, tapi ternyata kemampuan kita memang berbeda2. afwan ya, kalo ana sampai saat ini masih keras kepala, egonya terlalu tinggi sulit untuk dikalahkan dan kalo udah punya prinsip ga mau merubah prinsip. Ana masih ingat dengan kritikan antum. Afwan ya why, insya Allah ana coba saran antum. Kapan ya kita bisa jalan bersama2 lagi? Kangen rasanya jalan2 sama antum.

  :: Deden, sahabat yang sangat baik yang tidak pernah menolak bila dimintai bantuan selama bisa dikerjakan. Belum pernah ana mendengar kata "maaf tidak bisa" atau sejenisnya yang diucapkan selama ana mengenal dia. Satu lagi yang

ana kagum dari antum "bicara bila perlu", tiga kata yang antum tulis waktu mendaftar jadi mentor. Dan ternyata sesuai sekali dengan orangnya. Afwan jika ana sering mengganggu antum dan pernah membuat marah antum. Antum adalah sahabat ana, walaupun kita sudah nggak pernah ketemu lagi. Semoga silaturohim kita selalu dijaga oleh Allah Swt.

- **Teruntuk Sayhoe**, jazakallah, antum selalu membuat ana tersenyum jika kita berkumpul. Antum selalu memberikan oleh2 setelah mudik. Akh semoga Allah selalu mempertautkan silaturrohim kita. Amin.
- **Ibu Sugi sekeluarga**, Terima atas segala kebaikan yang telah Ibu berikan kepada ana. Melaui ibu Allah telah memudahkan kami untuk mendapatkan sesuap nasi tanpa harus jauh2 cari rumah makan (maklumlah jauh dari hiruk pikuk kehidupan). Semoga Allah mebalas kebaikan Ibu dengan kebahagiaan Dunia/Akhirat.
- **Pak Suradi se-keluarga dan Pak RT se-keluarga**, Terima atas segala kebaikan yang telah Bapak/Ibu berikan kepada ana dan teman2. Semoga Allah mebalas kebaikan Bapak/Ibu dengan kebahagiaan Dunia/Akhirat.

(Umar Faruq Fauzi- Abu Abdillah)

KATA PENGANTAR

بسم الله الرحمن الرحيم

Segala puji bagi Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **"PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI PATI GADUNG DENGAN KAPASITAS 15.000 TON PER TAHUN**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta.

Atas terselesainya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:.

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc, selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak Dr. Ir. Farham M Saleh, MSIE., selaku dosen pembimbing yang dengan kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan tugas akhir ini, karena penyusun sadar masih banyak

kekurangan yang terdapat pada tugas akhir ini untuk diperbaiki. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua. Amin.

Jogjakarta, September 2007.

Umar Faruq Fauzi
(03 521 064)

DAFTAR ISI

Halaman

HALAMAN JUDUL i

HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING ii

HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PENGUJI iii

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR iv

HALAMAN TERIMA KASIH v

KATA PENGANTAR xii

DAFTAR ISI xiii

DAFTAR TABEL xv

DAFTAR GAMBAR xvii

ABSTRAKSI xviii

BAB I. PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang 1

1.2. Penentuan Kapasitas 3

1.3. Tinjauan Pustaka 5

BAB II. PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku 10

2.2. Spesifikasi Produk 12

2.3. Pengendalian Kualitas 16

BAB III. PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses 21

3.2. Spesifikasi Peralatan Proses dan Utilitas 24

3.3. Perencanaan Produksi 88

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik 90

4.2. Tata Letak Pabrik 95

4.3. Tata Letak Alat Proses 98

4.4. Alir Proses dan Material 101

4.5. Unit Pendukung Proses (Utilitas) 106

4.6. Organisasi Perusahaan 118

4.7. Evaluasi Ekonomi 150

BAB V. PENUTUP

5.1. Kesimpulan dan saran 168

DAFTAR PUSTAKA 169

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Halaman

Tabel 1.1. Perkembangan Import Ethanol di Indonesia 4

Tabel 4.1. Neraca Massa Overall 102

Tabel 4.2. Neraca Massa Reaktor 102

Tabel 4.3. Neraca Massa Bak Pelarutan $CaCO_3$ 102

Tabel 4.4. Neraca Massa Netralizer 103

Tabel 4.5. Neraca Massa Filter 103

Tabel 4.6. Neraca Massa Fermentor 104

Tabel 4.7. Neraca Massa Stripper 104

Tabel 4.8. Neraca Massa Menara Distilasi 104

Tabel 4.9. Neraca Panas Pada Reaktor 105

Tabel 4.10. Neraca Panas Pada Fermentor 105

Tabel 4.11. Neraca Panas Pada Stripper 105

Tabel 4.12. Neraca Panas Pada Menara Distilasi 106

Tabel 4.13. Kebutuhan listrik untuk peralatan proses 119

Tabel 4.14. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas 120

Tabel 4.15. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu 139

Tabel 4.16. Jabatan, Pengalaman dan Prasyarat 140

Tabel 4.17. Jumlah Karyawan 144

Tabel 4.18. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji 146

Tabel 4.19. Physical Plant Cost (PPC) 157

Tabel 4.20. Direct Plant Cost (DPC) 158

Tabel 4.21. Fixed Capital Investment (FCI) 158
Tabel 4.22. Working Capital (WC) 159
Tabel 4.23. Direct Manufacturing Cost (DMC) 160
Tabel 4.24. Indirect Manufacturing Cost (IMC) 160
Tabel 4.25. Fixed Manufacturing Cost (FMC) 160
Tabel 4.26. Manufacturing Cost (MC) 160
Tabel 4.27. Pengeluaran Umum 161
Tabel 4.28. Total Product Cost 161
Tabel 4.29. Fixed Cost (Fa) 162
Tabel 4.30. Variable Cost (Va) 162
Tabel 4.31. Regulated Cost (Ra) 162

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif 19

Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif 20

Gambar 4.1. Lay Out Tata Letak Pabrik Skala 1 : 625 97

Gambar 4.2. Lay Out Alat-Alat Proses Skala 1 : 625 100

Gambar 4.3. Diagram Pengolahan Air 118

Lampiran

- Gambar Struktur Organisasi Perusahaan
- Gambar Grafik SDP dan BEP
- Gambar PEFD Pabrik Ethanol

ABSTRAKSI

Pabrik *Ethanol* memberikan prospek yang sangat baik mengingat *ethanol* banyak digunakan di dalam industri. Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan *Ethanol* berlangsung dalam fase padat – cair menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk kemudian untuk proses fermentasi digunakan Fermentor. Reaksi itu bersifat eksotermis. Umpan masuk reaktor pada suhu 110 ^{0}C dengan tekanan 1 atm.

Pabrik *Ethanol* dirancang dengan kapasitas 15.000 ton/tahun. Membutuhkan bahan baku Pati Gadung sebanyak 11.1699 kmol/jam dan Air sebanyak 111.6990 kmol/jam. Utilitas yang diperlukan dimanfaatkan sebagai air proses sebanyak 3.204,0687 kg/jam, 349,4205 sebagai steam, 8133,6175 kg/jam sebagai air pendingin, 1156,2500 kg/jam sebagai air kantor dan rumah tangga dan kebutuhan listrik sebesar 1500 KW. Pabrik direncanakan didirikan di Tuban, Jawa Timur dengan luas tanah 30 Ha. Pabrik direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari selama 330 hari dalam setahun. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 150 orang

Modal tetap yang diperoleh Rp 201.346.142.335,88 untuk pengadaan fasilitas produksi. Modal kerja sebesar Rp 19.934.178.492,61. Total Produk Cost sebesar Rp 103.661.959.031,18. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 51.178.935.625,66 /tahun dan sesudah pajak Rp 25.589.467.812,83/tahun. *Return On Investnment* (ROI) sebelum pajak 25 % dan sesudah pajak 13 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2.82 tahun dan sesudah pajak 4,40 tahun. *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 33 %, *Break Event Point* (BEP) adalah 41.84 % kapasitas, Sedangkan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 16 %. Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi ekonomi, maka pabrik *Ethanol* dari Pati Gadung layak didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Ethanol merupakan senyawa organik, dalam keadaan normal berupa cairan jenuh, tidak berwarna, mudah menguap, berbau khas, mudah terbakar dan mudah larut dalam air.

Industri petrokimia di Indonesia dewasa ini terus berkembang secara meluas dan terintregasi. Perkembangan industri hilir dan juga bahan setengah jadi yang pesat selama ini merupakan faktor pendorong dibangunnya unit-unit industri dibawahnya. Hal ini sesuai dengan sifat umum dari industri petrokimia, dimana perkembangan terhadap satu sektor akan mempengaruhi produksi pada industri hulu. Dengan demikian, penyediaan maupun kebutuhan akan bahan baku di dalam industri petrokimia saling berkaitan.

Dalam industri kimia, ethanol biasanya digunakan sebagai bahan campuran kosmetik, ethanol 70 % dapat digunakan sebagai *desinfektan*, campuran ethanol dengan gasolin dapat digunakan sebagai gasohol, bahan baku pembuat asam karboksilat, etilen dan ester, bahan dasar spirtus (campuran methanol + ethanol + zat warna metilen blue) dan masih banyak lagi.

Akhir-akhir ini banyak dijumpai penggunaan ethanol sebagai bahan bakar kendaraan yang lebih sering disebut sebagai *Bio-Ethanol*. Dimana kebutuhan akan bahan bakar setiap tahunnya mengalami peningkatan, oleh karena itu salah satu alternatif untuk mengurangi ketergantungan terhadap import bahan bakar tersebut

adalah dengan mencampurkan *Bio-ethanol* yang merupakan energi terbaharukan pada premium dengan komposisi campuran tertentu.

Bio-ethanol dikenal sebagai bahan bakar yang ramah lingkungan, karena bersih dari emisi bahan pencemar. *Bio-ethanol* dapat dibuat dari bahan baku tanaman yang mengandung pati seperti ubi kayu, ubi jalar, jagung, sagu, tetes dan berbagai macam umbi-umbian. Pada tahun 1982 BPPT telah mengawali pembangunan pabrik ethanol di Tulang Bawang yang berkapasitas 15.000 liter ethanol/hari yang setiap harinya memerlukan sekitar 90 ton bahan baku ubi jalar dan atau ubi kayu. Pembangunan pabrik ethanol tersebut dimaksudkan sebagai substitusi premium di sektor transportasi, khususnya untuk wilayah yang menghasilkan ubi jalar dan atau ubi kayu. Berkaitan dengan hal tersebut, pada tahun 1983 Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT) melakukan pengkajian pemanfaatan campuran bio-ethanol dan premium pada bahan bakar kendaraan berbahan bakar premium di Indonesia.

Meskipun program pemanfaatan *bio-ethanol* pada saat itu sebagai bahan bakar kendaraan secara ekonomi masih belum layak, namun program tersebut mempunyai manfaat lain, yaitu dapat mengurangi konsumsi bahan bakar minyak (BBM) di dalam negeri, mendorong program *diversifikasi* (penganeka ragaman) energi, mendorong terciptanya pemanfaatan energi yang berwawasan lingkungan (ethanol termasuk bahan bakar yang bersih dari bahan pencemar), merangsang pertumbuhan industri penunjang serta, mendorong terciptanya lapangan kerja dan peningkatan ekonomi di daerah.

Oleh karena itu, dalam Prarancangan Pabrik Kimia Ethanol dari Pati Gadung bertujuan untuk memenuhi kebutuhan ethanol dalam negeri, maupun untuk membuka lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, terutama masyarakat ekonomi lemah dengan cara bekerja sama dalam hal pengadaan bahan baku berupa buah gadung.

Selain itu, dengan adanya kondisi ekonomi kurang stabil, maka akan sangat baik jika ditujukan pula untuk mengurangi import dan mengembangkan kemandirian di bidang industri kimia berbasis sumber daya lokal, hal tersebut sangat penting untuk membangun fundamental ekonomi yang mantap dan dinamis.

Dengan demikian dapat disimpulkan alasan-alasan di atas menjadi beberapa pointer, yaitu sebagai berikut :

1. Terciptanya lapangan pekerjaan, yang berarti turut serta dalam usaha mengurangi pengangguran.
2. Meningkatkan pendapatan Negara di sektor industri, serta menghemat import ethanol.

Dengan adanya alasan-alasan di atas diharapkan pendirian pabrik ethanol dari pati gadung dapat dilaksanakan di Indonesia.

1.2. Penentuan Kapasitas

Pemilihan kapasitas pabrik Ethanol ini didasarkan dari beberapa pertimbangan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan ethanol dari tahun ke tahun.

2. Ketersediaan bahan baku.
3. Kapasitas pabrik yang beroperasi.

Kebutuhan Ethanol di Indonesia terus meningkat dari tahun ke tahun . Hal ini dapat dilihat pada tabel dibawah ini (BPS, 2000-2005).

Tabel 1.1. Perkembangan Import Ethanol di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton)
2000	27.965
2001	31.415
2002	33.315
2003	36.485
2004	45.331
2005	52.418

Penentuan kapasitas pabrik juga didasarkan pada kapasitas pabrik sejenis yang sudah dibangun. PS. Madukismo dengang kapasitas 6.000 ton/tahun dan PS Acidatama dengan kapasitas 17.000 ton/tahun.

Berdasarkan latar belakang yang ada maka dipilih kapasitas produksi 15.000 ton/tahun. Kapasitas ini ditetapkan dengan pertimbangan antara lain :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Dapat membuka kesempatan berdirinya lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat.
3. Dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku berupa buah gadung.

1.3. Tinjauan Pustaka

Etil alkohol atau ethanol yang dalam bahasa sehari-hari lebih dikenal dangan sebutan alkohol merupakan senyawa yang mengandung gugus hidroksil dangan rumus C_2H_5OH. Ethanol mempunyai beberapa sifat diantaranya, ethanol merupakan cairan jenuh, tidak berwarna, mudah menguap, berbau khas,mudah terbakar, mudah larut dalam air, titik didih 78,32 ^oC, titik beku -114,1 densitas 0,789 gr/l. (Krick & Othmer, 1965)

Ethanol banyak digunakan oleh industri yang lain sebagai

1. Bahan campuran kosmetik.
2. Ethanol 70 % dapat digunakan sebagai desinfektan.
3. Campuran ethanol dengan gasolin dapat digunakan sebagai gasohol.
4. Bahan baku pembuat asam karboksilat, etilen dan ester.
5. Bahan dasar spirtus (campuran methanol + ethanol + zat warna metilen blue).

Berdasarkan atas letak radikal OH pada atom C, alkohol dibedakan menjadi :

1. Alkohol Primer

   Merupakan alkohol yang mempunyai gugus hidroksil (-OH) yang terikat pada atom karbon primer yaitu atom karbon yang mengikat satu atom karbon yang lain.

   Misal : $H_3C\text{-}CH_2\text{-}OH$

2. Alkohol Sekunder

   Merupakan alkohol yang mempunyai gugus hidroksil (-OH) yang terikat pada atom karbon sekunder yaitu atom karbon yang mengikat 2 atom karbon yang lain.

Misal : H_2C-CH-CH_3 (2 Propanol)
OH

3. Alkohol Tersier

Merupakan alkohol yang mempunyai gugus hidroksil (-OH) yang terikat pada atom karbon tersier yaitu atom karbon yang mengikat 3 atom karbon yang lain.

CH_3
Misal : H_3C-C-CH_3 (2-metil 2-propanol)
OH

Pembuatan ethanol secara komersial dapat dilakukan dengan beberapa cara :

1. Fermentasi

Cara ini dibedakan berdasarkan bahan dasarnya yaitu :

- Bahan yang mengandung sukrosa.

  Bahan baku yang digunakan digolongkan menjadi 3 yaitu : molasses, gula tebu dan sari buah. sukrosa (disakarida), kemudian dihidrolisis dengan menggunakan bantuan asam mineral encer (misal asam sulfat atau asam klorida) menjadi glukosa dan fruktosa (monosakarida penyusun) kemudian monosakarida yang terbentuk dikonversikan dengan bantuan enzim menjadi ethanol dan CO_2.

- Bahan yang mengandung pati dan amilum.

  Bahan yang mengandung pati atau amilum adalah bahan-bahan yang mengandung karbohidrat. Misal jagung, beras, gandum, kentang, singkong dan berbagai jenis umbi-umbian. Amilum dihidrolisa dengan menggunakan katalis diatase, yang dibuat dari tunas barley yang

dikeringkan atau dihidrolisa dengan menggunakan katalis asam mineral encer, maka akan diperoleh hasil yang lebih baik (Prescott, P-866-867).

Glukosa hasil hidrolisis kemudian difermentasikan untuk mengubah glukosa menjadi etanol dan CO_2 dengan bantuan yeast yang menghasilkan enzim zymase.

Adapun reaksinya :

$$(C_6H_{10}O_5)n_{(s)} + H_2O_{(l)} \xrightarrow{H_2SO_4} C_6H_{12}O_{6(l)}$$

Pati Air Glukosa

$$C_6H_{12}O_{6(l)} \xrightarrow{yeast} 2\,C_2H_5OH_{(l)} + 2\,CO_2$$

Glukosa Ethanol Karbon dioksida

2. Hidrasi secara tidak langsung

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

$$C_2H_{4(l)} + H_2SO_{4(l)} \longrightarrow C_2H_5HSO_{4(l)} + 60\ kJ/mol$$

$$C_2H_{4(l)} + C_2H_5HSO_{4(l)} \longrightarrow (C_2H_5)_2SO_{4(l)}$$

Etilen diabsorbsi dalam asam sulfat dengan kadar 95 - 98 % dalam kolom absorber. Sekitar 1,4 mol etilen per mol asam sulfat diserap dalam reaksi tersebut. Karena reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis, maka diperlukan pendingin dalam absorber. Konsentrasi etilen kira 2,35 %, dengan catatan tidak mengandung apa-apa kecuali inert, saperti methana, ethana maupun propana dan selebihnya tidak boleh ada. Karena apabila terdapat pengotor yang lainnya, maka akan membentuk resin.

Absorbsi etilen tergantung dari tekanan, sehingga tekanan reaksi antara 10 - 35 bar dipilih tergantung dari konsentrasi etilen umpan. Suhu reaksi 68 - 85 °C. Suhu tinggi akan menyebabkan terbentuknya resin. Gas yang melewati menara absorber kemudian masuk ke scrubber yang mengandung kaustik. hidrolisa dari etil sulfat. Reaksinya dapat dilihat berikut ini :

$$(C_2H_5)_2SO_{4\,(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \longrightarrow C_2H_5OH_{(\ell)} + C_2H_5HSO_{4\,(\ell)}$$

$$C_2H_5HSO_{4\,(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \longrightarrow C_2H_5OH_{(\ell)} + H_2SO_{4\,(\ell)}$$

Reaksi ini terjadi dalam 2 langkah. Yang pertama terjadi pada suhu 70 °C dan yang kedua pada suhu 100 °C. Banyak air yang ditambahkan sehingga konsentrasi H_2SO_4 menjadi 40 - 55 %. Langkah ini dilakukan untuk mengurangi reaksi samping.

$$(C_2H_5)HSO_{4\,(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \longrightarrow C_2H_5OH_{(\ell)} + H_2SO_{4\,(\ell)}$$

Ethanol yang terbentuk dipisahkan bersama eter dari kolom stripper, kemudian dicuci dengan kaustik soda sehingga bebas asam, kemudian dipisahkan dari eter dan dipekatkan dengan 2 kolom Menara Destilasi.

Pemekatan kembali cairan H_2SO_4 merupakan operasi paling mahal dalam langkah ini. Karena membutuhkan panas yang tinggi dan adanya sifat korosif yang tinggi. Alat absorbsi dan destilasi dibuat dari baja ringan. Timah hitam dan batu bara yang tahan terhadap asam digunakan sebagai seksi hidrolisis.

3. Hidrasi langsung dengan Katalis

Reaksi hidrasi langsung dangan katalis ini berada dalam fase gas :

$$C_2H_{4\,(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \longrightarrow C_2H_5OH_{(\ell)} + 43{,}4\ \text{kJ/mol}$$

Seperti reaksi eksotermis yang lain, katalis diperlukan untuk menyesuaikan kecepatan reaksi pada suhu rendah. Karena mekanisme reaksi melewati ion karbonium, katalis yang cocok untuk reaksi ini adalah donor proton, yang banyak digunakan adalah H_3PO_4 dengan pembawa seperti tanah diatomae, bentoine, alumina gel dan opoka.

Etilen dan air bebas garam dengan rasio mol 1 : 2 dipanaskan hingga mencapai suhu reaksi 250 - 300 °C dengan tekanan 60 - 80 bar. Karena reaksi eksotermis, gas keluar dari reaktor sekitar 50 °C lebih panas. Gas yang dipisahkan dari kondensat yang terbentuk dicuci dengan air dalam absorber untuk mengambil sebanyak mungkin ethanol dari gas, kemudian etilen yang tidak terkonversi diumpankan kembali ke reaktor dengan recycle gas dari kompresor. Karena sekitar 4 - 5 % dari umpan etilen ke Reaktor yang terkonversi, perpindahan panas dari recycle gas penting untuk menghemat energi. Cairan crude oil yang terbentuk sebagai hasil bawah absorber diekspansi dan etilen yang terlarut dalam crude ethanol dipisahkan dan dikompresi kembali. Ethanol dimurnikan dengan destilasi.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan ethanol 95 % dirancang dengan variabel utama, yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian mutu.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku (STP : 1 atm, 25 °C)

2.1.1 Bahan Baku

1. Pati Gadung

Rumus molekul	: $(C_6H_{10}O_5)_n$
Berat molekul	: 162 kg/kgmol
Titik didih (760 mmHg)	: 250 °C = 482 °F
Kapasitas panas	: 0,4336 kcal/kg °C
Fase (1 atm)	: Padat
Kadar pati	: 29,7 %
Kandungan air	: 63,4 %
Impuritis	: Berupa campuran senyawa 6,9 %
Densitas	: 1,55 kg/l
Viskositas	: 2,0736 Cp

2. Air

Rumus molekul	: H_2O	
Rumus bangun	: H-O-H	
Berat molekul	: 18 kg/kgmol	
Titik didih (760 mmHg)	: 100 °C	= 212 °F
Titik lebur	: 0 °C	= 32 °F
Titik beku	: 0 °C	= 32 °F
Tekanan uap murni (100 °C)	: 760 mmHg	
Temperatur kritis	: 374 °C	= 705,2 °F
Tekanan kritis	: 218 atm	
Spesific gravity (20/4°C)	: 1,00	
Kapasitas panas	: 0,950 Btu/lb. °F	
Fase	: Cair	
Kemurnian	: 100 %	
Impuritis	: 0 %	
Viskositas	: 1 Cp	

3. Yeast

Fase	: Padat
Jenis	: *Saccaromyces Cereviceae*
Densitas	: 1.000 kg/m^3
Kapasitas panas	: 1 kkal/kg °C
Konduktivitas panas	: 0,373 Btu/J ft K
Suhu tumbuh	: 30 °C

Suhu penyimpanan : 30 °C

2.2. Spesifikasi Produk (STP : 1 atm, 25 °C)

1. Ethanol

Rumus molekul	: C_2H_5OH	
Berat molekul	: 46 kg/kgmol	
Titik didih	: 78,5 °C	= 173,3 °F
Kapasitas panas	: 0,68 kcal/kg °C	
Konduktifitas panas	: 0,105 Btu/J ft	
Densitas	: 789 kg/m^3	
Fase	: Cair	
Kemurnian	: 95 % ethanol	
Impuritis	: 5 % air	
Viskositas	: 1 Cp	

2.2.2. Hasil Samping

1. Air

Rumus molekul	: H_2O	
Rumus bangun	: H-O-H	
Berat molekul	: 18 kg/kgmol	
Titik didih (760 mmHg)	: 100 °C	= 212 °F
Titik lebur	: 0 °C	= 32 °F
Titik beku	: 0 °C	= 32 °F
Tekanan uap murni (100 °C)	: 760 mmHg	

Temperatur kritis	: 374 °C = 705,2 °F
Tekanan kritis	: 218 atm
Spesific gravity (20/4 °C)	: 1,00
Kapasitas panas	: 0,998864 Btu/lb. °F
Fase	: Cair
Kemurnian	: 100 %
Impuritis	: 0 %.
Viskositas	: 0,922749 Cp

2.2.3. Bahan Pembantu

1. Asam Sulfat

Rumus molekul	: H_2SO_4
Berat molekul	: 98 kg/kgmol
Titik didih	: 260 °C
Titik lebur	: 10,49 °C
Berat jenis	: 1.834 kg/m^3
Kapasitas panas	: 0,3403 kcal/kg °C
Titik nyala	: 315 °F
Fase	: Cair, kental, tidak berwarna
Kemurnian	: 98 %

2. Calcium Carbonat

Rumus molekul	: $CaCO_3$
Berat molekul	: 100 kg/kgmol
Berat jenis	: 2,7 gr/cc

Kapasitas panas	: 0,199 kcal/kg °C
Konduktivitas panas	: 0,21 Btu/J ft
Fase	: Padat
Kemurnian	: 98 %
Impuritis	: 2 % air

2.2.4. Uraian Proses

Proses pembuatan ethanol dari pati gadung dengan menggunakan proses fermentasi dengan bantuan larutan asam sulfat yaitu sebagai berikut :

Umpan segar berupa pati gadung diumpankan ke dalam reaktor (R) dengan campuran air yang telah dipanaskan pada (HE-01) suhu 110 °C. Ke dalam reaktor juga dimasukkan asam sulfat pekat. Reaktor bekerja secara kontinu dan reaksi yang terjadi berupa reaksi eksotermal. Dari reaksi yang terjadi pada reaktor, maka akan terbentuk glukosa. Dalam proses pembentukan glukosa digunakan 3 buah reaktor yang dirangkai secara seri, dengan tujuan untuk memperoleh hasil konversi yang maksimal, sehingga waktu tinggal pada tiap-tiap reaktor adalah 0,36 jam.

Cairan hasil keluar reaktor dengan suhu 110 °C didinginkan terlebih dahulu dengan menggunakan Cooler (CO-01) sehingga keluar dengan suhu sebesar 60 °C. Setelah didinginkan cairan masuk ke Netralizer (N-01) yang beroperasi dengan suhu 60 °C. Kemudian pada netralizer ditambahkan $CaCO_3$ 98 % dengan tujuan untuk mengikat senyawa SO_4^- yang terbawa oleh cairan, sehingga akan terbentuk $CaSO_4$, H_2O dan CO_2 . Pada netralizer CO_2 dan sebagian dari air yang teruapkan dibuang ke udara.

Selanjutnya cairan hasil dari netralizer (N-01) diumpankan ke dalam Filter (FLT) setelah suhunya diturunkan sampai dengan 30 °C dengan pendingin (CO-02) untuk memisahkan antara cairan dan slurry. Cairan (glukosa dan air) dan slurry (pati, $CaSO_4$ dan ash) dipisahkan dengan menggunakan filter (FLT) pada suhu operasi 30 °C.

Slurry yang sudah terpisah, langsung disalurkan ke bagian Unit Pengolahan Limbah (UPL). Sedangkan cairan langsung dipompa dan diumpankan ke dalam Fermentor. Fermentor beroperasi secara batch dengan lama fermentasi 21 jam pada suhu 30 °C. Ke dalam fermentor juga ditambahkan yeast dengan jenis *saccaromyces cereviceae*. Pada proses fermentasi digunakan fermentor sebanyak 2 buah yang dirangkai secara paralel. Setelah proses berjalan selama 21 jam, maka cairan yang dihasilkan ditampung terlebih dahulu dalam Tangki Penampungan (T-02) selama 1 bulan penyimpanan. Hal ini dilakukan dengan tujuan supaya proses selanjutnya beroperasi secara kontinu.

Setelah penyimpanan dilakukan selama satu bulan, cairan tersebut diumpankan ke stripper dengan terlebih dahulu dipanaskan dalam HE-04 sehingga suhu mencapai 75 °C. Hasil atas stripper didinginkan menggunakan cooler (CO-03) kemudian diumpankan ke dalam Menara Destilasi (MD). Dan hasil bawah stripper didinginkan dengan menggunakan cooler (CO-04) yang selanjutnya dibuang ke UPL.

Umpan masuk menara distilasi (MD) pada kondisi 70 °C dan tekanan 1 atm. Hasil bawah menara distilasi (MD) pada suhu 105 °C dan tekanan 1,2 atm

didinginkan dengan pendingin (CO-06) yang berupa *Double Pipe Exchanger* sampai suhu 30 ^{o}C untuk disimpan di tangki penyimpan (T-03).

Sedangkan hasil atas menara distilasi (MD) pada suhu 82 ^{o}C dan tekanan 1,1 atm didinginkan dengan pendingin (CO-05) sampai suhu 30 ^{o}C untuk disimpan di tangki penyimpan (T-04).

2.3. Pengendalian Kualitas

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku, yang berupa pati dan yeast serta pengujian terhadap bahan pembantu yaitu H_2SO_4 dan $CaCO_3$. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar pati, yeast, H_2SO_4 dan $CaCO_3$ yang akan digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

1. Kemurnian dari bahan baku pati dan yeast.
2. Kemurnian dari H_2SO_4.
3. Kadar air.
4. Kemurnian dari $CaCO_3$

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan *Automatic Control* yang menggunakan beberapa indikator.

Beberapa kontrol yang dilakukan adalah :

1. Kontrol terhadap produk.

   Kontrol terhadap produk ini dilakukan untuk memperoleh tingkat kemurnian ethanol yang diinginkan.

2. Kontrol terhadap kondisi operasi.

   - Mengontrol suhu
   - Mengontrol tekanan

Alat kontrol yang digunakan dikondisikan pada harga tertentu :

1. Flow Meter.

   Merupakan alat yang ditempatkan atau dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk, dan keluar alat proses. Flow meter ini dikondisikan pada harga tertentu. Bila flow meter ini mengalami penyimpangan dari harga yang telah ditentukan, maka akan diberi isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke kondisi semula.

2. Suhu.

   Jika ada penyimpangan suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang berupa suara, nyala lampu dan lain-lain.

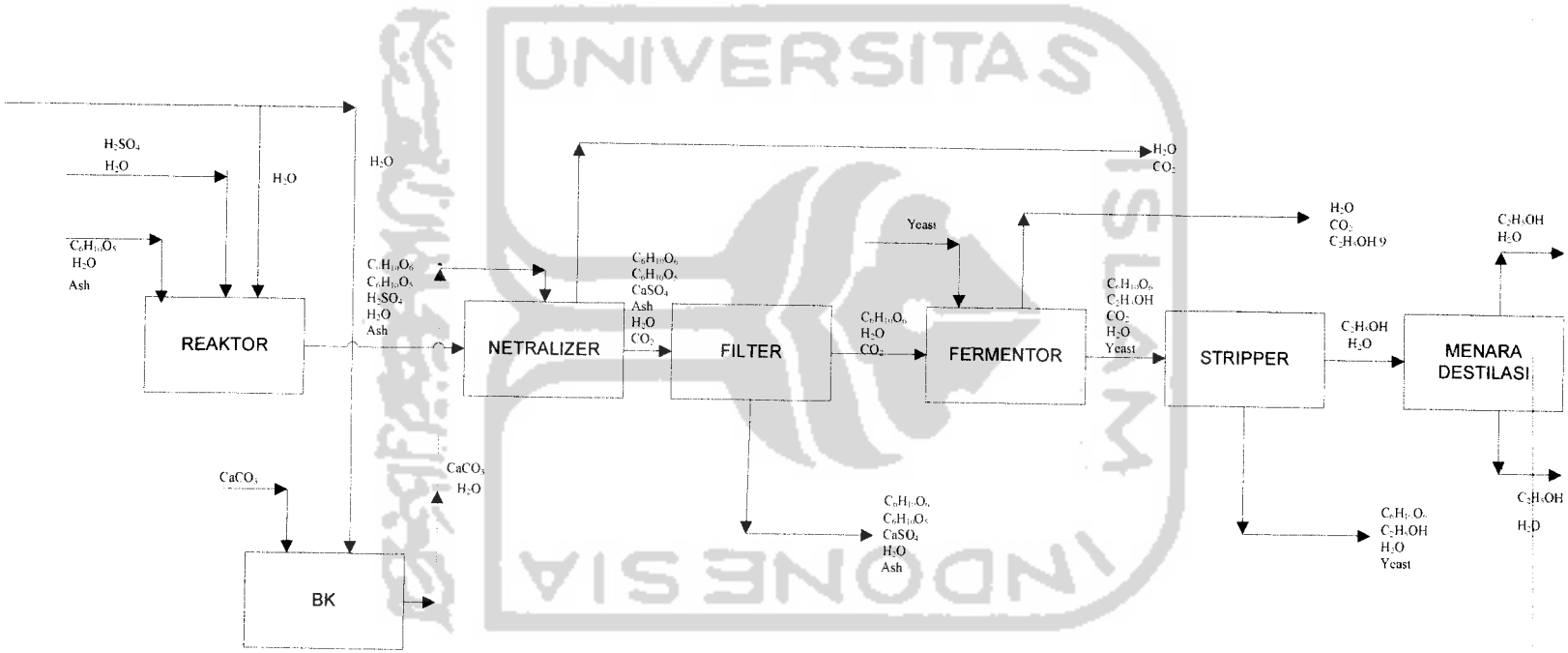
3. Tekanan.

   Perubahan tekanan dapat dideteksi dengan isyarat yang dikeluarkan berupa suara, nyala lampu dan lain-lain.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang sesuai standar, maka pengendalian mutu dilakukan

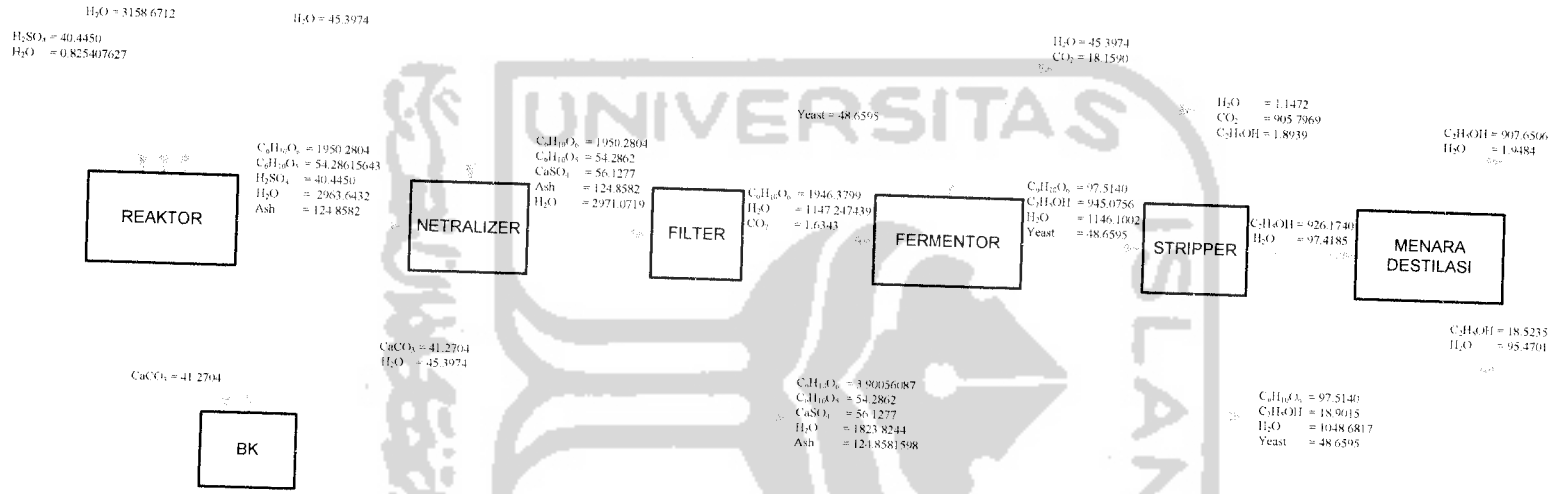
untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasinya.

DIAGRAM ALIR PROSES
KUALITATIF



Gambar 2.1 : Diagram Alir Kualitatif

DIAGRAM ALIR PROSES
KUANTITATIF



Gambar 2.2 : Diagram Alir Kuantitatif

BAB III

URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

3.1. Uraian Proses

Proses pembuatan ethanol dari pati gadung, secara garis besar terbagi menjadi tiga unit, yaitu :

1. Unit penyiapan bahan baku
2. Unit Reaksi
3. Unit Finishing

3.1.1. Unit penyiapan bahan baku

1. Pati yang berasal dari gudang dengan menggunakan belt conveyer dan bucket elevator dimasukkan ke Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan tekanan 1 atm dan suhu operasi 110 °C.
2. Asam Sulfat (H_2SO_4) yang berasal dari tangki 01 dengan pompa 02 dimasukkan ke Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan tekanan 1 atm dan suhu yang telah dinaikkan dengan heater dari 30 °C sampai dengan 110 °C. Komposisi umpan reaktor terdiri dari *pati* dan *air* dengan perbandingan 1 : 10 dengan tujuan mempermudah melarutkan pati dalam air dengan menggunakan bantuan asam sulfat.

3.1.2. Unit Reaksi

Pada reaktor terjadi proses perubahan pati menjadi glukosa dengan bantuan asam sulfat. Reaksi terjadi secara Eksotermis, dengan reaksi sebagai berikut :

$$\underset{\text{Pati}}{C_6H_{10}O_5} + \underset{\text{Air}}{H_2O} \longrightarrow \underset{\text{Glukosa}}{C_6H_{12}O_6}$$

Setelah terbentuknya glukosa pada reaktor, reaksi selanjutnya adalah mengubah glukosa menjadi Ethanol dengan menambahkan yeast. Adapun reaksinya sebagai berikut :

$$\underset{\text{Glukosa}}{C_6H_{12}O_6} \longrightarrow \underset{\text{Ethanol}}{2C_2H_5OH} + \underset{\text{Karbon Dioksida}}{2CO_2}$$

Konversi reaksi yang terjadi pada proses pembentukan glukosa sebesar 97 %. Reaksi pembentukan glukosa adalah reaksi eksotermis.

Proses pembentukan glukosa dari reaksi pati dan air dengan bantuan Asam Sulfat yaitu sebagai berikut :

Umpan segar berupa pati gadung diumpankan ke dalam reaktor (R) dengan campuran air yang telah dipanaskan dengan (HE-01) sampai dengan suhu 110 ^{o}C. Ke dalam reaktor juga dimasukkan Asam Sulfat pekat sebagai katalis. Reaktor bekerja secara kontinu dan reaksi yang terjadi berupa reaksi eksotermal. Dari reaksi yang terjadi pada reaktor maka akan terbentuk glukosa. Dalam proses pembentukan glukosa digunakan 3 buah reaktor yang dirangkai secara seri, dengan tujuan untuk memperoleh hasil konversi yang maksimal, sehingga waktu tinggal pada tiap-tiap reaktor adalah 0,36 jam.

Setelah pembentukan glikosa, proses selanjutnya adalah proses pembentukan ethanol. Proses ini terjadi pada fermentor.Proses pembentukan ethanol yang terjadi adalah sebagai berikut :

Cairan yang telah mengalami filtrasi diumpankan ke dalam fermentor. Fermentor beroperasi secara batch dengan lama fermentasi 21 jam pada suhu 30 ^{o}C. Ke dalam fermentor juga ditambahkan yeast dengan jenis *saccaromyces cereviceae*. Pada proses fermentasi digunakan fermentor sebanyak 2 buah yang dirangkai secara paralel. Setelah proses berjalan selama 21 jam, maka cairan yang dihasilkan ditampung terlebih dahulu dalam tangki penyimpanan (T-02) selama 1 bulan penyimpanan. Hal ini dilakukan dengan tujuan supaya proses selanjutnya beroperasi secara kontinu

3.1.3. Unit Finishing

Setelah penyimpanan dilakukan selama satu bulan, cairan tersebut diumpankan ke stripper dengan terlebih dahulu dipanaskan dengan menggunakan HE-04 sehingga suhu mencapai 75 ^{o}C. Hasil atas stripper didinginkan menggunakan cooler (CO-03) kemudian diumpankan ke dalam menara distilasi (MD). Dan hasil bawah stripper didinginkan dengan menggunakan cooler (CO-04) yang selanjutnya dibuang ke UPL.

Umpan masuk menara distilasi (MD) pada kondisi 75 ^{o}C dan tekanan 1 atm. Hasil bawah menara distilasi (MD) pada suhu 105 ^{o}C dan tekanan 1,2 atm didinginkan dengan pendingin (CO-06) sampai suhu 30 ^{o}C untuk disimpan di tangki penyimpan (T-03).

Sedangkan hasil atas menara distilasi (MD) pada suhu 82 °C dan tekanan 1,1 atm didinginkan dengan pendingin (CO-05) sampai suhu 30 °C untuk disimpan di tangki penyimpan (T-04).

3.2. Spesifikasi Peralatan Proses Dan Utilitas

3.2.1. Spesifikasi Peralatan Proses

1. Tangki Penyimpan Asam Sulfat

   Kode : T-01

   Fungsi : Menyimpan katalis asam sulfat sebanyak 29.714,6935 kg untuk keperluan 30 hari.

   Jenis : Silinder tegak, *flanged & dished head*

   Spesifikasi

   - Jumlah : 1 buah
   - Bahan : Stainless steel SA - 283 grade C
   - Diameter tangki : 2,5606 m
   - Panjang tangki : 3,8408 m
   - Tebal plat *shell* : 0,25 inch
   - Volume tangki : 21,1903 m^3

   Kondisi operasi

   - Tekanan : 1 atm
   - Suhu : 30 °C

   Harga : US $ 5,796,1160

2. Tangki Penyimpan Hasil Fermentor

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan hasil fermentor sebanyak 805.445,7 kg untuk keperluan 15 hari.

Jenis : Silinder tegak, *flanged & dished head.*

Spesifikasi

- Jumlah : 2 buah
- Bahan : Stainless steel grade C
- Diameter tangki : 7,8 m
- Tinggi tangki : 11,7 m
- Volume tangki : 552,68 m^3
- Tebal plate *shell* : 0,25 inch

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Harga : US $ 119,741,6677

3. Tangki Penyimpan Ethanol 2 %

Kode : T-03

Fungsi : Menyimpan hasil bawah MD berupa ethanol 2 % sebanyak 82.075,4114 kg untuk keperluan 30 hari.

Jenis : Silinder tegak, *flanged & dished head*

Spesifikasi

- Jumlah : 1 buah

- Bahan : Stainless steel SA - 283 grade A
- Diameter tangki : 4,4381 m
- Tinggi tangki : 6,6572 m
- Volume tangki : 110,3402 m^3
- Tebal : 0,25 inch

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Harga : US $ 23,905,7980

4. Tangki Penyimpan 98 %

Kode : T-04

Fungsi : Menyimpan hasil atas MD berupa ethanol 98 % sebanyak 327.455,64 kg untuk keperluan 15 hari.

Jenis : Silinder tegak, *flanged & dished head*

Spesifikasi

- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless Steel SA - 283 Grade A
- Diameter tangki : 7,5053 m
- Tinggi tangki : 11,258 m
- Volume tangki : 533,6163 m^3
- Tebal plate *shell* : 0,25 inch

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 30 °C

Harga : US $ 115,610,8585

5. Bak Pelarutan $CaCO_3$

Kode : Bk

Fungsi : Melarutkan $CaCO_3$ sebanyak 62.400,82 kg untuk keperluan 30 hari.

Jenis : Bak tertutup dilengkapi dengan pengaduk

Spesifikasi

- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Stainless steel Grade C
- Diameter tangki : 2,0283 m
- Tinggi tangki : 3,0424 m
- Volume tangki : 62,4 m^3
- Tebal plate *shell* : 0,25 inch

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Harga : US $ 53,9863

6. Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan pati sebanyak. 11,16 kmol/jam dan air sebanyak 111,6 kmol/jam menjadi glukosa

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

Jumlah : 3 buah.

Spesifikasi

- Dimensi

  Inside Diameter : 4,7053 ft

  Outside Diameter : 4,7341 ft

  Panjang : 18,7597 ft

  Tebal shell : 0,015625 ft

- Head

  Bentuk : *Torispherical head*

  Tebal head : 0,1671 inch dipilih standar 0,1875 inch.

- Volume reaktor : 5.005,4266 in^3

  : 0,0820 m^3

- Bahan konstruksi : Stainless steel austenitic 18 Cr 12 Ni 12.5 Mo type (Perry, tabel 28.2)

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm.
- Suhu : 110 ^oC.
- Fase reaksi : Cair

Harga : US $ 157,116,9821

7. Netralizer (N-01)

Fungsi : Menghilangkan kandungan H_2SO_4 dengan menambahkan $CaCO_3$ sebanyak 5.547,0097 kg/jam selama 30 hari.

Jenis : Tangki penetral silinder vertikal berpengaduk, *flange & dished head* yang dilengkapi dengan :

- Sebuah pengaduk mekanik berturbin 6 sudut (turbin with 6 flat blades)
- Kecepatan putaran ~ 2,5 putaran per detik
- Motor bertenaga 1 Hp
- Buah baffle

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Bahan : Stainless steel austenitic 18 Cr 8 ni type
- Diameter : 1,1833 m
- Tinggi : 1,7749 m
- Volume : 2,0923 m^3
- Tebal plate *shell* : 0,1875 inch

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1,7 atm
- Suhu : 60 °C

Harga : US $ 52,121,1859

8. Filter (FLT-01)

Fungsi : Memisahkan cairan (glukosa dan air) dan slurry (pati, $CaSO_4$ dan ash) hasil dari netralizer dengan kapasitas 5.156,6243 kg/jam.

Jumlah : 2 buah

Spesifikasi

- Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C

  (Brownell & Young,1959. Tab.13.1, p-251)
- Kecep. Alir Massa: 5156,6243 kg/jam
- Luas penampang : 0,8828 m^3/jam
- Diameter : 1,0605 m
- Tinggi : 1,6 m

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Harga : US $ 5,711,3487

9. Fermentor (FR)

Fungsi : Mengubah glukosa menjadi ethanol sebanyak 3.142,2868 kg/jam

Jenis : Reaktor Batch

Jumlah : 2 buah.

Spesifikasi

- Dimensi

  Inside Diameter : 14,3720 ft

  Outside Diameter : 14,49353 ft

  Panjang : 21,5580 ft

  Tebal shell : 0,0604 ft

- Head

  Bentuk : *Torispherical head*

  Tebal head : 0,725 inch dipilih standar 0,725 inch.

- Volume fermentor: 6.134.159,7652 in^3

  : 100,5208 m^3

- Bahan konstruksi : Stainless steel austenitic 18 Cr 12 Ni 12.5 Mo type (Perry, tabel 28.2)

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm.
- Suhu : 30 °C.
- Fase reaksi : Cair

Harga : US $ 781,630,4385

10. Stripper (ST)

Tugas : Memisahkan produk ethanol sebagai produk dari impuritiesnya sebanyak 2.237,3493 kg/jam.

Jenis : Silinder tegak, *flange & dished head.*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Dimensi

  Jumlah plate : 39 buah

  Diameter menara : 1,7131 m

  Tinggi menara : 10,6859 m

  Tebal head : 0,1875 inch

Tebal dinding : 0,25 inch

- Bahan konstruksi : Stainless steel austenitic 18 Cr 12 Ni 12.5 Mo type

Kondisi Operasi

- Puncak menara

  Tekanan : 1,2 atm.

  Suhu : 104 °C

- Umpan menara

  Tekanan : 1,1 atm.

  Suhu : 98 °C

- Dasar menara

  Tekanan : 1,2 atm.

  Suhu : 129 °C

Harga : US $ 48,465,48233

11. Menara Distilasi

Tugas : Memisahkan produk ethanol sebagai produk dengan air sebanyak 1.023,5926 kg/jam.

Jenis : Silinder tegak, *flange & dished head.*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Dimensi

  Jumlah plate : 31 buah

  D.seksi enriching : 3,1996 m

D. seksi stripping : 0,4694 m

Tinggi menara : 8,6067 m

Tebal head : 0,5 inch

Tebal enriching : 0,25 inch

Tebal stripping : 0,1875 inch

- Bahan konstruksi : Stainless steel austenitic 18 Cr 12 Ni 12.5 Mo type

Kondisi Operasi

- Puncak menara

  Tekanan : 1 atm

  Suhu : 82,088 °C

- Umpan menara

  Tekanan : 1,1 atm

  Suhu : 96,47 °C

- Dasar menara

  Tekanan : 1,2 atm

  Suhu : 105,153 °C

Harga : US $ 70,137,93729

12. Reboiler (RB - 01)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang keluar dari bawah Stripper (ST) dan mengembalikan uap ke dalam ST sebanyak 1.213,7567 kg/jam.

Jenis : *1-1 HE, Double Pipe*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Dimensi

  Luas transf. panas : 170,7034 ft^2

  Bahan : Stainless steel

  Panjang pipa : 8 ft

  Annulus

  - Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
  - Schedule number (Sch.N) : 40
  - Fluida : Steam jenuh
  - Pressure Drop : 5,5032E-10 psia

  Inner pipe

  - Nominal Pipe Size (NPS) : 0,5 inch
  - Schedule number (Sch.N) : 40
  - Fluida : Bahan
  - Pressure Drop : 1,8377 psia

Kondisi operasi

- Suhu masuk : 129 °C
- Suhu keluar : 139,135°C
- Tekanan : 1,2 atm
- Beban panas : 1,6399E+05 Btu/jam

Harga : US $ 870,2803595

13. Reboiler (RB - 02)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang keluar dari bawah menara distilasi (MD) dan mengembalikan uap ke dalam MD sebanyak 113,9936 kg/jam.

Jenis : *1-1 HE, Double Pipe*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Dimensi

  Luas transf. panas : 25,7711 ft^2

  Bahan : Stainless steel

  Panjang pipa : 8 ft

  Annulus

  - Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
  - Schedule number (Sch.N) : 40
  - Fluida : Larutan ethanol
  - Pressure Drop : 2,5155E-11 psia

  Inner pipe

  - Nominal Pipe Size (NPS) : 0,5 inch
  - Schedule number (Sch.N) : 40
  - Fluida : Steam
  - Pressure Drop : 0,0788 psia

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 105 °C

- Suhu keluar : 115 °C
- Tekanan : 1,2 atm
- Beban panas : 2,4024E+04 Btu/jam

Harga : US $ 2,705,978411

14. Kondensor-01 (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari menara distilasi sebagai hasil yang berupa air dan ethanol sebagai produk atas sebanyak 909,5989 kg/jam

Jenis : *Heat Exchanger, Double Pipe*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Dimensi

Luas transf. panas : 20,5379 ft^2

Bahan : Stainless steel

Panjang pipa : 8 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Larutan ethanol
- Pressure Drop : 5,0020E-06 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40

- Fluida : Steam
- Pressure Drop : 0,0132 psia

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 82 °C
- Suhu keluar : 72.°C
- Tekanan : 1 atm
- Beban panas : 7,4126E+05 Btu/jam

Harga : US $ 1,564,014971

15. Tangki Akumulator (AC-01)

Tugas : Menampung hasil kondensasi kondensor CD-01 pada menara distilasi sebanyak 250 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder horizontal *toryspherical dished head*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Bahan : Plate steel SA.283 Grade C
- Diameter : 0,6623 m
- Panjang : 0,2208 m
- Tebal shell : 0,1875 inch
- Tebal head : 0,1875 inch
- Volume : 0,1006 m^3

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 50 °C

Waktu tinggal : 5 menit

Harga : US $ 1,263,729921

16. Pompa (P-01)

Tugas : Mengalirkan mengalirkan air ke reaktor dan tangki pelarutan $CaCO_3$

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 1,8555 gpm

BHP : 0,0938 Hp

Effisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 845,99

17. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan mengalirkan asam sulfat ke reaktor

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 0,0825514 gpm

BHP : 0,0008312 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 37,64

18. Pompa (P-03)

Tugas	: Mengalirkan cairan hasil R-01 ke R-02
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 13,9237 gpm
BHP	: 0,253391 Hp
Efisiensi motor	: 80 %
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: US $ 6,348,22

19. Pompa (P-04)

Tugas	: Mengalirkan cairan hasil R-02 ke R-03
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 13,9237 gpm
BHP	: 0,253391 Hp
Efisiensi motor	: 80 %
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: US $ 6,348,22

20. Pompa (P-05)

Tugas	: Mengalirkan cairan hasil R-03 ke Netralizer
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 13,9237 gpm

BHP : 0,2565968 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,5 Hp

Harga : US $ 6,348,22

21. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan larutan $CaCO_3$ ke netralizer

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 0,2517 gpm

BHP : 0,0015807 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 114,7491

22. Pompa (P-07)

Tugas : Mengalirkan cairan dari netralizer ke filter

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 14,0040 gpm

BHP : 0,2559889 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,5 Hp

Harga : US $ 6,384,8261

23. Pompa (P-08)

Tugas	: Mengalirkan cairan dari filter ke fermentor (FR-01)
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 11,8737 gpm
BHP	: 0,0562469 Hp
Efisiensi motor	: 80 %
Power motor	: 0,25 Hp
Harga	: US $ 5,413,5459

24. Pompa (P-09)

Tugas	: Mengalirkan cairan dari fermentor (FR-01) ke tangki penampungan sementara.
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 6,0567 gpm
BHP	: 0,1399553 Hp
Efisiensi motor	: 80 %
Power motor	: 0,25 Hp
Harga	: US $ 2,761,4059

25. Pompa (P-10)

Tugas	: Mengalirkan cairan dari fermentor (FR-02) ke tangki penampungan sementara.

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 6,0567 gpm

BHP : 0,1399553 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 2,761,4059

26. Pompa (P-11)

Tugas : Mengalirkan cairan dari tangki ke stripper

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 9,6405 gpm

BHP : 0,1125875 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 4,395,3764

27. Pompa (P-12)

Tugas : Mengalirkan hasil atas stripper ke menara destilasi

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 4,4369 gpm

BHP : 0,008193 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 2,022,8850

28. Pompa (P-13)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah stripper ke UPL

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 3,9278 gpm

BHP : 0,013594 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 1,790,7952

29. Pompa (P-14)

Tugas : Mengalirkan hasil atas menara distilasi ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 3,8514 gpm

BHP : 0,013616 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

30. Pompa (P-15)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah menara distilasi ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 0,4317 gpm

BHP : 0,000388 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 196,8466

31. Pompa (P-16)

Tugas : Mengalirkan hasil atas dari tangki ke tangki pemasaran

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 3,8514 gpm

BHP : 0,013616 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 1,755,9481

32. Pompa (P-17)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah dari tangki ke tangki pemasaran

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 0,4317 gpm

BHP : 0,000388 Hp

Efisiensi motor : 80 %

Power motor : 0,25 Hp

Harga : US $ 196,8466

33. Heater (H-01)

Tugas : Memanaskan air dari utilitas sebelum diumpankan ke reaktor dari suhu 30 °C sampai suhu 110 °C sebanyak 2.010,598386 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Luas transf. panas : 35,35193 ft^2
- Bahan : Stainless steel
- Panjang pipa : 12 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Air segar
- Pressure Drop : 3,1324E-08 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Steam

- Pressure Drop : 1,5298 psia

- Medium pemanas : Steam jenuh
- Beban panas : 1,9253E+06 J/jam.

Harga : US $ 506,5632212

34. Heater (H-02)

Tugas : Memanaskan asam sulfat dari tangki penyimpan (T-01) sebelum diumpankan ke reaktor dari suhu 30 °C sampai suhu 110 °C sebanyak 41,2704 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Luas transf. panas : 25,8949 ft^2
- Bahan : Stainless steel
- Panjang pipa : 12 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Asam sulfat
- Pressure Drop : 2,8126E-10 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40

- Fluida : Steam
- Pressure Drop : 0,0156 psia

- Medium pemanas : Steam jenuh
- Beban panas : 1,0821E+05 J/jam.

Harga : US $ 371,0531102

35. Heater (H-03)

Tugas : Memanaskan larutan $CaCO_3$ dari bak pelarutan sebelum diumpankan ke netralizer dari suhu 30 °C sampai suhu 60 °C sebanyak 86,6678 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Luas transf. panas : 43,3176 ft^2
- Bahan : Stainless steel
- Panjang pipa : 12 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Larutan $CaCO_3$
- Pressure Drop : 5,6575E-11 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40

- Fluida : Steam
- Pressure Drop : 0,0508 psia

▪ Medium pemanas : Steam jenuh

▪ Beban panas : 3,9876E+04 J/jam.

Harga : US $ 620,7053086

36. Heater (H-04)

Tugas : Memanaskan hasil fermentasi dari tangki penyimpanan (T-02) sebelum diumpankan ke stripper dari suhu 30 °C sampai suhu 70 °C sebanyak 2.237,3493 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

▪ Luas transf. panas : 2,2156 ft^2

▪ Bahan : Stainless steel

▪ Panjang pipa : 12 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Cairan hasil fermentor
- Pressure Drop : 7,4342E-08 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2 inch

- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Steam
- Pressure Drop : 1,8377 psia

▪ Medium pemanas : Steam jenuh

▪ Beban panas : 3,2218E+06 J/jam.

Harga : US $ 31,74814894

37. Cooler (C–01)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil keluar dari reaktor sebagai umpan netralizer dengan menggunakan air pendingin dengan suhu 27 °C sebanyak 5.133,5129 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

▪ Luas transf. panas : 9,84E+01 ft^2

▪ Panjang : 15 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Air
- Pressure Drop : 0,0001 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 inch

- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Larutan hasil reaktor
- Pressure Drop : 0,28 psia

▪ Media pendingin : Air pendingin

▪ Beban Panas : 4,5193E+06 J/jam

Harga : US $ 1,409,687569

38. Cooler (C–02)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil keluar dari netralizer ke filter dengan menggunakan air pendingin dengan suhu 27 °C sebanyak 5.156,6243 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Spesifikasi

▪ Jumlah : 1 buah

▪ Luas transf. panas : 1,63E+02 ft^2

▪ Panjang : 15 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Air
- Pressure Drop : 0,0005 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40

- Fluida : Larutan hasil netralizer
- Pressure Drop : 0,31 psia

- Media pendingin : Air pendingin
- Beban Panas : 2,7060E+06 J/jam

Harga : US $ 2,336,95154

39. Cooler (C–03)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil atas stripper ke menara distilasi dengan menggunakan air pendingin dengan suhu 27 °C sebanyak 1.023,5926 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Luas transfer : 6,55E+01 ft^2
- Panjang : 15 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Air
- Pressure Drop : 1,6714E-05 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Larutan ethanol

- Pressure Drop : 0,02 psia

▪ Media pendingin : Air pendingin

▪ Beban Panas : 1,8351E+06 J/jam

Harga : US $ 938,5595274

40. Cooler (C–04)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil bawah ST ke UPL dengan menggunakan air pendingin dengan suhu 27 °C sebanyak 1.213,7567 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

▪ Luas transf. panas : 6,55E+01 ft^2

▪ Panjang : 15 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Air
- Pressure Drop : 4,1405E-05 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Bahan
- Pressure Drop : 0,02 psia

- Media pendingin : Air pendingin
- Beban Panas : 1,6235E+06 J/jam

Harga : US $ 938,5595274

41. Cooler (C–05)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil keluar dari MD fraksi atas sebagai produk ke tangki penyimpan dengan menggunakan air pendingin dengan suhu 27 °C sebanyak 909,5989 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Luas transf. panas : 12,8631 ft^2
- Panjang : 15 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : air
- Pressure Drop : 3,1671E-04 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Larutan ethanol
- Pressure Drop : 0,01 psia

- Media pendingin : Air pendingin
- Beban Panas : 4,0769E+06 J/jam

Harga : US $ 184,2729087

42. Cooler (C–06)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil keluar dari MD fraksi bawah ke tangki penyimpan dengan menggunakan air pendingin dengan suhu 27 °C sebanyak 113,9936 kg/jam

Jenis : Double pipe HE

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Luas transf. panas : 5,59E+00 ft^2
- Panjang : 15 ft

Annulus

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,25 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : air
- Pressure Drop : 3,3909E-06 psia

Inner pipe

- Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 inch
- Schedule number (Sch.N) : 40
- Fluida : Larutan ethanol
- Pressure Drop : 0,0004 psia

- Media pendingin : Air pendingin
- Beban Panas : 2,4860E+05 joule/jam

Harga : US $ 800,9996577

43. Gudang (G-01)

Tugas : Menyimpan pati sebanyak 1.302.867,763 kg untuk keperluan satu bulan produksi.

Jenis : Gudang empat persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 1085,7231 m^3

Panjang : 17,9572 m

Lebar : 13,4679 m

Tinggi : 4,4893 m

Harga : Rp 10.857.600,00

44. Gudang (G-02)

Tugas : Menyimpan $CaCO_3$ sebanyak 29.714,688 kg untuk keperluan satu bulan produksi.

Jenis : Gudang empat persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 156,0630 m^3

Panjang : 9,4066 m

Lebar : 7,0551 m

Tinggi : 2,3517 m

Harga : Rp 3.121.260,00

45. Gudang (G-03 & G-04)

Tugas	: Menyimpan yeast sebanyak 35.034,84 kg untuk keperluan satu bulan produksi.
Jenis	: Gudang empat persegi panjang
Jumlah	: 2 buah
Volume	: 43,7936 m^3
Panjang	: 6,1584 m
Lebar	: 4,6188 m
Tinggi	: 1,5396 m
Harga	: Rp 875.872,00

46. Belt Conveyer (BC-01)

Tugas	: Mengangkut pati dari gudang
Jumlah	: 1 buah
Tekanan masuk	: 1 atm
Suhu masuk	: 30 °C
Tinggi	: 1 m
Panjang	: 6,84 m
Daya penggerak	: 0,4313 Hp
Motor pengg. standar	: 0,5 Hp
Harga	: US $ 11,801,3166

47. Belt Conveyer (BC-02)

Fungsi	: Mengangkut $CaCO_3$ dari gudang
Jumlah	: 1 buah

Tekanan masuk : 1 atm

Suhu masuk : 30 °C

Tinggi : 1 m

Panjang : 6,84 m

Daya penggerak : 0,4313 Hp

Motor pengg. standar : 0,5 Hp

Harga : US $ 11,801,3166

48. Belt Conveyer (BC-03 & BC-04)

Fungsi : Mengangkut yeast dari gudang

Jumlah : 1 buah

Tekanan masuk : 1 atm

Suhu masuk : 30 °C

Tinggi : 1 m

Panjang : 6,84 m

Daya penggerak : 0,4313 Hp

Motor pengg. standar : 0,5 Hp

Harga : US $ 11,801,3166

49. Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi : Mengangkut pati dari BC-01 ke reaktor sebanyak 3.081,6441 kg/jam

Jenis : *Centrifugal discharge elevator*

Jumlah : 1 buah

Ukuran bucket : 6 x 4 x 4,5 inch

Tekanan masuk : 1 atm

Motor pengg. standar : 3 Hp

50. Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi : Mengangkut $CaCO_3$ dari BC-02 ke bak pelarutan sebanyak 41,2704 kg/jam

Jenis : *Centrifugal discharge elevator*

Jumlah : 1 buah

Ukuran bucket : 6 x 4 x 4,5 inch

Tekanan masuk : 1 atm

Motor pengg. standar : 3 Hp

51. Bucket Elevator (BE-03 & BE-04)

Fungsi : Mengangkut yeast dari BC-03 ke fermentor sebanyak 48,6595 kg/jam

Jenis : *Centrifugal discharge elevator*

Jumlah : 2 buah

Ukuran bucket : 6 x 4 x 4.5 in

Tekanan masuk : 1 atm

Motor pengg. standar : 3 Hp

52. Crusher

Fungsi : Menghancurkan buah gadung

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Bahan : Stainless steel

- Diameter roll : 1,372 m
- Power : 0,5 Hp

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Harga : US $ 2,764,3090

3.2.2. Alat-Alat Utilitas

1. Pompa (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air waduk menuju bak pengendap sebanyak 13.519,32 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 41,0081 gpm
- Head : 315,1576 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Kecepatan spesifik : 299,6451 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 6,1617 Hp
- Motor standar : 7 Hp

- Tekanan : 1 atm

Harga : US $ 111,315,19

2. Bak Pengendap (BU-01)

Tugas : Menampung dan menyediakan air untuk diolah serta mengendapkan kotoran. pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 12 jam

Jenis : Bak pengendap persegi panjang.

Spesifikasi

- Bahan : Beton bertulang
- Volume : 349,314 m^3
- Lebar : 7,042689 m
- Panjang : 14,08538 m
- Tinggi : 3,521345 m

Harga : Rp 6.986.273,34

3. Pompa (PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendap (BU-01) menuju *Premix Tank* (PU-01) sebanyak 13.519,32 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 41,0081 gpm
- Head : 8,6010 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 2231,3218 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,1850 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 111,315,1876

4. Flokulator (FL)

Tugas : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan yang akan diumpankan ke dalam *Clarifier* (CL) dengan waktu pengendapan 0,5 jam

Jenis : Bak silinder tegak

Spesifikasi

- Volume : 14,5859 m^3
- Diameter : 1,83646 m
- Tinggi : 5,50937 m
- Power : 3 Hp

Harga : US $ 85,247,2382

5. Pompa (PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari *Flokulator* (FL) menuju *Clarifier* (CL) sebanyak 13.519,32 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 41,0081 gpm
- Head : 8,2499 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 2302,1711 rpm

Horse power

- Brake horse power : 0,1971 Hp
- Motor standart : 0,25 Hp

Harga : US $ 111,315,19

6. Clarifier (CL)

Tugas : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air yang berasal dari *Flokulator* (FL) menuju bak saringan pasir (BSP) dengan waktu tinggal 4 jam

Jenis : Bak silinder tegak

Spesifikasi

- Volume : 116,452 m^3
- Diameter : 5,55928 m
- Tinggi : 4,8 m

Harga : US $ 1,307,5599

7. Pompa (PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari *Clarifier* (CL) menuju ke bak penampung sementara (BU-02) sebanyak 13.519,32 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 41,0081 gpm
- Head : 21,7553 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 1112,4987 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,4991 Hp
- Motor standar : 0,5 Hp

Harga : US $ 111,315,19

8. Bak Penampung sementara (BU-02)

Tugas : Menampung sementara *Raw Water* yang telah dihilangkan *suspended solid*-nya.

Jenis : Bak persegi panjang

Spesifikasi

- Bahan : Beton bertulang
- Volume : 14,5504 m^3
- Lebar : 3,875354 m
- Panjang : 3,875354 m
- Tinggi : 0,968838 m

Harga : Rp 291.007,42

9. Pompa (PU-05)

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-02) ke sand filter (FU) sebanyak 24.202,1 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 41,0081 gpm

- Head : 21,7553 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 1112,4987 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,4991 Hp
- Motor standar : 0,5 Hp

10. Sand Filter (FU-01)

Tugas : Menyaring kotoran-kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air dan koloid-koloid yang lolos dari *Clarifier*

Jenis : Silinder tegak

Spesifikasi

- Bahan : Beton bertulang
- Luas penampang : 5,9524 m^2
- Diameter : 2,7537 m
- Tinggi Pasir : 0,635 m
- Jmlh tmpkn pasir : 6 m
- Tg tmpkn pasir tot: 3,6667 m

Harga : US $ 191,8730

11. Bak Penampung Sementara (BU-03)

Tugas : Menampung air yang berasal dari sand filter (FU-01) dengan waktu tinggal 0,5 jam

Jenis : Bak persegi panjang.

Spesifikasi

- Bahan : Beton bertulang
- Volume : 14,5504 m^3
- Lebar : 3,8754 m
- Panjang : 3,8754 m
- Tinggi : 0,9688 m

Harga : Rp 291.007,42

12. Pompa (PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampungan sementara (BU-03) ke klorinator (TU-02) sebanyak 1.156,25 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal *double suction*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,2502 gpm
- Head : 15,6996 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 3.500 rpm
- Kecepatan spesifik : 914,8619 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,0389 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 92,090,61

13. Tangki Kloronasi (TU-02)

Tugas : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga dengan waktu tinggal 15 menit.

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Spesifikasi

- Volume : 0,34757 m^3
- Diameter : 0,6658 m
- Tinggi : 0,9987 m
- Putaran pengaduk : 420 rpm
- Power motor : 0,08718 Hp
- Daya mtr standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 9,453,06

14. Pompa (PU-07)

Tugas : Mengalirkan air tangki klorinasi (TU-02) ke bak distribusi (BU-04) sebanyak 1.156,25 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,2502 gpm
- Head : 29,6536 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 283,9118 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,0734 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 28,567,76

15. Bak Distribusi (BU-04)

Tugas : Menyimpan sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air minum, rumah tangga, kantor, dan umum, dengan waktu tinggal 5 jam.

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen. Diletakkan pada ketinggian 15

m sehingga distribusi air tidak memerlukan pompa.

Spesifikasi

- Volume bak : 6,9514 m^3
- Panjang : 1,5148 m
- Lebar : 1,5148 m
- Tinggi : 3,0296 m

Harga : Rp 139.028,06

16. Pompa (PU-08)

Tugas : Memompa Air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) ke Bak Air Pendingin (BU-06) sebanyak 8133,617 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 29,8977 gpm
- Head : 2,7273 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 4.508,8005 rpm

FAK TEKNOLOGI INDUSTRI PERPUSTAKAAN UII YOGYAKARTA

Horse power

- *Brake horse power* : 0,0475 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 211,568,66

17. Bak Air Pendingin (BU-05)

Tugas : Menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum di recovery di cooling water dengan waktu tinggal 1 jam.

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Spesifikasi

- Volume bak : 98,7283 m^3
- Panjang : 7,3367 m
- Lebar : 7,3367 m
- Tinggi : 1,8342 m

Harga : Rp 1.974.565,82

18. Pompa (PU-09)

Tugas : Memompa air dari bak sirkulasi air pendingin (BU-05) ke cooling tower (CTU) sebanyak 32.534,47 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 119,5909 gpm
- Head : 14,7253 ft

  Putaran pompa

  – Kecepatan putar : 1750 rpm

  – Kecepatan spesifik : 2545,8824 rpm

  Horse power

  – *Brake horse power* : 1,0262 Hp

  – Motor standar : 1,5 Hp

Harga : US $ 176,845,23

19. Cooling Tower (CTU)

Tugas : Me-*recovery* air pendingin sirkulasi dari suhu 45 °C menjadi 30 °C

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower* dengan bahan isian *Berl Saddle* 1 inch

Spesifikasi

- Luas pnmpng klm : 4,8413 m^2
- Diameter kolom : 2,4834 m

- Tinggi menara : 2,45434 m
- Power motor : 1,0324 Hp
- Standar pwr motor: 1,5 Hp

Harga : US $ 1,813,70

20. Bak air pendingin (BU-06)

Tugas : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik dengan waktu tinggal 1 jam.

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Spesifikasi

- Volume bak : 123,41 m^3
- Panjang : 7,9032 m
- Lebar : 7,9032 m
- Tinggi : 1,9758 m

Harga : Rp 2.468.207,27

21. Pompa (PU-10)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke cooler (C-01) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 24.131,28 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 88,7023 gpm
- Head : 37,5330 ft

Putaran

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 1.086,9141 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 1,9400 Hp
- Motor standar : 2 Hp

Harga : US $ 64,302,72

22. Pompa (PU-11)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke cooler (C-02) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 4.469,995 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 16,4309 gpm
- Head : 106,6957 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 213,6775 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 1,0215 Hp
- Motor standar : 1,5 Hp

Harga : US $ 64,748,42

23. Pompa (PU-12)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke cooler (C-03) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 4.521,752 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas pompa : 16,6212 gpm
- Head pompa : 345,5516 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 89,0195 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 3,3468 Hp
- Motor standar : 5 Hp

Harga : US $ 15,846,65

24. Pompa (PU-13)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke cooler (C-04) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 432,9995 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas pompa : 1,5916 gpm
- Head pompa : 20,4723 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Kecepatan spesifik : 229,3946 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,0190 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 64,748,42

25. Pompa (PU-14)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke cooler (C-05) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 4.521,752 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas pompa : 16,6212 gpm
- Head pompa : 108,9225 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 211,6072 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 1,0549 Hp
- Motor standar : 1,5 Hp

Harga : US $ 46,350,64

26. Pompa (PU-15, PU-16 & PU-17)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke R-01, R-02 & R-03 dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 16.069,6 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 59,0689 gpm
- Head : 41,9245 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 816,3322 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 1,4430 Hp
- Motor standar : 1,5 Hp

Harga : US $ 79,063,22

27. Pompa (PU-18 & PU-19)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke FR-01 & FR-02 dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 6.879,715 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikas

- Kapasitas : 25,2886 gpm
- Head : 62,4508 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 396,1386 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,9203 Hp
- Motor standar : 1 Hp

Harga : US $ 47,524,10

28. Pompa (PU-20)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke kondensor (CD-01) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 2.590,306 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 9,5215 gpm
- Head : 127,2680 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 142,5119 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,7061 Hp

- Motor standar : 1 Hp

Harga : US $ 13,933,31

29. Pompa (PU-21)

Tugas : Memompa air pendingin dari bak air dan proses (BU-06) ke *Kation Exchanger* (KEU) sebanyak 349,4205 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 1,2844 gpm
- Head : 6,6208 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 1.750 rpm
- Kecepatan spesifik : 961,0345 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,0050 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 13,933,31

30. Kation Exchanger (KEU)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Resin : Jenis *synthetic gel zeolit*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Diameter : 0,2706 m
- Tinggi : 1,5661 m

Waktu siklus : 24 jam

Harga : US $ 5,020,99

31. Pompa (PU-22)

Tugas : Memompa air dari *Kation Exchanger* (KEU) ke *Anion Exchanger* (AEU) sebanyak 349,4205 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 1,2844 gpm
- Head : 3,7780 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 3.500 rpm
- Kecepatan spesifik : 1.463,7671 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,0028 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

32. Anion Exchanger (AEU)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO_4, NO_3.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Resin : Jenis *duolit A-2*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Diameter : 0,2093 m
- Tinggi : 1,1996 m

Waktu Siklus : 7 jam

Harga : US $ 5,020,99

33. Pompa (PU-23)

Tugas : Memompa air dari *Anion Exchanger* (AEU) ke *Deaerator* (DAU) sebanyak 349,4205 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa

- Kapasitas : 1,2844 gpm

- Head : 17,5225 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 3.500 rpm
- Kecepatan spesifik : 463,1503 rpm

Horse power

- Brake horse power : 0,0131 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 13,933,31

34. Tangki Deaerator (DE)

Tugas : Membebaskan gas CO_2 dan O_2 dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na_2SO_3 dan larutan $NaH_2PO_4.2H_2O$.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Spesifikasi

- Volume : 0,8403 m^3
- Diameter : 0,4679 m
- Tinggi : 5,3886 m
- Power : 0,5 Hp

Harga : US $ 8,471,71

35. Pompa (PU-24)

Tugas : Memompa air dari deaerator (DAU) ke *Boiler Feed Water Tank* (TU-03) sebanyak 349,4205 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 1,2844 gpm
- Head : 3,6023 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 3.500 rpm
- Kecepatan spesifik : 1.516,9988 rpm

Horse power

- Brake horse power : 0,0027 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 36,596,21

36. Pompa (PU-25)

Tugas : Memompa air dari *Boiler Feed Water Tank* (TU-03) ke boiler (BLU) sebanyak 1.747,103 kg/jam

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Kapasitas : 6,4220 gpm
- Head : 61,4178 ft

Putaran pompa

- Kecepatan putar : 3.500 rpm
- Kecepatan spesifik : 404,2813 rpm

Horse power

- *Brake horse power* : 0,2298 Hp
- Motor standar : 0,25 Hp

Harga : US $ 36,596,21

37. Boiler Feed Water Tank (TU-03)

Tugas : Mencampur kondensat sirkulasi dan *Make-Up* air umpan boiler sebelum diumpankan sebagai steam dalam boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Spesifikasi

- Volume : 0,5252 m^3
- Diameter : 0,7640 m
- Tinggi : 1,1461 m

Harga : US $ 4,965,13

38. Boiler (BO)

Tugas : Memproduksi steam jenuh pada suhu 212 °F dan tekanan 14,7 psi sebanyak 1.747,103 kg/jam.

Alat : Ketel uap jenis *Fire tube boiler* dengan bahan bakar medium furnace oil

Kebutuhan bhn bakar : 307,2081 kg/jam

Digunakan bahan bakar *medium furnace oil* dengan *Heating value* = 19.200 Btu/lb (Fig. 9-4, Perry, 1958)

Spesifikasi

- Volume : 16,4573 m^3
- Tinggi : 2,7573 m
- Diameter : 2,7573 m

Harga : US $ 6,020,90

39. Blower (BWU)

Tugas : Mengalirkan udara segar ke dalam boiler (BLU)

Jenis : *Centrifugal Blower*

Jumlah gas yg dibakar: 307,2081 kg/jam

Jml udara pmbakaran : 6.144,161 kg/jam

Power Motor : 18,1881 Hp

Power motor standar : 20 Hp

Harga : US $ 1,169,45

40. Tangki Kondensat

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses sebelum di sirkulasi menuju ke tangki umpan boiler

Jenis : Silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Diameter : 0,9496 m
- Tinggi : 0,9496 m
- Volume : 0,6722 m^3

Harga : US $ 3,652,30

41. Tangki Larutan Kaporit

Fungsi : Membuat larutan disinfektan dengan kaporit untuk air kantor dan rumah tangga

Jenis : Silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Diameter : 0,6753 m
- Tinggi : 0,6753 m
- Volume : 0,2417 m^3

Harga : US $ 4,526,46

42. Tangki Larutan NaCl

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger*

Jenis : Silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Diameter : 1,4790 m
- Tinggi : 1,4790 m
- Volume : 2,5397 m^3

Harga : US $ 9,739,04

43. Tangki Larutan NaOH

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi anion exchanger

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Diameter : 0,9650 m
- Tinggi : 0,9650 m
- Volume : 0,7055 m^3

Harga : US $ 3,890,47

44. Tangki Larutan N_2H_4

Fungsi : Membuat larutan N_2H_4 yang digunakan untuk mencegah kerak dalam proses

Jenis : Silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi

- Diameter : 0,6134 m
- Tinggi : 0,6134 m
- Volume : 0,1811 m^3

Harga : US $ 1,712,22

3.3. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor aksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedang faktor internal adalah kemampuan pabrik.

3.3.1. Faktor Eksternal (Kemampuan pasar)

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan

1. Kemungkinan pertama yaitu bila kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
2. Kemungkinan kedua yaitu bila kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Bila yang terjadi adalah kemungkinan kedua, maka ada dua alternatif yang dapat diambil yaitu:

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

3.3.2. Faktor Internal (Kemampuan Pabrik)

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain yaitu material/bahan baku, manusia, dan mesin peralatan.

1. Material (bahan baku)

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

2. Manusia (tenaga kerja)

   Jika tenaga kerja kurang terampil maka akan menimbulkan kerugian pabrik. Untuk itu, perlu dilakukan pelatihan pada karyawan agar keterampilan meningkat.

3. Mesin (peralatan)

   Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Lokasi pabrik ethanol dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di daerah kawasan industri Tuban, Jawa Timur.

Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain : letak pabrik dengan sumber bahan baku, letak pabrik dengan penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial, politik dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang.

Pertimbangan pemilihan lokasi tersebut merupakan pemilihan lokasi pabrik yang didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

4.1.1. Faktor Utama

Faktor ini mempengaruhi secara langsung tujuan utama pendirian pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk.

Faktor ini meliputi :

1. Penyediaan bahan baku

   Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan ethanol mudah didapatkan diberbagai daerah, sehingga hampir seluruh wilayah di Indonesia dapat menyediakan bahan baku yang berupa gadung. Namun

yang perlu dipertimbangkan adalah bahan penunjang berupa asam sulfat dan calcium carbonat. Kebutuhan asam sulfat dan calcium carbonat tidaklah sebanyak kebutuhan bahan utama, sehingga kedua bahan tersebut dapat diperoleh dari pabrik-pabrik yang memproduk maupun menggunakan kedua bahan tersebut dalam menghasilkan suatu produk. Tuban merupakan salah satu daerah industri di indonesia yang tidak terlalu padat, selain itu daerah ini juga dekat dengan dengan sumber bahan penunjang yaitu Asam Sulfat dan Calcium Carbonat. Misal PT. Petrokimia Gresik yang menghasilkan asam sulfat dan PT. Semen Gresik yang menggunakan calcium carbonat sebagai salah satu bahan baku produk mereka. Karena kebutuhan terhadap asam sulfat dan calcium carbonat yang tidak terlalu banyak maka kedua bahan tersebut tidak harus di import.

2. Letak Pabrik Terhadap Daerah Pemasaran

Pabrik ethanol terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam nageri. Sebagian besar industri di Indonesia umumnya masih terpusat di Indonesia bagian barat dan di Pulau Jawa pada khususnya. Selain itu Tuban merupakan daerah yang dekat dengan sarana dan prasarana transportasi dan jalan raya, sehingga mempermudah untuk pemasaran produk serta berada di sekitar kawasan industri yang cukup padat dengan industri- industri kimia baik menengah maupun besar yang merupakan pasar yang potensial untuk pemasaran ethanol baik pemasaran ke Pulau Jawa maupun Indonesia secara umum.

3. Kebutuhan Energi

Tuban, untuk memperoleh listrik sebagai sumber energi sangat mudah, karena daerah ini memiliki daya listrik yang memadai.

4. Sarana Transportasi

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Sarana transportasi yang baik akan mempermudah permasalahan transportasi bahan baku ke pabrik dan pengiriman produk ke pemasaran Di daerah ini, transportasi darat sudah tersedia dengan baik, sehingga tidak mendapatkan kesulitan dalam mendistribusikannya, baik berupa bahan baku maupun produk.

5. Persediaan Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik, baik untuk proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, air laut, atau danau. Energi merupakan faktor utama dalam operasional pabrik.

Kebutuhan akan air mudah dilakukan karena dekat dengan air sungai, sehingga mudah mendapatkan fasilitas air untuk kebutuhan proses dan umum. Persediaan air untuk kebutuhan pabrik di Tuban tersedia dalam jumlah yang cukup besar, karena daerah tersebut merupakan daerah yang cukup dekat dengan waduk dan aliran sungai.

6. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja, baik untuk tenaga buruh, karyawan maupun tenaga kerja ahli sangat mudah didapatkan di daerah Tuban dan daerah sekitarnya, karena berada di lingkungan industri.

7. Utilitas

Untuk kebutuhan seperti listrik dapat dipenuhi dengan adanya jaringan PLN transmisi Jawa-Bali dan generator yang diupayakan sendiri, sedangkan kebutuhan air dipenuhi oleh pihak pengelola kawasan industri Tuban terutama diperoleh dari waduk.

4.1.2. Faktor Penunjang

1. Karakteristik Lokasi

Masyarakat di daerah sekitar lokasi sudah terbiasa dengan adanya industri kimia sehingga pendirian pabrik ethanol ini tidak menimbulkan masalah. Harga tanah dan bangunan tidak terlalu mahal. Hal ini dapat menunjang kelancaran operasi pabrik.

2. Pembuangan Limbah

Limbah ethanol sebagian besar berupa air dan gas yang tidak membahayakan lingkungan sehingga tidak memerlukan pengolahan air limbah yang rumit.

3. Iklim

Lokasi ini menguntungkan karena selain terletak di kawasan industri, juga mempunyai iklim yang sesuai. Adapun hubungan iklim dengan pabrik adalah kondisi tanah terhadap konstruksi pabrik. Tuban merupakan lokasi

yang jarang terkena gempa, banjir dan badai disamping mempunyai kelembaban dan suhu yang sesuai.

4. Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah yang relatif masih luas dan merupakan tanah datar, dengan kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sangat menguntungkan. Di samping itu, Tuban merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia sehingga pengaturan dan penanggulangan mengenai dampak lingkungan dapat dilaksanakan dengan baik.

5. Kondisi Geografis dan Sosial

Letak pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dll). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

6. Perluasan Areal Pabrik

Tuban merupakan kawasan industri yang tidak terlalu padat sehingga masih memungkinkan untuk memperluas areal pabrik apabila diinginkan.

7. Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik perlu mempertimbangkan faktor kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil-hasil pembangunan.

8. Otonomi Daerah

Tuban sebagai daerah yang berada dalam kawasan indusrtri, perlu adanya sumber *income* tersendiri bagi penduduk di daerah tersebut, sehingga tidak terlalu membebani pemerintah.

9. Sarana Penunjang Lain

Tuban sebagai kawasan industri telah memiliki fasilitas terpadu seperti perumahan, sarana olah raga, sarana kesehatan, sarana hiburan dan lainnya. Walaupun perusahaan nantinya harus mengembangkan fasilitas-fasilitas untuk karyawannya sendiri tapi untuk mengurangi pembiayaan awal pendirian pabrik maka bisa digunakan fasilitas terpadu tersebut.

4.2. Tata Letak Pabrik

Luas kawasan pabrik keseluruhan adalah 30 hektar. Area seluas ini dipakai untuk area produksi, utilitas, perluasan, dan kesehatan. Pemakaian tanah dapat dilihat pada gambar tata letak pabrik dengan 1 : 625 (1 cm mewakili 625 cm dalam realitas).

Pengaturan tata letak bangunan pada pabrik merupakan bagian yang terpenting dalam proses pendirian pabrik, bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan, tempat kerja karyawan dan perumahan perlu penempatan yang efisien. Sehingga penempatan alat-alat proses yang tepat akan mendatangkan keuntungan secara teknis dan ekonomis pekerjaan akan dapat dicapai secara optimal.

Alat-alat proses disusun sedemikian rupa sehingga jalannya produksi dapat berjalan lancar. Pertimbangan yang diambil dalam penentuan tata letak alat proses adalah :

1. Kelancaran Operasi

   Susunan alat yang berurutan sesuai proses produksi akan memudahkan dalam pemantauan dan pengontrolan.

2. Maintenance

   Jarak antar alat proses dibuat sehingga proses pemeliharaan dan pembersihan alat saat *turn around* dapat dengan mudah dilaksanakan.

3. Safety (Keamanan)

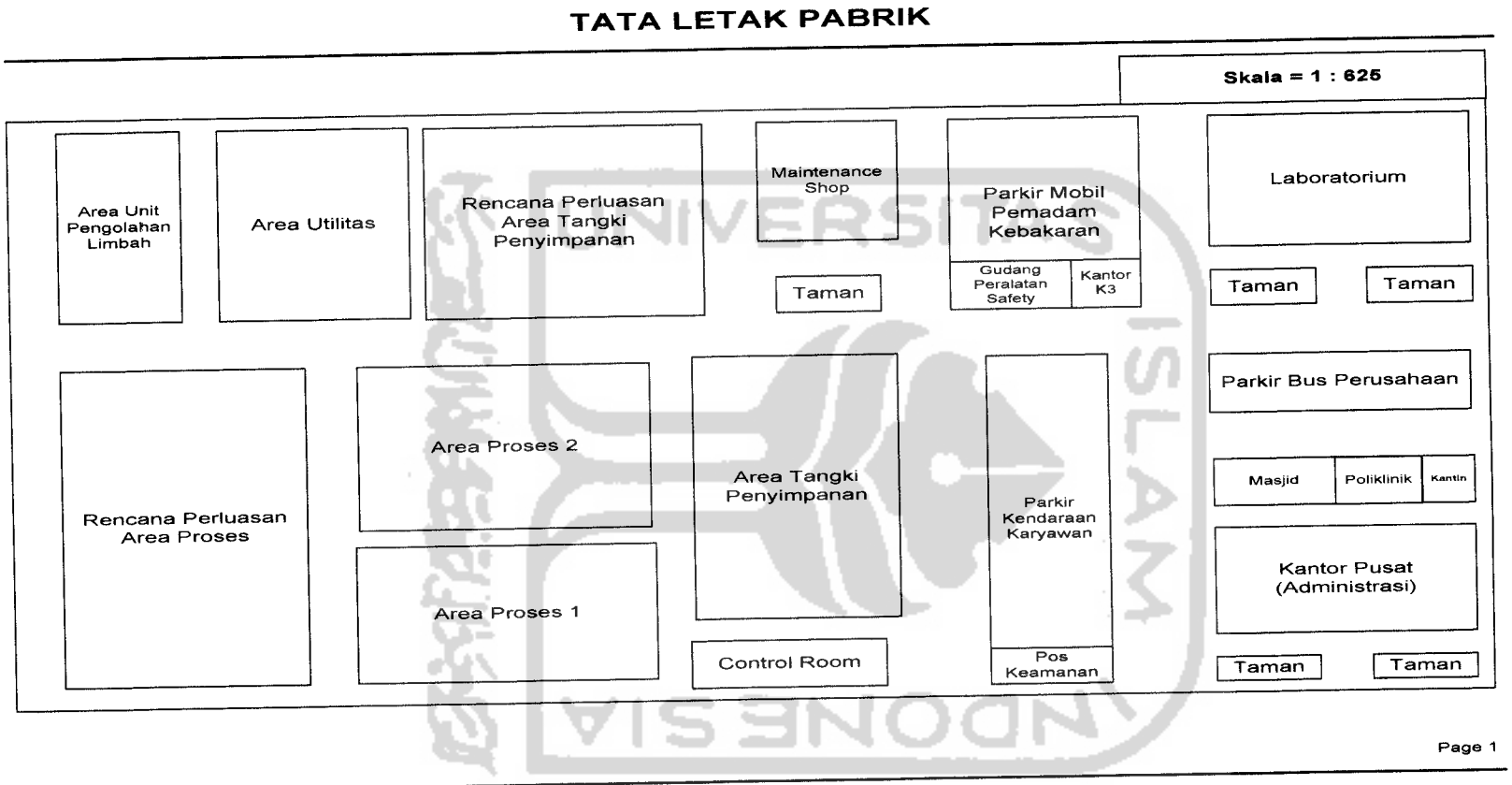
   Alat disusun sehingga jarak antara sumber panas dan alat lainnya cukup aman. Dengan demikian dapat mencegah adanya bahaya ledakan maupun kebakaran. Selain itu juga dapat meningkatkan keselamatan kerja bagi para operator.

4. Perluasan Pabrik

   Penempatan peralatan harus memperhatikan adanya kemungkinan pengembangan area pabrik di masa mendatang.

5. Biaya

   Biaya konstruksi dapat dioptimalkan dengan pemilihan tata letak alat karena panjang pipa dan alat transportasi lainnya dapat seefektif mungkin.



Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik

4.3. Tata Letak Alat Proses

Pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga bisa efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah :

1. Ekonomi

   Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi yang paling sedikit.

2. Kebutuhan Proses

   Letak alat proses harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, dengan distribusi utilitas yang mudah.

3. Operasi

   Peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat dengan control room. Valve, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

4. Perawatan

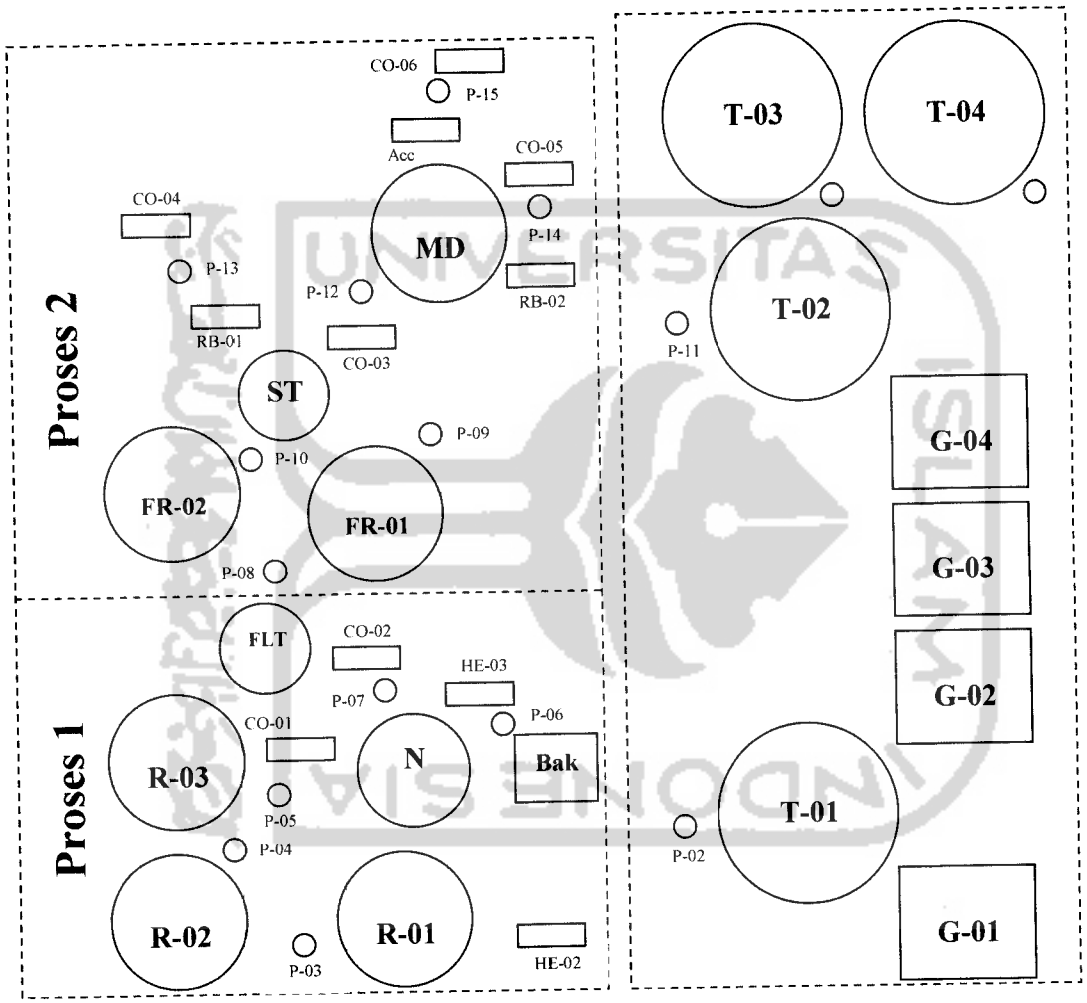
   Letak alat-alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misal, pada HE yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

5. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya, serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

6. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.



Gambar 4.2. Tata Letak Alat

4.4. Alir Proses dan Material

Dalam perencanaan produksi pabrik *Ethanol* dari *Pati Gadung* kapasitas 15.000 ton/tahun ini variabel yang berpengaruh dalam metode perancangan pabrik yaitu neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat.

4.4.1. Neraca Massa

Setting neraca massa peralatan pada pabrik *Ethanol* dari *Pati Gadung* kapasitas 15.000 ton/tahun ini variabel yang berpengaruh antara lain :

1. Neraca massa overall
2. Neraca massa Reaktor
3. Neraca massa Bak Pelarutan $CaCO_3$
4. Neraca massa Netralizer
5. Neraca massa Filter
6. Neraca massa Fermentor
7. Neraca massa Stripper
8. Neraca massa Menara Distilasi

Basis perhitungan Neraca Massa

Kapasitas produk : 15.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari : 24 Jam

$$= \left[\frac{15.000\ ton}{1\ tahun}\right] \times \left[\frac{1000\ kg}{1\ ton}\right] \times \left[\frac{1\ ton}{330\ hari}\right] \times \left[\frac{1\ hari}{24\ jam}\right]$$

= 1.893,939 kg/jam

1. Neraca Massa Overall

Tabel 4.1. Neraca Massa Overall

Input	Jumlah	Out Put	Jumlah
Pati	1.809,5385	Pati	54,2862
Air	3.204,0687	Glukosa	97,5140
$CaCO_3$	41,2704	Ethanol	946,9695
H_2SO_4	40,4450	$CaSO_4$	56,1277
Ash	124,8582	Air	3.016,4693
Yeast	48,6595	Ash	124,8582
		CO_2	923,9559
		Yeast	48,6595
	5.268,8402		**5.268,8402**

2. Neraca Massa Per Alat

- Reaktor

Tabel 4.2. Neraca Massa Reaktor

Masuk		Keluar	
Pati	1.809,5385	Glukosa	1.950,2804
Air	3.158,6712	Air	2.963,6432
Ash	124,8582	Ash	124,8582
Asam Sulfat	40,4450	Asam Sulfat	40,4450
		Pati	54,2861
Jumlah	**5.133,5129**	**Jumlah**	**5.133,5129**

- Bak Pelarutan $CaCO_3$

Tabel 4.3. Neraca Massa Bak Pelarutan $CaCO_3$

Masuk		Keluar	
$CaCO_3$	41,2704	$CaCO_3$	41,2704
Air	45,3974	Air	45,3974
Jumlah	**86,6678**	**Jumlah**	**86,6678**

- Netralizer

Tabel 4.4. Neraca Massa Netralizer

Masuk		Keluar		
			Atas	Bawah
Glukosa	1.950,2804	Glukosa	0	1.950,2804
Air	3.009,0406	Air	45,3974	2.971,0719
Ash	124,8582	Ash	0	124,8582
$CaCO_3$	41,2704	$CaSO_4$	0	56,1277
H_2SO_4	40,4450	CO_2	18,1590	
Pati	54,2862	Pati	0	54,2862
			63,5564	5.156,6243
Jumlah	**5.220,1807**	**Jumlah**	**5.220,1807**	

- Filter

Tabel 4.5. Neraca Massa Filter

Masuk		Keluar		
			Atas	Bawah
Glukosa	1.950,2804	Glukosa	1.946,3799	3,9005
Air	2.971,0719	Air	1.147,2474	1.823,8244
Ash	124,8582	Ash	0	124,8581
$CaSO_4$	56,1277	$CaSO_4$	0	56,1277
CO_2	0	Pati	0	54,2863
Pati	54,2862	CO_2	0	0
			3.093,6273	2.062,9970
Jumlah	**5.156,6243**	**Jumlah**	**5.156,6243**	

- Fermentor

Tabel 4.6. Neraca Massa Fermentor

Masuk		Keluar		
			Atas	Bawah
Glukosa	1.946,3799	Glukosa	0	97,5140
Air	1.147,2474	Air	1,1472	1.146,1002
Yeast	48,6595	Ethanol	1,8939	945,0756
		Yeast		48,6595
		CO_2	905,7969	0
			908,8381	2.237,3493
Jumlah	**3.142,2868**	**Jumlah**	**3.142,2868**	

- Stripper

Tabel 4.7. Neraca Massa Stripper

Masuk		Keluar		
			Atas	Bawah
Glukosa	97,5140	Glukosa	0	97,5140
Air	1.146,1002	Air	97,4185	1.048,6817
Ethanol	945,0756	Ethanol	926,1740	18,9015
Yeast	48,6595	Yeast	0	48,6595
			1.023,5926	1.213,7567
Jumlah	**2.237,3493**	**Jumlah**	**2.237,3493**	

- Menara Distilasi

Tabel 4.8. Neraca Massa Menara Distilasi

Masuk		Keluar		
			Atas	Bawah
Air	97,4185	Air	1,9484	95,4701
Ethanol	926,1740	Ethanol	907,6506	18,5235
			909,5989	113,9936
Jumlah	**1.023,5926**	**Jumlah**	**1.023,5926**	

4.4.2. Neraca Panas

Setting Neraca Panas peralatan pada pabrik *Ethanol* dari *Pati Gadung* kapasitas 15.000 ton/tahun ini Variabel yang berpengaruh antara lain :

1. Neraca panas Reaktor
2. Neraca panas Fermentor
3. Neraca panas Stripper
4. Neraca panas Menara Distilasi

Adapun perinciannya adalah sebagai berikut:

1. Neraca Panas Per Alat

- Reaktor

Tabel 4.9. Neraca Panas Pada Reaktor

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Panas umpan	175.173,3040	panas keluar	148.400,8625
panas reaksi	513.859,5649	panas terserap	540.632,0064
Total	**689.032,8689**	**Total**	**689.032,8689**

- Fermentor

Tabel 4.10. Neraca Panas Pada Fermentor

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Panas umpan	5.234,3728	panas keluar	5.118,4359
panas reaksi	159.661,3841	panas terserap	159.777,3210
Total	**164.895,7569**	**Total**	**164.895,7569**

- Stripper

Tabel 4.11. Neraca Panas Pada Stripper

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Panas dalam umpan	132.448,1891	Panas dalam bottom	113.062,7561
Panas Reboiler	38.070,5031	Panas uap atas	57.455,9362
Total	**170.518,6923**	**Total**	**170518,6923**

- Menara Distilasi

Tabel 4.12. Neraca Panas Pada Menara Distilasi

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Panas dalam umpan	51.977,9785	Panas dalam bottom	8.670,3691
Panas reboiler	-13.791,2103	Panas dalam distilat	8.661,8232
		Panas kondensor	20.854,5759
Total	**38.186,7682**	**Total**	**38.186,7682**

4.5. Unit Pendukung Proses (Utilitas)

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

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.
2. Unit Pembangkit Steam.
3. Unit Pembangkit Listrik.
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar.

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air proses, air umpan boiler, dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jumlah air yang diperlukan :

Air pendingin	=	8.133,6175	kg/jam
Air Proses	=	3.204,0687	kg/jam

Air pembangkit steam	=	1747,1026	kg/jam
Air keperluan umum	=	1.156,2500	kg/jam
Over Design 5 % dari total	=	557,8090	kg/jam

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ethanol ini, sumber air yang digunakan berasal dari waduk/danau. Penggunaan air waduk sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
- Jumlah juga tidak kalah banyak dengan air sungai.
- Proses lebih sederhana dibandingkan dengan sumber air lainnya.
- Letak waduk berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

- Air pendingin

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

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

- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

  a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

     Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3. O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

  b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

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

  c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

- Air sanitasi.

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

  a. Syarat fisik, meliputi:

     - Suhu : Dibawah suhu udara
     - Warna : Jernih

- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

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

▪ Air proses

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

a. Kesadahan (*hardness*) yang dapat menimbulkan kerak pada alat proses.
b. Besi, alumunium, asam organik, dan beberapa logam yang larut dalam air yang dapat menimbulkan korosi.

2. Pengolahan air

Bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air sehingga dapat dipergunakan di dalam industri kimia. Pengolahan air dapat meliputi pengolahan secara fisik, secara kimia. Pengolahan air yang dilakukan di pabrik *Ethanol* meliputi beberapa proses. Diagram alir pengolahan air ditunjukan dalam gambar. Uraian pengolahan air tersebut secara garis besarnya adalah :

▪ Bak Penggumpal (*flokulator*)

Air waduk mula-mula dialirkan ke bak pengendap dengan pompa. Di dalam bak pengendap diharapkan sebagian kotoran-kotoran

air waduk dapat terendapkan secara ilmiah. *Level control* sistem yang ada pada bak pengendap berfungsi untuk mengatur aliran masuk air sehingga sesuai dengan kebutuhan pabrik.

Setelah dari bak pengendap air dimasukan dalam bak penggumpal (*flokulator*) yang kemudian diinjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH yang mungkin terikut dalam air waduk yang tidak bisa terendapkan secara alami.

- *Clarifier*

  Air dari bak penggumpal dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

- Penyaringan

  Air yang keluar dari bagian atas *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu bak penampung air bersih (*filter water reservoir*).

Setelah disaring air dialirkan ke bak penampung air bersih. Air yang ada pada bak penampung ini kemudian diolah untuk kemudian digunakan sebagai air keperluan kantor dan rumah tangga, air proses, air pembangkit steam dan air pendingin. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

Selanjutnya air tersebut ditampung dalam sebuah bak penampung sementara untuk kemudian diproses lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan. Pengolahan tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

- Unit Pengolahan Air Untuk Kantor dan Rumah Tangga

  Unit ini berfungsi untuk mengolah air agar dapat digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari bak penampung air bersih dialirkan ke bak klorinasi yang didalam nya diberi kaporit. Tujuan ditambahkan desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang terdapat dalam air. Air yang benar-benar bersih ini kemudian ditampung di dalam bak penampung air kantor dan rumah tangga.

- Unit Pengolahan Air Untuk Umpan Boiler

  a. Unit Demineralisasi Air

     Untuk umpan ketel (*boiler*) juga air proses, dan air pendingin dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya

di bawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

– Kation Exchanger

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

Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Reaksi :

$$Na_2SO_4 \text{ (resin)} \longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$$

$$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$$

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

Reaksi :

$$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$$

– Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat

basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-}, Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:

$$CO_3^- \longrightarrow CO_3$$

$$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$$

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

Reaksi:

$$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$$

b. Unit Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2) dan karbon dioksida. Gas-gas tersebut harus dihilangkan terlebih dahulu karena dapat menimbulkan korosi. Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:

$$2\,N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2\,H_2O + 2\,N_2$$

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

Di dalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

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

- Unit Pengolahan Air Pendingin

Air yang digunakan sebagai media pendingin adalah air demineralisasi, hal ini dilakukan untuk mencegah timbulnya korosi dan kerak pada shell dan tube pada alat pendingin. Air yang telah digunakan pada cooler dan condensor, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

4.5.2. Unit Pengadaan Steam

Untuk menghasilkan uap air atau steam yang digunakan untuk proses pabrik adalah dengan boiler atau ketel uap. Di dalam pra perancangan ini dipakai pipa api karena mempunyai keuntungan sebagai berikut :

1. Air umpan tidak harus sangat bersih karena air diluar pipa.
2. Tidak memerlukan plat kabel untuk shell yang tebal, sehingga harganya lebih murah.
3. Tidak memerlukan tembok atau batu tahan api.
4. Tinggi permukaan air tidak memerlukan pengawaasan seteliti mungkin.
5. Pemasangan murah.

6. Memerlukan ruangan dengan ketinggian rendah.
7. Beropersi baik pada beton yang naik turun.

Kerugian boiler pipa api :

1. Hanya untuk kapasitas yang relatif kecil.
2. Terbatas untuk menyajikan uap bertekanan rendah.
3. Efisiensi rendah.
4. Waktu yang diperlukan dari mula-mula sampai terbentuk uap relatif lebih lama.

Pada boiler pipa api, gas panas mengalir dalam pipa yang dikelilingi air. Mekanisme perpindahan panas utama yang terjadi adalah konveksi, sehingga terjadi perpindahan panas dari gas panas ke air, dimana air akan berubah menjadi uap air. Bahan bakar yang digunakan antara lain; batu bara, minyak, gas dan bahan-bahan yang mudah dan terbaik sepeti kayu.

Boiler pipa api dilengkapi dengan *Blow down valve* untuk mengeluarkan endapan-endapan yang tebentuk dari *internal treatment*.

Ada dua cara *blow down*, yaitu :

1. *Intermiter blow down*; pengeluaran air dilakukan pada saat tertentu, misalnya 4 jam sekali.
2. *Continous blow down*; pengeluaran air dilakukan secara terus-menerus sehingga zat dalam boiler dapat dijaga.

4.5.3. Unit Pengadaan Listrik

Di dalam suatu pabrik, listrik merupakan sumber daya yang utama. Tenaga listrik digunakan untuk menggerakan pompa, pesawat proses instrumen, penerangan dan lain-lain.

Untuk penyediaan tenaga listrik digunakan penggerak listrik dari PLN dengan biaya yang lebih murah dan juga penyediaan listrik dari generator apabila listrik dari PLN padam dan keuntungannya dari generator adalah menyediakan listrik dengan tegangan yang tidak berubah-ubah.

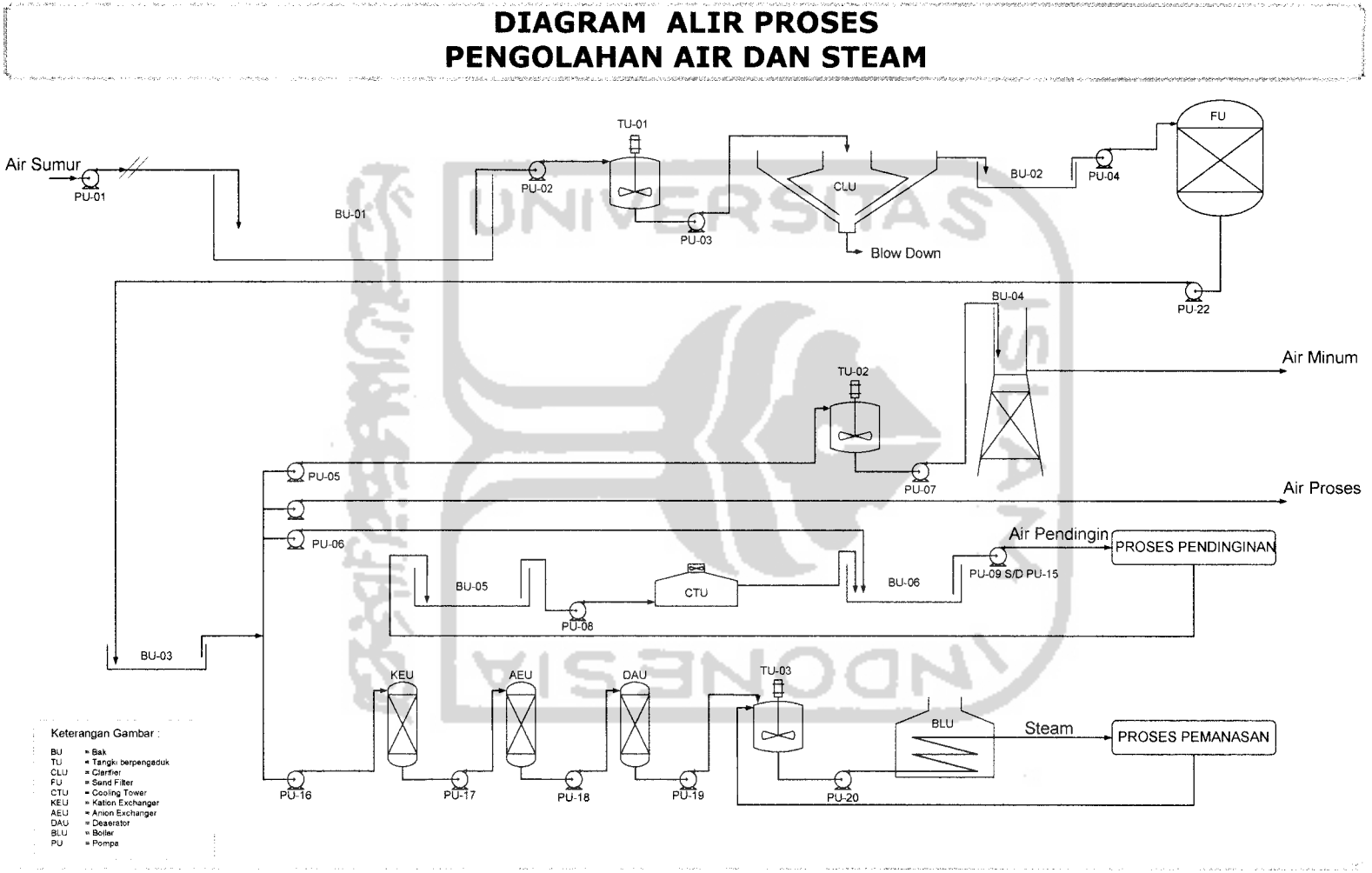
Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik (AC) sistem 3 phrase dengan pertimbangan :

1. Tegangan yang dihasilkan dapat diatur tingginya.
2. Dapat menghasilkan tenaga yang cukup besar dan bekerja pada kecepatan tinggi.
3. Perawatannya lebih mudah.
4. Mempunyai rendemen yang tinggi antara 96 - 98 %.
5. Dapat digunakan kawat yang kecil untuk menghantarkan transmisi.
6. Mempunyai daya kerja yang lebih besar.
7. Motor-motornya lebih umum dijumpai di pasaran.

Alat-alat yang memerlukan penggerak listrik arus searah seperti transmisi instrumentasi bisa diperoleh dari arus bolak balik yang telah disearahkan dengan *rectifier*.

4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah *Industrial Diesel Oil* (IDO) sebesar 428,4318 kg/jam, bahan bakar ini digunakan untuk menggerakkan generator sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar jenis *Medium Furnace Oil* (MFO) sebesar 307,2081 kg/jam. Bahan bakar ini diperoleh dari pertamina.



Gambar 4.3 Diagram Alir Pengolehan Air

4.5.5 Kebutuhan Listrik

1. Untuk Peralatan Proses :

Tabel 4.13. Kebutuhan listrik untuk peralatan proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa	P-01	1	0,25	0,25
2	Pompa	P-02	1	0,25	0,25
3	Pompa	P-03	1	0,50	0,50
4	Pompa	P-04	1	0,50	0,50
5	Pompa	P-05	1	0,50	0,50
6	Pompa	P-06	1	0,25	0,25
7	Pompa	P-07	1	0,50	0,50
8	Pompa	P-08	1	0,25	0,25
9	Pompa	P-09	1	0,25	0,25
10	Pompa	P-10	1	0,25	0,25
11	Pompa	P-11	1	0,25	0,25
12	Pompa	P-12	1	0,25	0,25
13	Pompa	P-13	1	0,25	0,25
14	Pompa	P-14	1	0,25	0,25
15	Pompa	P-15	1	0,25	0,25
16	Pompa	P-16	1	0,25	0,25
17	Pompa	P-17	1	0,25	0,25
18	Belt Conveyer	BC-01	1	0,50	0,50
19	Belt Conveyer	BC-02	1	0,50	0,50
20	Belt Conveyer	BC-03	1	0,50	0,50
21	Belt Conveyer	BC-04	1	0,50	0,50
22	Bucket Elevator	BE-01	1	3,00	3,00
23	Bucket Elevator	BE-02	1	3,00	3,00
24	Bucket Elevator	BE-03	1	3,00	3,00
25	Bucket Elevator	BE-04	1	3,00	3,00
26	Reaktor	R-01	2	5,00	10,00
27	Reaktor	R-02	2	5,00	10,00
28	Reaktor	R-03	2	5,00	10,00
29	Fermentor	FR-01	3	155,00	465,00
30	Fermentor	FR-02	3	155,00	465,00
31	Netralizer	N	1	0,60	0,60
32	Tangki Pencairan $CaCO_3$	T-04	2	0,25	0,50
Total					980,35

2. Untuk Peralatan Utilitas :

Tabel 4.14. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Flokulator	TU-01	1	1,00	1,00
2	Clarifier	CLU	1	0,25	0,25
3	Tangki Klorinator	TU-02	1	0,25	0,25
4	Cooling Tower (Fan)	CTU	1	200	2,00
5	Blower	BWU	1	20,00	20,00
6	Kompresor Udara	KU	1	32,00	32,00
7	Pompa	PU-01	1	55,00	55,00
8	Pompa	PU-02	1	0,25	0,25
9	Pompa	PU-03	1	0,25	0,25
10	Pompa	PU-04	1	0,50	0,50
11	Pompa	PU-05	1	0,50	0,50
12	Pompa	PU-06	1	0,25	0,25
13	Pompa	PU-07	1	0,25	0,25
14	Pompa	PU-08	1	0,25	0,25
15	Pompa	PU-09	1	1,50	1,50
16	Pompa	PU-10	1	2,00	2,00
17	Pompa	PU-11	1	1,50	1,50
18	Pompa	PU-12	1	5,00	5,00
19	Pompa	PU-13	1	0,25	0,25
20	Pompa	PU-14	1	1,50	1,50
21	Pompa	PU-15	1	1,50	1,50
22	Pompa	PU-16	1	1,50	1,50
23	Pompa	PU-17	1	1,50	1,50
24	Pompa	PU-18	1	1,00	1,00
25	Pompa	PU-19	1	1,00	1,00
26	Pompa	PU-20	1	1,00	1,00
27	Pompa	PU-21	1	0,25	0,25
28	Pompa	PU-22	1	0,25	0,25
29	Pompa	PU-23	1	0,25	0,25
30	Pompa	PU-24	1	0,25	0,25
31	Pompa	PU-25	1	0,25	0,25
Total					133,25

Angka keamanan diambil 10 %, sehingga total kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas adalah sebesar = 1.224,96 Hp

1. Untuk Menggerakkan Alat Kontrol :

   Untuk alat kontrol diperkirakan 5 % dari kebutuhan listrik proses dan utiltas

   = 61,248 Hp

2. Untuk Penerangan :

   Diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik proses dan utilitas = 306,24 Hp

   Total kebutuhan listrik = 1.592,448 Hp

   Efisiensi generator 80 % = Total kebutuhan listrik/0,8

   = 1.990,56 Hp

   = 1.482,9672 KW

   Digunakan listrik dari PLN sebesar 1.500 KVA. Sebagai cadangan digunakan 1 buah generator dengan kekuatan 2.000 KVA.

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan digolongkan menjadi beberapa macam seperti :

1. Bentuk Perseroan.
2. Bentuk Firma.
3. Bentuk Koperasi.
4. Bentuk PT atau korporasi.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang, besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham, serta pemiliknya adalah para pemegang saham.

Selain ciri-ciri yang tersebut diatas, bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

1. Perusahaan Berdasarkan Hukum

   Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

2. Badan Hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

   Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seseorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain dengan kebutuhan hukum. Kegiatan – kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

3. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

   Perseroan Terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktivitas-aktivitas yang kompleks.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada Pabrik *Ethanol* ini adalah Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana setiap sekutu yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih.

Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau Perseroan Terbatas tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Pabrik *Ethanol* yang akan didirikan, direncanakan mempunyai:

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lapangan usaha : Industri *Ethanol*
3. Lokasi perusahaan : Kawasan Industri Tuban, Jawa Timur.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor antara lain :

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direktur beserta stafnya, serta karyawan perusahaan, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
5. Selain itu juga efisiensi manajemen mudah bergerak di pasar modal, dan luasnya lapangan usaha karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan mudah modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Pabrik *Ethanol* ini dipimpin oleh seorang direktur. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.6.2. Struktur Organisasi

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, system pengotrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

1. Perumusan tugas perusahaan dengan jelas

2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. System pengotrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu system lini dan staf. Pada system 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 staf 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 yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi lini dan staf ini:

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan perusahaan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk

menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur utama yang dibantu oleh Manager Produksi serta Manager Adminstrasi dan Keuangan.

Dimana Manager Produksi membawahi bidang produksi, bidang K3 dan lingkungan, bidang teknik serta bidang penelitian dan pengembangan. Sedangkan Manager Adminstrasi dan Keuangan membawahi bidang pemasaran, bidang personalia dan umum serta bidang administrasi dan keuangan. Manager membawahi beberapa Kepala Bagian, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing–masing Kepala Bagian membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing- masing kepala regu, dimana kepala Seksi akan membawahi kepala regu. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasihat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

(Adapun stuktur organisasi dapat dilihat pada lampiran)

4.6.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

   Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham.

   Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

   - Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
   - Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama.
   - Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

   Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

   Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

- Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bidang dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama dengan Manager Produksi serta Manager Keuangan dan Umum.

4. Manager

Manager merupakan pemimpin dari Kepala Bagian yang tugasnya membantu direktur dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur. Disini terdapat beberapa manager, antara lain:

- Manager Produksi, tugasnya antara lain :

  a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, operasi dan teknik.

  b. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

- Manager umum, tugasnya antara lain :

  a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.

  b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Ada dua Kepala Bagian terdiri dari :

- Kepala Bagian Produksi

  Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada Manager Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

  Kepala Bagian Operasi membawahi:

  a. Supervisor Utilitas

     Tugas Supervisor Utilitas :

- Bertanggung jawab kepada Manager atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi dalam bidang kelancaran produksi, operasi, teknik dan perawatan pabrik.

b. Supervisor Produksi

Tugas supervisor produksi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

- Kepala Bagian Teknik.

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manager Produksi.

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

a. Bertanggung jawab kepada Manager Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
b. Menkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Seksi Pemeliharaan Peralatan

   Tugas Seksi Pemelihara Peralatan antara lain :

   - Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
   - Memperbaiki peralatan pabrik.

b. Seksi Pengadaan Peralatan.

   Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

   - Merencanakan penggantian alat.
   - Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

- Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan.

  Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan bertanggung jawab kepada Manager Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

  Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a. Seksi Keselamatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan Kerja

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b. Seksi Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengolahan Limbah

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

- Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan.

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (litbang) bertanggung jawab kepada Manager Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (litbang) membawahi:

a. Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian adalah melakukan penelitian efisiensi dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b. Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan antara lain :

- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan *plant*, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.
- Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi, mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.

- Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manager Administrasi dan Keuangan dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan

- Mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

- Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan ini bertanggung jawab kepada Manager Keuangan dan Umum dalam hal administrasi dan keuangan. Bagian Keuangan dan Administrasi membawahi

a. Seksi Administrasi.

Tugas Seksi Administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

b. Seksi Keuangan

Tugas Seksi Keuangan antara lain

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

- Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab kepada Manager Umum dalam hal personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum dan Personalia membawahi:

a. 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.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

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

- Kepala Seksi

  Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

6. Staf Ahli

   Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu manajer dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan keahliannya.

   Tugas dan wewenang staf ahli antara lain memberikan nasehat dan saran dalam pelaksanaan dan pengembangan perusahaan, mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan, dan memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.6.4. Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap

   Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

   Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

   Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ethanol direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam setiap hari. Sisa hari yang bukan hari libur, digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau *shut down.*

Sedangkan pembagian jam kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan :

1. Karyawan Non-Shift (Harian)

   Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah: Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam 1 minggu bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja karyawan non-shift

- Senin – Kamis

  Jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

  Istirahat : 12.00 – 13.00

- Jumat

  Jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

  Istirahat : 11.30 – 13.30

- Hari sabtu dan minggu libur

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk pada karyawan shift ini adalah karyawan operator produksi, unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Karyawan shift dikelompokkan menjadi 4 grup, yaitu I, II, III, dan IV. Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift pagi (day shift) : 07.00 – 15.00
- Shift sore (swing shift) : 15.00 – 23.00
- Shift malam (night shift) : 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4.15. Jadwal Kerja Masing-masing Regu

HARI / REGU	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan :

P : Shift pagi

S : Shift siang

M : Shift malam

L : Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi jalannya perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan presensi. Di samping itu masalah presensi nantinya digunakan oleh

pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir pada karyawan di dalam perusahaan.

4.6.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Jabatan, Pengalaman dan Prasyarat

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab.

Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari sarjana S-1 sampai lulusan SMP. Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 4.16. Jabatan, Pengalaman dan Prasyarat

No	Jabatan	Pengalaman (Thn)	Prasyarat
1	Direktur	5	Sarjana Teknik Kimia Kompetensi Manajerial
2	Manager Produksi	3	Sarjana Teknik Kimia
3	Manager Umum	3	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	1	Akademi Sekretaris
5	Staf ahli	3	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Produksi	2	Sarjana Teknik Kimia
7	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1	Sarjana Psikologi
8	Kepala Bagian Pemasaran	1	Sarjana Ekonomi

Tabel 4.16. (Lanjutan)

9	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1	Sarjana Ekonomi
10	Kepala Bagian Teknik	1	Sarjana Teknik Mesin
11	Kepala Bagian K3	1	Sarjana Teknik Lingkungan
12	Kepala Bagian Litbang	1	Sarjana Teknik Kimia
13	Kepala Seksi Personalia	1	Sarjana Psikologi
14	Kepala Seksi Humas	1	Sarjana Komunikasi
15	Kepala Seksi Keamanan	1	Sarjana Muda/DIII
16	Kepala Seksi Pemasaran	1	Sarjana Ekonomi
17	Kepala Seksi Administrasi	1	Sarjana Administrasi Negara
18	Kepala Seksi Kas	1	Sarjana Ekonomi
19	Kepala Seksi Laboratorium	1	Sarjana Teknik Kimia
20	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Sarjana Teknik Mesin
21	Kepala Seksi Pengadaan	1	Sarjana Teknik Kimia
22	Kepala Seksi K3	1	Sarjana Teknik Lingkungan

Tabel 4.16. (Lanjutan)

23	Kepala SeksiPengolahan Limbah	1	Sarjana Teknik Lingkungan
24	Kepala Seksi Penelitian	1	Sarjana Kimia
25	Kepala Seksi Pengembangan	1	Sarjana Teknik Kimia
26	Kepala Seksi Pembelian	1	Sarjana Teknik Kimia
27	Supervisor Utilitas	1	Sarjana Teknik Kimia
28	Supervisor Produksi	1	Sarjana Teknik Kimia
29	Karyawan Personalia	-	SMU
30	Karyawan Humas	-	SMU
31	Karyawan Keuangan / kas	-	SMU
32	Karyawan Administrasi	-	SMU
33	Karyawan Pemasaran	-	SMU
34	Karyawan Pembelian	-	SMU
35	Karyawan Pengembangan	-	SMU
36	Karyawan Penelitian	-	SMU
37	Karyawan Pengolahan Limbah	-	SMU
38	Karyawan K3	-	SMU

Tabel 4.16. (Lanjutan)

39	Karyawan Pengadaan Alat	-	SMU
40	Karyawan Pemeliharaan Alat	-	SMU
41	Karyawan Laboratorium	-	SMU
42	Dokter	2	Dokter
43	Perawat	1	Akademi Keperawatan
44	Sopir	-	SMU Sederajat
45	Satpam	-	SMU
46	Pesuruh	-	SMP/SMU
47	Cleaning servis	-	SMP/SMU
48	Operator Lapangan	-	SMU

Sekalipun prasyarat antara beberapa bagian mempunyai prasyarat yang sama tetapi harus diperhatikan juga tentang pengalaman kerja dan dedikasinya kepada perusahaan. Jadi seorang Manager Produksi walaupun mempunyai prasyarat yang sama dengan Kepala Bagian Produksi mungkin mempunyai perbedaan dalam pengalaman dan dedikasinya.

2. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan

jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada.

Tabel 4.17. Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Pengalaman	Jumlah
1	Direktur	5	1
2	Manager Produksi	3	1
3	Manager Umum	3	1
4	Sekretaris	1	1
5	Staf ahli	3	3
6	Kepala Bagian Produksi	2	1
7	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1	1
8	Kepala Bagian Pemasaran	1	1
9	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1	1
10	Kepala Bagian Teknik	1	1
11	Kepala Bagian K3	1	1
12	Kepala Bagian Litbang	1	1
13	Kepala Seksi Personalia	1	1
14	Kepala Seksi Humas	1	1
15	Kepala Seksi Keamanan	1	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1	1

Tabel 4.17. (Lanjutan)

17	Kepala Seksi Administrasi	1	1
18	Kepala Seksi Kas	1	1
19	Kepala Seksi Laboratorium	1	1
20	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	1
21	Kepala Seksi Pengadaan	1	1
22	Kepala Seksi K3	1	1
23	Kepala SeksiPengolahan Limbah	1	1
24	Kepala Seksi Penelitian	1	1
25	Kepala Seksi Pengembangan	1	1
26	Kepala Seksi Pembelian	1	1
27	Supervisor Utilitas	1	1
28	Supervisor Produksi	1	1
29	Karyawan Personalia	-	4
30	Karyawan Humas	-	4
31	Karyawan Keuangan / kas	-	2
32	Karyawan Administrasi	-	2
33	Karyawan Pemasaran	-	4
34	Karyawan Pembelian	-	2
35	Karyawan Pengembangan	-	4
36	Karyawan Penelitian	-	2
37	Karyawan Pengolahan Limbah	-	4

Tabel 4.17. (Lanjutan)

38	Karyawan K3	-	6
39	Karyawan Pengadaan Alat	-	3
40	Karyawan Pemeliharaan Alat	-	4
41	Karyawan Laboratorium	-	8
42	Dokter	2	1
43	Perawat	1	2
44	Sopir	-	4
45	Satpam	-	8
46	Pesuruh	-	2
47	Cleaning servis	-	4
48	Operator Lapangan	-	50
Total jumlah karyawan			**150**

Tabel 4.18. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1.	Direktur	1	15.000.000,00	15.000.000,00
2.	Manager	2	7.000.000,00	14.000.000,00
3	Sekretaris	1	1.500.000,00	1.500.000,00
4.	Kepala Bagian	7	4.500.000,00	31.500.000,00
5	Staf Ahli	3	5.000.000,00	15.000.000,00
6.	Supervisor	2	2.500.000,00	5.000.000,00

Tabel 4.18. (Lanjutan)

7.	Kepala Seksi	14	3.000.000,00	42.000.000,00
8.	Karyawan Staf	49	2.000.000,00	98.000.000,00
9.	Dokter	1	4.000.000,00	4.000.000,00
10	Perawat	2	1.000.000,00	2.000.000,00
11	Sopir	4	800.000,00	3.200.000,00
12	Satpam	8	800.000,00	6.400.000,00
13	Pesuruh & cleaning servis	6	500.000,00	3.000.000,00
14	Operator Lapangan	50	1.000.000,00	50.000.000,00
	Total	**150**	**48.600.000,00**	**290.600.000,00**

3. Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa

- Tunjangan
  a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
  b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
  c. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan yang bersangkutan.

- Cuti

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

  b. Cuti sakit yang diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

- Hari Libur Nasional

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

- Kerja Lembur (*Overtime*)

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

- Sistem Gaji Karyawan

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

- Safety

  a. Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sebanyak 3 pasang tiap tahunnya.

  b. Helmet disediakan kepada setiap karyawan sebanyak satu buah .

  c. Sepatu disediakan kepada setiap karyawan sebanyak satu pasang.

d. Google (sejenis masker) setiap karyawan sebanyak satu buah

e. Penutup telinga.

- Pengobatan

Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai undang-undang yang berlaku. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan.

4. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

Asuransi Tenaga Kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain :

- Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- Sarana peribadatan seperti masjid.
- Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet, safety shoes* dan kaca mata, tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis.

5. Kesehatan dan Keselamatan Kerja.

Pabrik ethanol ini mengambil kebijakan dalam aspek perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan, dan karyawan di bawah Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan. Manajemen perusahaan sangat mendukung dan ikut berpartisipasi dalam program pencegahan kerugian baik terhadap karyawan, harta benda perusahaan, terjaganya kegiatan operasi serta keamanan masyarakat sekitar yang diakibatkan oleh kegiatan perusahaan.

Pelaksanaan tugas dalam kesehatan dan keselamatan kerja ini berlandaskan :

- UU no. 1/1970

  Mengenai keselamatan kerja karyawan yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.

- UU no. 2/1951

  Mengenai ganti rugi akibat kecelakaan kerja yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.

- UU no. 23/1997

  Mengenai pengelolaan lingkungan hidup yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Lingkungan Hidup.

- PP no. 27/1999

  Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Lingkungan Hidup.

Kegiatan yang dilakukan dalam rangka kesehatan dan keselamatan kerja antara lain: mengawasi keselamatan jalannya operasi proses, bertanggung jawab terhadap alat-alat keselamatan kerja, bertindak sebagai instruktur *safety*, membuat rencana kerja pencegahan kecelakaan, membuat prosedur darurat agar penanggulangan kebakaran dan kecelakaan proses berjalan dengan baik, mengawasi bahan buangan pabrik agar tidak berbahaya bagi lingkungan.

4.6.7. Manajemen Produksi.

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi, maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

1. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan 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:

2. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat penyimpanan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

3. 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 yang ada.

4. Pengendalian Waktu (Target Produksi)

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

5. Pengendalian Bahan Proses

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

4.7. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik Ethanol 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:
   - Modal Tetap (*Fixed Capital*)
   - Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (Production Cost) yang terdiri atas:
   - Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
   - Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

4.7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk

memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

Harga indeks tahun 2015 diperkirakan secara garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1954 sampai 2001 :

CEP Indeks 1954 : 86,1

CEP Indeks April 1993 : 359,2

CEP Indeks April 1999 : 390,6

CEP Indeks April 2000 : 394,1

CEP Indeks April 2001 : 394,3

(Aries & Newton)

Harga pada tahun 2015 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \qquad ...(5.1)$$

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

(Aries & Newton)

Data indeks yang ada pada jurnal terbatas sampai tahun 2001, untuk itu indeks harga tahun 2015 ditentukan dengan persamaan linear.

Tabel 4.17 Harga Indeks

No	Tahun(X)	Indeks(Y)
1	1954	86,1
2	1988	343,0
3	1989	355,0
4	1990	356,0
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	391,4
15	2001	394,3

Dengan meggunakan persamaan indeks diatas maka dapat dicari persamaan untuk tahun perancangan, dalam hal ini tahun 2015 yaitu :

$$Y = 4{,}4829(X) - 8569{,}3 \qquad ...(5.2)$$

Sehingga diperoleh indeks pada tahun 2015 adalah 463,744

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

$$E_b = E_a\left(\frac{C_b}{C_a}\right)^x \quad \text{dimana } x = 0{,}6 \qquad ....(5.3)$$

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.

4.7.2. Perhitungan Biaya Proses

1. Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Umur pabrik : 10 tahun
4. Pabrik didirikan pada tahun : 2015
5. Indeks harga 2015 : 463,744
6. Upah buruh asing : US $ 20/man hour
7. Upah buruh Indonesia : Rp 20.000,-/man hour

4.7.3. Penentuan Modal Industri

1. Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pengoperasiannya.

Capital investment terdiri dari :

- *Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. *Fixed Capital Investment* merupakan modal tetap.

  Menurut [1] komponen dari Fixed Capital adalah :

  a. Purchased Equipment

b. *Equipment Installation*

c. *Piping*

d. *Instrumentation*

e. *Insulation*

f. *Electrical*

g. *Building*

h. *Land and Yard Improvement*

i. *Utility Physical Plant Cost*

j. *Engineering and Construction Direct Plant Cost*

k. *Contractor fee*

l. *Contigency*

Perhitungan modal tetap dapat di tabulasikan pada tabel berikut :

Tabel 4.19. Physical Plant Cost (PPC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Harga alat (DEC)	2.036.685,49	
2	Biaya pemasangan	10.264,89	1.485.965.731,07
3	Biaya pemipaan	117.561,62	1.718.147.876,55
4	Biaya instrumentasi	197.965,83	139.309.287,29
5	Biaya listrik	134.013,91	208.963.930,93
6	Biaya isolasi	52.953,82	232.182.145,48
7	Biaya bangunan	2.286.813,19	20.810.000.000,00
8	Biaya tanah dan Perbaikan		52.500.000.000,00
9	Biaya utilitas	2.540.101,38	1.683.555.563,80
Total		**7.376.360,13**	**78.778.124.535,12**

Tabel 4.20. Direct Plant Cost (DPC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Physical Plant Cost (PPC)	7.376.360,13	78.778.124.535,12
2	Engineering and Construction	1.475.272,03	15.755.624.907,02
	(20% PPC)		
Total		8.851.632,15	94.533.749.442,14

Tabel 4.21. Fixed Capital Investment (FCI)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Direct Plant Cost (DPC)	8.851.632,15	94.533.749.442,14
2	Contractor's fee		
	(5% DPC)	442.581,61	4.726.687.472,11
3	Contigencies		
	(10% DPC)	885.163,22	9.453.374.944,21
Total		**10.179.376,98**	**108.713.811.858,46**

- *Working Capital Investmen* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. *Working Capital Investmen* merupakan modal kerja.

  Menurut [1] Working Capital meliputi hal-hal berikut :

  a. *Raw Material Inventory*
  b. *In Process Inventory*
  c. *Product Inventory*
  d. *Extended Credit*
  e. *Available Cash*

  Perhitungan modal kerja dapat ditabulasikan pada tabel berikut :

Tabel 4.22. Working Capital (WC)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Raw material inventory	206.672.615,02
2	In process inventory	216.785.778,87
3	Product inventory	6.503.573.366,24
4	Extendad credit	6.503.573.366,24
5	Available cost	6.503.573.366,24
Total		**19.934.178.492,61**

2. Penentuan Biaya Produksi Total *(Total Production Cost)*

   - *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* adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

     Perhitungan manufacturing cost dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 4.23. Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Bahan Baku	2.273.398.765,20
2	Labor	2.886.000.000,00
3	Pengawas	288.600.000,00
4	Maintenance	14.094.229.963,51
5	Plant Supplies	2.114.134.494,53
6	Royalty and Patents	1.548.408.946,57
7	Utilitas	11.906.671.622,32
Total		**35.111.443.792,12**

Tabel 4.24. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Payroll Overhead	490.620.000,00
2	Laboratory	288.600.000,00
3	Plant Overhead	1.731.600.000,00
4	Packaging & Shipping	7.742.044.732,84
Total		**10.252.864.732,84**

Tabel 4.25. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi	20.134.614.233,59
2	Property Taxes	4.026.922.846,72
3	Asuransi	2.013.461.423,36
Total		26.760.946.162,07

Tabel 4.26. Manufacturing Cost (MC)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Direct Manufacturing Cost	35.111.443.792,12
2	Indirect Manufacturing Cost	10.252.864.732,84
3	Fixed Manufacturing Cost	26.174.998.503,66
Total		71.539.307.028,63

- *General Expense*

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

a. Administration.

b. Sales.

c. Research.

d. Finance.

Perhitungan General Expense dapat ditabulasikan pada tabel berikut :

Tabel 4.27. Pengeluaran Umum

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi	3.576.965.351,43
2	Sales	15.484.089.465,68
3	Research	5.007.751.492,00
4	Finance	8.053.845.693,44
Total		32.122.652.002,55

Tabel 4.28. Total Product Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Manufacturing Cost (MC)	71.539.307.028,63
2	General Expense (GE)	32.122.652.002,55
Total		**103.661.959.031,18**

4.7.4. Pendapatan Modal

Untuk mendapatkan titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

1. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang tidak terpengaruh produksi atau tidak berproduksi.

Tabel 4.29. Fixed Cost (Fa)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi	20.134.614.233,59
2	Properti taxes	4.026.922.846,72
3	Asuransi	2.013.461.423,36
Total		26.174.998.503,66

2. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi

Tabel 4.30. Variable Cost (Va)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Bahan baku	2.273.398.765,20
2	Utilitas	11.906.671.622,32
3	Royalty and patent	1.548.408.946,57
Total		15.728.479.334,08

3. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi. Biaya-biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

Tabel 4.31. Regulated Cost (Ra)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Labor	2.886.000.000,00
2	Plan overhead	1.731.600.000,00
3	Payroll overhead	490.620.000,00
4	Supervision	288.600.000,00
5	Laboratory	288.600.000,00
6	Maintenance	14.094.229.963,51
7	General Expense	32.122.652.002,55
	Plant Supplies	2.114.134.494,53
Total		**54.016.436.460,59**

4.7.5. 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.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. Percent Return On Investment (ROI)

Return of Investment adalah kecepatan pengembalian modal yang didapat dari keuntungan tiap tahun.

$$ROI = \frac{Profit}{FCI} \times 100\ \% \qquad ...(5.4)$$

Nilai ROI minimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 11 % dan ROI minimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 44 %.

ROI sebelum pajak :

$$ROI = \frac{Profit\ before\ taxes}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\% \qquad ...(5.5)$$

Pb.ra = Rp 51.178.935.625,66

FCI = Rp 201.346.142.335,88

$$ROI = \frac{Pb.ra}{FCI} \times 100\ \% \qquad ...(5.6)$$

$$= 25\ \%$$

ROI setelah pajak :

$$ROI = \frac{Profit\ after\ taxes}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\% \qquad ....(5.7)$$

Pa.ra = Rp 25.589.467.812,83

FCI = Rp 201.346.142.335,88

$$ROI = \frac{Pa.ra}{FCI} \times 100\ \% \qquad ...(5.8)$$

$$= 13\ \%$$

2. 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 *fixed capital investment* dari keuntungan dan depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan tahunan} + 0{,}1FCI} \qquad ...(5.9)$$

POT maksimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 5 tahun dan POT maksimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 2 tahun.

POT sebelum pajak :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + 0{,}1FCI} \qquad ...(5.10)$$

Pb.ra = Rp 51.178.935.625,66

FCI = Rp 201.346.142.335,88

0,1FCI = Rp 20.585.343.201,60

$$POT = \frac{FCI}{Pb.ra + 0{,}1FCI} \qquad ...(5.11)$$

$$= 2{,}82 \text{ tahun}$$

POT setelah pajak :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + 0{,}1FCI} \qquad ...(5.12)$$

Pa.ra = Rp 25.589.467.812,83

FCI = Rp 201.346.142.335,88

0,1FCI = Rp 20.134.614.233,58

$$POT = \frac{FCI}{Pa.ra + 0,1FCI} \quad ...(5.13)$$

= 4,40 tahun

3. Break Event Point (BEP)

Break event 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 diatas BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40-60 % dari kapasitas maksimal.

$$BEP = \frac{(F_a + 0,3R_a)}{(S_a - V_a - 0,7R_a)} x100\ \% \quad ...(5.14)$$

= 41,84 %

Dengan :

F_a : Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi minimum

R_a : Annual Regulated Expense pada produksi minimum

V_a : Annual Variabel Value pada produksi minimum

S_a : Annual Sales Value pada produksi minimum

4. 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 atau saat penentuan dimana suatu aktivitas produksi dihentikan.

$$SDP = \frac{0{,}3R_a}{(S_a - V_a - 0{,}7R_a)} x100\ \% \qquad ...(5.15)$$

$$= 16{,}00\ \%$$

5. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

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

Dihitung dengan persamaan :

$$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1}+(1+i)^{n-2}+...+(1+i)+1]+SV+WC \qquad ...(5.16)$$

$$R = S$$

Dengan :

FC : *Fixed Capital*

WC: *Working Capital*

SV : *Salvage Value* (nilai tanah)

CF : *Annual Cash Flow (profit after taxes + depresiasi + finance)*

i : *Discounted cash flow*

n : Umur pabrik (tahun)

Fixed Capital (FC) = Rp 201.346.142.335,88

Working Capital (WC) = Rp 19.934.178.492,61

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = Rp 20.134.614.233,59

Cash flow = *Annual profit + depresiasi + finance*

= Rp 79.367.395.552,68

Trial i = 0,328

Rp 3,8E+12

Discounted cash flow dihitung secara *trial and error*

$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1}+(1+i)^{n-2}+...+(1+i)+1]+SV+WC$

Rp 3,8E+12 = Rp 3,8E+12

R – S = 0

Dari trial and error diperoleh harga i = 0,328

sehingga DCF = 33 %

Dari perhitungan evaluasi ekonomi, maka dapat digambarkan grafik hubungan kapasitas produksi terhadap BEP dan SDP sebagai berikut :

BAB V

KESIMPULAN

Dalam industri kimia, ethanol salah satu bahan kimia yang banyak dibutuhkan oleh pabrik-pabrik kimia, baik digunakan sebagai bahan pencampur ataupun yang lainnya. Misal, sebagai bahan campuran kosmetik, ethanol 70 % dapat digunakan sebagai desinfektan, campuran ethanol dengan gasolin dapat digunakan sebagai gasohol, bahan baku pembuat asam karboksilat, etilen dan ester, bahan dasar spirtus (campuran methanol + ethanol + zat warna metilen blue).

Proses pembuatan ethanol dari gadung, secara garis besar terbagi menjadi tiga unit, yaitu :

1. Unit penyiapan bahan baku pati gadung, bahan pembantu seperti H_2SO_4, $CaCO_3$ dan yeast. Bahan-bahan tersebut disimpan pada gudang maupun tangki penyimpanan.
2. Unit reaksi antara pati gadung dengan air dengan dibantu larutan H_2SO_4 menjadi produk glukosa terjadi pada reaktor (RATB). Sedangkan reaksi perubahan glukosa menjadi ethanol dengan penambahan yeast terjadi pada fermentor.
3. Unit Finishing yang beroperasi adalah stripper dan menara distilasi.

Pra Perancangan Pabrik Ethanol dari Pati Gadung dengan kapasitas 15.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko rendah *(low risk)*. Hal ini dilihat dari nilai ROI dan POT yang memenuhi standart pabrik yang beresiko rendah.

Berdasarkan evaluasi ekonomi didapatkan hasil sebagai berikut :

1. Keuntungan :

   Sebelum pajak : Rp 51.178.935.625,66/ tahun

   Sesudah pajak : Rp 25.589.467.812,83 / tahun

2. ROI Sebelum Pajak : 25,42 %

   Zakat : 2,5 %

   ROI Sesudah Pajak : 12,7 %

   (ROI Sesudah pajak min. 11 % untuk industri kimia beresiko rendah)

   Aries & Newton, 1955.

3. Pay Out Time (POT) :

   Sebelum pajak : 2,8 tahun

   Sesudah pajak : 4,40 tahun

   (POT Sesudah pajak max. 5 tahun untuk industri kimia beresiko rendah)

   Aries & Newton, 1955.

4. Break Event Point (BEP) : 41,8 %

   (Biasanya sebagian besar bank di Indonesia bersedia meminjamkan modal untuk pendirian pabrik dengan syarat 40 % < BEP < 60 %).

5. Shut down Point (SDP) : 16 %

6. Discounted Cash Flow of Return (DCFR) : 33 %

Berdasarkan pertimbangan di atas maka Pra Perancangan Pabrik Ethanol dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "**Chemical Engineering Cost Estimation**", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Backhhurst, J.R., and Harker, J.H., 1973, "**Process Plant Design**", Heunemann Educational Books, London.

Biro Pusat Statistik,1997-2003, "**Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia**", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, yogjakarta.

Brown, G.G., 1978, "**Unit Operation**", Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York.

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, "**Process Equipment Design**", 2nd Ed., John Willey and Sons. Inc., New York.

Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, "**Chemical Engineering Design**", 6nd Ed., vol 6, Pergamon Pess, Oxford.

Evan, F.L., 1974,"**Equipment Design Hand Book**", Gulf Publishing Company, Houston.

Kern, D.Q., 1983, "**Process Heat Transfer**", International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Kirk, K.E., and Ortmer, D.F., "**Encyclopedia of Chemical Technology**", John Willey and Sons. Inc., New York.

Kompas, "Kurs Rupiah", Edisi Jum'at 27 Juli 2007.

Perry, J.H., and Chilton, C.H., 1984, "**Chemical Engineering Hand Book**", 6th Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., 1968, "**Plant Design and Economic for Chemical Engiine's**", 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Pikiran Rakyat, Topik Artikel " Cara Aman Mengkonsumsi Gadung ", Edisi Minggu 22 Desember 2002.

Powell, S., "**Water Condition for Industry**", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

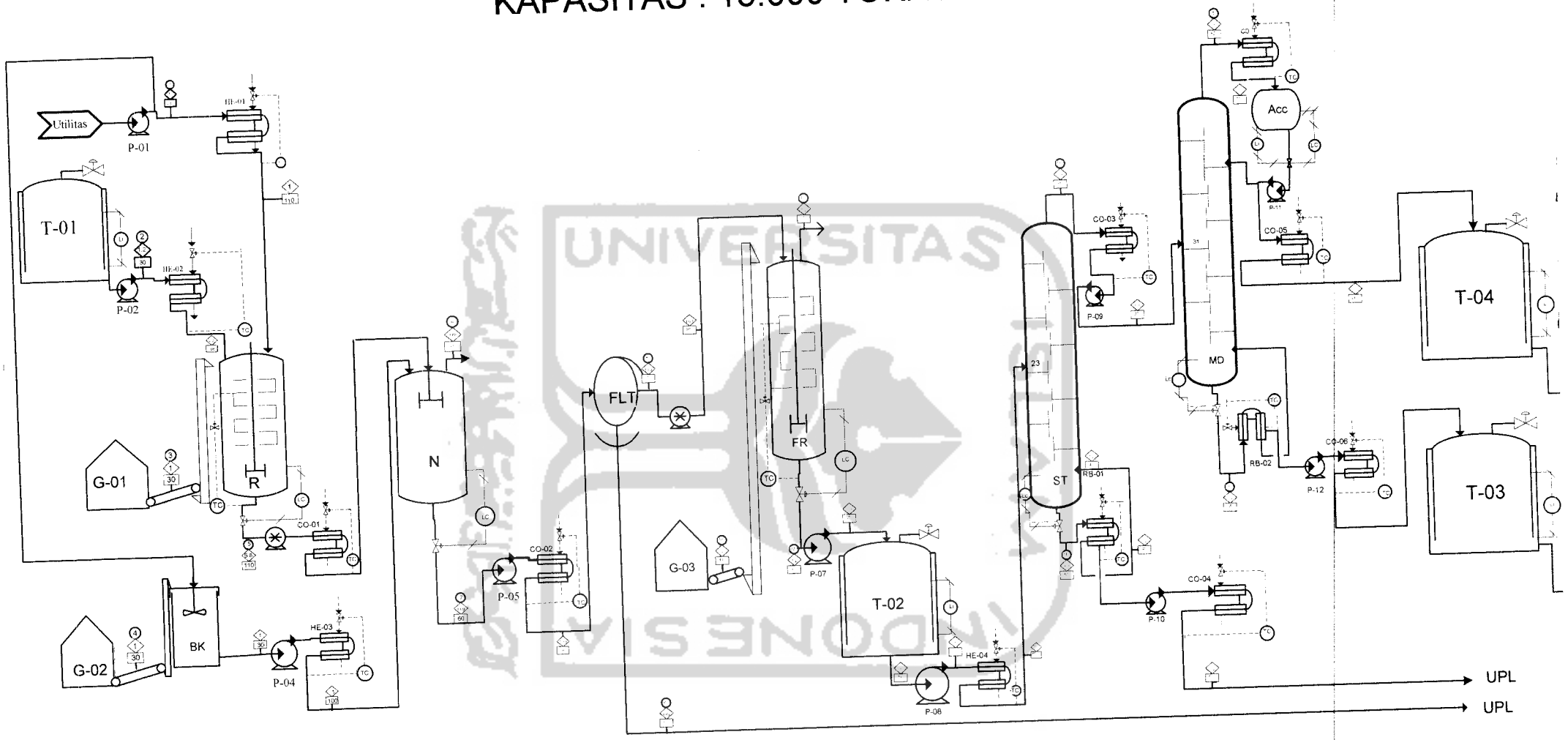
Treyball, E., "**Mass Transfer Operation**", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.

Ullrich, G.D., 1984, "**A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics**", John Willey and Sons. Inc., New York.

Wallas, S.M., 1959, "**Chemical Process Equipment**", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo.

www.indonetwork.or.id., Download tanggal 27 Juli 2007 pukul 10:42 WIB.

PABRIK ETHANOL DARI PATI GADUNG
KAPASITAS : 15.000 TON/TAHUN



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Pati			1809.539		54.28616		54.28616		54.28616							
Glukosa					1950.28		1950.28	1946.3799	3.900561			97.51402		97.514		
Asam Sulfat		40.44497			40.44497											
CaCO3				41.27038												
Air	3158.67	0.825408	1147.247	45.39742	2963.643	45.39742	2971.072	1147.2474	315.8756		1.147247	1146.1	97.41852	1048.68	1.94837	95.47015
Yeast										48.6595		48.6595		48.6595		
CaSO4							56.1277		56.1277							
Etanol											1.893939	945.0756	926.174	18.9015	907.651	18.52348
CO2						18.15897					901.8963					
Ash					124.8582		124.8582		124.8582							
Total	3158.67	41.27038	2956.786	86.6678	5133.513	63.55639	5156.624	3093.6273	555.0482	48.6595	904.9375	2237.349	1023.593	1213.76	909.599	113.9936

Keterangan Gambar

R	Reaktor
MD	Menara Distilasi
CD	Condenser
FR	Fermentor
ST	Stripper
CO	Cooler
P	Pompa
N	Netralizer
T	Tangki
H	Heater
AC	Accumulator
R	Reboiler
BE	Bucket Elevator
G	Gudang
BK	Bak Pencairan CaCO3
Bc	Belt Conveyer

Keterangan Simbol

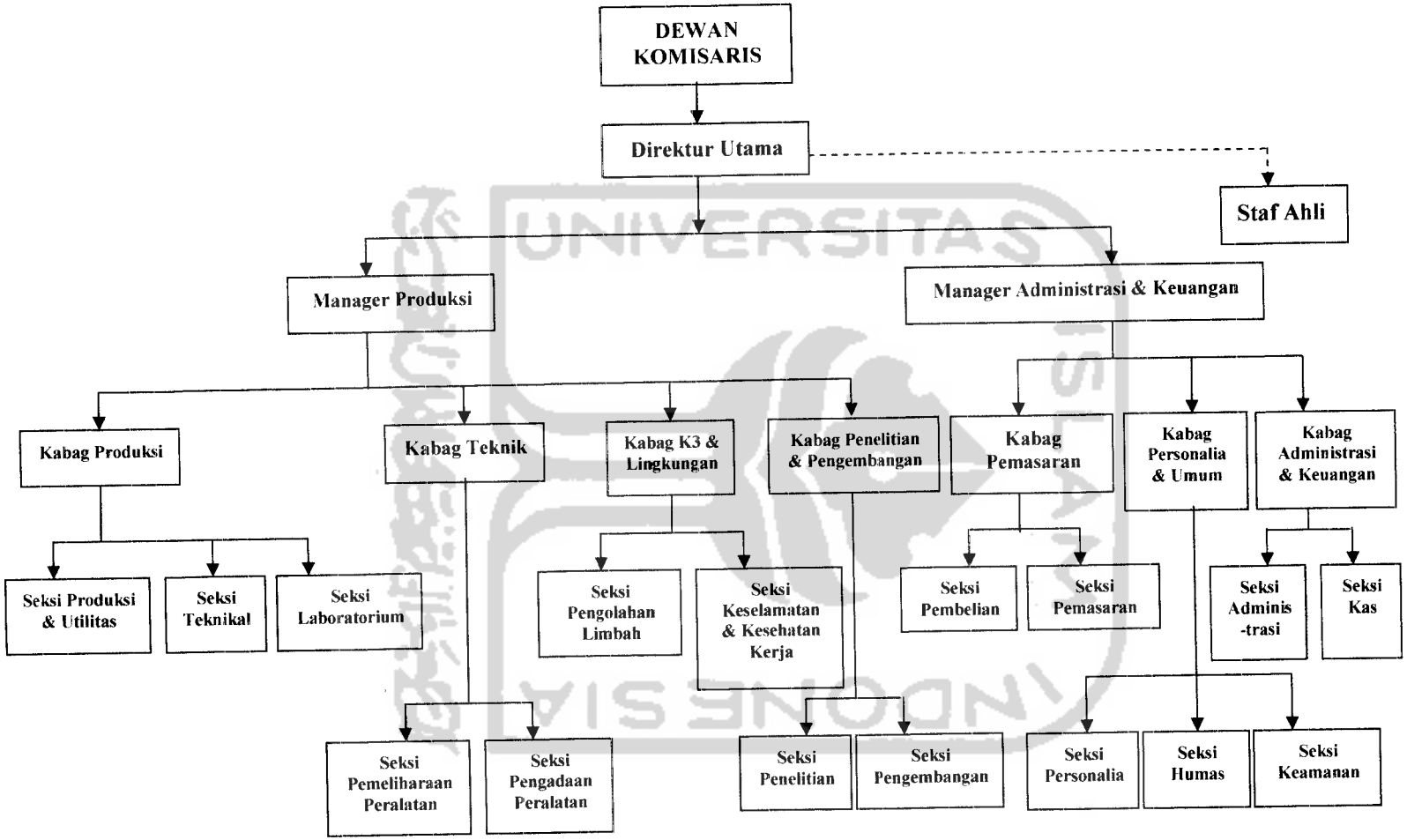
	=	No.Arus
	=	Tekanan (atm)
	=	Suhu (°C)
	=	Safety Valve
TC	=	Temp. Contr.
LI	=	Level Indct
FC	=	Flow Control
LC	=	Level Controller
VR	=	Volume Record

PRA RANCANGAN
PABRIK ETANOL DARI PATI GADUNG
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Dibuat Oleh :
Nugroho Try Prasetyo (03 521 037)
Umar Faruq Fauzi (03 521 064)

Dosen Pembimbing :
Dr. Ir. Fartham HM Saleh, MSIE.

TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA



Gambar 4.5. Struktur Organisasi Perusahaan

PERHITUNGAN REAKTOR

Kondisi Operasi : 1.69 atm
Konversi : 97 %

Reaksi :

$C_6H_{10}O_5 + H_2O \longrightarrow C_6H_{12}O_6$

Menentukan kontanta kecepatan reaksi

dalam menentukan konstanta kecepatan reaksi digunakan persamaan archenius

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{Rt}}$$

Keterangan :

A = frekuensi tumbukan
E = energi aktivasi
R = ketetapan gas dengan nilai : 1.987 kkal/kmol K, 8.314 J/mol K = 8314 Kg m^2/dt^2 Kmol K

:: Frekuensi tumbukan dihitung dengan menggunakan persamaan 2.34 JM. Smith

$$A = GA^2(8\pi RgT\frac{MA+MB}{MA\times MB})$$

dimana:

T = 110 C = 383 K
Rg = 8314 Kg m2/dt2 Kmol K
GA = collision diameter $C_6H_{10}O_5$ = 0.6525 nm = $6.525\times e^{-10}$ m
MA = berat molekul $C_6H_{10}O_5$ = 162
MB = berat molekul H_2O = 18

Maka nilai A adalah

$$A = GA^2(8\pi RgT\frac{MA+MB}{MA\times MB})$$

$$A = (6.525\times e^{-10})^2(8\times 3.14\times 8314\times 383\frac{162+18}{162\times 18})$$

A = 145358.5967 m3/Kmol jam

:: Energi aktivasi

Ea = ΔH + RT

Dimana :

ΔH = panas pembentukan glukosa = 45587.795
R = 1.978 Kkal/Kmol K
T = 383 K

Maka nilai Ea adalah

Ea = ΔH + RT
Ea = 45587.795 + (1.978 x 383)
Ea = 46345.369

Subtitusikan nilai A dan Ea ke parsamaan $k = Ae^{\frac{-Ea}{Rt}}$

$k = 145358.5967e^{\frac{-46345.369}{1.987\times383}}$

$k = 145358.5967e^{-6.09}$

k = 329.2966

komponen	massa	p (kg/l)	Fv	Mr	mol
Pati	1809.5385	1.5	2714.3078	162	11.16999
Air	3158.6712	0.998	3152.3539	18	175.4817
Asam Sulfat	40.4450	1.834	74.1761	98	0.4127
Ash	124.8582	0.015	1.873	0	0
jumlah	5133.5129	4.332	5940.8378		

Menghitung konsentrasi umpan :

$$C_{AO} = \frac{molC_6H_{10}O_5}{Fv}$$

$$C_{AO} = \frac{11.16999}{5940.8378}$$

$$C_{AO} = 0.00188$$

$$C_{BO} = \frac{molH_2O}{Fv}$$

$$C_{BO} = \frac{175.4817}{5133.5129}$$

$$C_{BO} = 0.0295$$

Mencari nilai $M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$

$$M = \frac{0.0295}{0.00188}$$

M = 15.7101

Mencari nilai volume reaktor

Untuk 1 buah reaktor

$V = \frac{Fv.X_4}{k.C_{AO}(1-A_A)(M-X_A)}$ dimana XA = 0.97

$V = 42850.9951$ liter $= 11320.0374$ gallon

$$waktutinggal = \frac{V}{Fv}$$

$$waktutinggal = \frac{42850.9951}{5940.8378} = 7{,}2 \text{ jam}$$

Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{41} - X_{A0})}{k.C_{AO}(1 - A_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{42} - X_{A1})}{k.C_{AO}(1 - A_{A2})(M - X_{A2})}$$

dari hasil trial maka didapatkan nilai X_{A1} = 0.8282 dan X_{A2} = 0.97
maka nilai nolume reaktor
$V_1 = V_2$ = 6265.1526 liter = 1655.0785 gallon

$$waktutinggal = \frac{V}{Fv}$$

$$waktutinggal = \frac{6265.1526}{5940.8378} = 1{,}05 \text{ jam}$$

Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{41} - X_{A0})}{k.C_{AO}(1 - A_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{42} - X_{A1})}{k.C_{AO}(1 - A_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(X_{43} - X_{A2})}{k.C_{AO}(1 - A_{A3})(M - X_{A3})}$$

dari hasil trial maka didapatkan nilai X_{A1} = 0.6940, X_{A2} = 0.9045 dan X_{A3} = 0.97
maka nilai nolume reaktor
$V_1 = V_2 = V_3$ = 2894.6293 liter = 764.6803 gallon

$$waktutinggal = \frac{V}{Fv}$$

$$waktutinggal = \frac{2894.6293}{5940.8378} = 0.48 \text{ jam}$$

Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{41} - X_{A0})}{k.C_{AO}(1 - A_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{42} - X_{A1})}{k.C_{AO}(1 - A_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(X_{43} - X_{A2})}{k.C_{AO}(1 - A_{A3})(M - X_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{Fv.(X_{44} - X_{A3})}{k.C_{AO}(1 - A_{A4})(M - X_{A4})}$$

dari hasil trial maka didapatkan nilai X_{A1} = 0.5915, X_{A2} = 0.83 ,X_{A3} = 0.9287 dan X_{A4} = 0.97. maka nilai nolume reaktor
$V_1 = V_2 = V_3 = V_4$ = 1824.0865 liter = 481.8728 gallon

$$waktutinggal = \frac{V}{Fv}$$

$$waktutinggal = \frac{1824.0865}{5940.8378} = 0.31 \text{ jam}$$

Untuk 5 buah reaktor

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{41} - X_{A0})}{k.C_{AO}(1 - A_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{42} - X_{A1})}{k.C_{AO}(1 - A_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(X_{43} - X_{A2})}{k.C_{AO}(1 - A_{A3})(M - X_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{Fv.(X_{44} - X_{A3})}{k.C_{AO}(1 - A_{A4})(M - X_{A4})}$$

$$V_5 = \frac{Fv.(X_{45} - X_{A4})}{k.C_{AO}(1 - A_{A5})(M - X_{A5})}$$

dari hasil trial maka didapatkan nilai X_{A1} = 0.513, X_{A2} = 0.759 ,X_{A3} = 0.8797 ,X_{A4} = 0.94 dan X_{A5} = 0.97. maka nilai nolume reaktor
$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5$ = 1318.5309 liter = 348.3191 gallon

$$waktutinggal = \frac{V}{Fv}$$

$$waktutinggal = \frac{1318.5309}{5940.8378} = 0.22 \text{ jam}$$

Menenukan harga reaktor
Bahan yang digunakan dalam pembuatan reaktor merupakan bahn stenless steel austenitic 18 Cr 12 Ni 12.5 Mo type

$CostA = CostB\left(\frac{SizeA}{SizeB}\right)^{0.6}$ dimana ukuran B adalah 5000 gallon dengan harga $ 30.000

Cost B	Ukuran	Jumlah	Harga/satuan	harga toral
$ 30,000.00	11320.0374	1	$ 48,983.29	$ 48,983.29
$ 30,000.00	1655.0785	2	$ 15,453.63	$ 30,907.25
$ 30,000.00	764.6803	3	$ 9,723.60	$ 29,170.81
$ 30,000.00	481.8728	4	$ 7,370.53	$ 29,482.12
$ 30,000.00	348.3191	5	$ 6,066.32	$ 30,331.62

Menghitung Pelengkap Reaktor

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan maka digunakan 3 buah reaktor.
Menghitung tinggi dan diameter reaktor

Diketahui volume reaktor = 2894.6293 liter
= 102.2229 ft^3
= 2.8946 m^3
= 764.6803 gallon
= 176641.1034 $inch^3$

Perbandingan H dengan D; H = 3 x D
Volume reaktor = volume silinder + (2 x volume head)
Volume bottom/head = 0,000049 x D^3
Dengan over design = 20 %
Maka volume cairan dalam reaktor = 1,2 x 102.2229 ft^3
= 122.6675 ft^3
= 3.4736 m^3
= 3473.5559 liter
= 917.6162 gallon
= 211969.3580 $inch^3$

Volume silinder/shell (Vs) = $\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$, dimana H = 3/2 D

$$Vs = \frac{3\pi}{8} \times D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{Vs}{3\pi/8}}$$

= 4.7053 ft

Jadi nilai inside diameter (id) = 4.7053 ft
= 1,4342 m
= 169,3916 inch

Tinggi reaktor = 3/2 D
H = 3/2 x 3,8727 ft
= 14.1160 ft
= 4.3025 m
= 169.3916 inch

Volume head = 0,000049 x D^3
= 0,0051 ft^3
= 0,0001 m^3
= 0,1445 liter
= 0,0382 gallon
= 8.8208 $inch^3$

Volume shell (silinder) setelah tutup terisi penuh (Vs) = volume cairan – volume head
Maka volumenya = 102.2229 ft^3 – 0,0051 ft^3
= 102.2178 ft^3

Luas Penampang shell (A) = $\frac{\pi}{4}D^2$
= 1,6147 m^2
= 2502,7131 m^2
= 17,3799 m^2

Tinggi cairan Shell = H_l = V/A
Dimana: H_l = tinggi cairan dalam shell
V = volume reaktor
A = luas penampang reaktor

Maka $H_l = \frac{2.8946\ m^3}{1.6147\ m^2}$
= 1,7927 m
= 70.5796 inch
= 5.8816 ft

Tinggi shell = 1,2 x H_l (over design 20 %)
= 7.0580 ft
= 2.1513 m

Menghitung tebal dinding reaktor (shell)
Dari persamaan 14.34, Brownell, p.275 sebagai berikut:

$$t = \frac{P.r}{f.E - 0{,}6.P} + c$$

dimana:
stainless steel austenitic 18 Cr 12 Ni 12,5 Mo type
f = table 28.2, Perry, 90000 lb/inch2
E = efisiensi single welded butt joint
= 80 %, table 13.2, Brownell, p.254
c = faktor korosi, 0,125 inch
r = inside diameter, 23,2362 inch
P = design pressure, psi

Komponen	Berat kg/jm	Fraksi Berat	densitas	DensitasCam
Pati	1809.5385	0.3525	1.5	0.5287
air	3158.6712	0.6153	0.998	0.6141
asam sulfat	40.4450	0.0079	1.834	0.0144
Ash	124.8582	0.0243	0.015	0.0024
	5133.5129		4.332	1.1573

Nilai $\rho_{campuran}$ = 1,2235 gr/cm^3
= 0,04578 lbm/inch^3

Perhitungan design pressure:

$P_{design} = 1{,}2 \times P_{operasi}$

$P_{operasi} = P_{hidrostatis} + P_{reaksi}$

$P_{hidrostatis} = H_{cairan} \times \rho_{cairan} \times \frac{g}{g_c}$

$H_{cairan} = \frac{\text{volume reaktor, ft}^3}{\text{luas penampang silinder, ft}^2}$

Dimana

H_{cairan} = 7,0580 ft
= 84,6960 inch
= 2,1510 m
$P_{hidrostatis}$ = 86,3542 psi
P_{reaksi} = 14,7 psi
$P_{operasi}$ = 101,0542 psi
P_{design} = 121,2650 psi

Jadi tebal shell = 0,173 inch, diambil tebal standar = 0,1875 inch

Tebal head

Dari persamaan 13.12, Brownell, p.258 didapat sebagai berikut:

$$t = \frac{0{,}885 \times P \times r}{f \times E - 0{,}1 \times P} + c$$

maka tebal head = 0,1671 inch, diambil tebal standar = 0,1875 inch

Tinggi head

Berdasarkan ketentuan dari Brownell, p.85 bahwa jika nilai outside diameter kurang dari 20 ft, maka head yang digunakan adalah Flanged and standard dan cocok untuk tekanan yang rendah.

OD = ID + (2 x t_{shell})
OD = 56,8091 inch
= 3,8991 ft
r = 28,4045 inch

maka dari table 5.6, Brownell, p.88 didapat dimensi Flanged and standard dished head.

t_{head} = 0,25 inch
sf = 1,5 – 2,5 inch diambil 2 inch
icr = 0,75 inch

Dari fig. 5.8, Brownell, p.87 didapat persamaan berikut:

$$a = \frac{id}{2}$$
$$b = r - \sqrt{(BC) - (AB)}$$
$$AB = \frac{id}{2} - (icr)$$
$$BC = r - (icr)$$
$$AC = \sqrt{(BC) - (AB)}$$
$$OA = r + b + sf$$

a = 28,2319 inch = 0,7171 m
AB = 27,4819 inch = 0,6980 m
BC = 27,6545 inch = 0,7024 m
AC = 3,0849 inch = 0,0784 m
b = 25,3197 inch = 0,6431 m
OA = 55,7242 inch = 1,4154 m

Volume reaktor

Volume pada sf

Berdasarkan ketentuan dari buku Brownell & Young, maka rumus yang dipakai adalah:

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times id^2 \times sf$$

maka Vsf = 5005,4266 $inch^3$
= 82,0242 liter

Volume total sebuah head

$V_{thead} = V_{head} + V_{sf}$
$= 5014{,}2474\ inch^3$

Volume total reaktor

$V_{total} = V_{reaktor} + (2 \times V_{thead})$
= 221997,8528 inch3
= 3637,8921 liter
= 3,64 m3
= 961,0296 gallon

Tinggi total reaktor

$H_{total} = H_{shell} + H_{head}$
= 225,1158 inch
= 5,7179 m

Dimensi pengaduk.

Menggunakan pengaduk bertipe turbin dengan 6 sudut (turbin with 6 flat blades). Karena turbin memiliki volume range yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi. (data pengaduk Brown, p.507)

- $\frac{D_t}{D_i} = 3$
- $\frac{Z_l}{D_i} = 2{,}7 - 3{,}9$; dipilih 3
- $\frac{Z_i}{D_i} = 0{,}75 - 1{,}3$; dipilih 1
- $\frac{\omega}{D_i} = 0{,}1$
- $\frac{b}{D_i} = 0{,}25$

C.1) Diameter pengaduk
Diketahui dari perhitungan sebelumnya inside diameter (D_t), maka:

$$D_i = \frac{D_t}{3} = 0{,}478\ m$$

C.2) Tinggi cairan dalam reaktor setelah dimasukkan pengaduk.
Maka:

$$V_l = V_{cairan} - V_{head} = 3.473\ m$$

$$Z_l = \frac{4 \times V_l}{\pi \times D_t^{\,2}} = 2.151\ m$$

C.3) Jarak pengaduk dari dasar tangki.
Maka:

$$Z_i = 0{,}8 \times D_i = 0{,}382\ m$$

C.4) Lebar baffle
Maka:

$$\omega = 0{,}1 \times D_i = 0{,}048\ m$$

C.5) Lebar pengaduk
Maka:

$$b = 0{,}25 \times D_i = 0{,}120\ m$$

C.6) Panjang blade / sudu
Maka:

$$l = 0{,}2 \times D_i = 0{,}096\ m$$

C.7) Jumlah pengaduk yang dipakai
Dari persamaan 8.9, Raise, p.345

$$Jumlah\ pengaduk = \frac{WELH}{id}$$

$$WELH = \left(\frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}}\right) \times H_{cairan}$$

ρ_{camp} = 1223,5075 kg / m^3
= 76,3836 lbm / ft^3

ρ_{air} = 998 kg / m^3
= 62,3051 lbm / ft^3

Maka:

WELH = 2.079 m
= 6.8208 ft

Jumlah pengaduk = 1,449 buah ≈ 2 buah

C.8) Kecepatan putaran pengaduk

Persamaan 8.8, Raise, p.345

$$\frac{WELH}{2.D_t} = \left(\frac{\pi \times D_t \times N}{600}\right)^2$$

$$N = \frac{600\ rpm}{\pi \times D_t}\sqrt{\frac{WELH}{2D_t}}$$

Maka:

N = 179.0619 rpm
= 2.9844 rps
= 10743,7129 rph

C.9) Power pengaduk

Persamaan 3.4-1, Geankoplis, p.144

$$N_{Re} = \frac{D_a^{\ 2} \times N \times \rho}{\mu}$$

Dimana:

D_a = diameter pengaduk, m
N = putaran pengaduk, rps
ρ = densitas campuran, kg / m^3
μ = viskositas campuran, 0,0062208 kg / m.s
$N_{Re} < 10$ = aliran laminer
N_{Re} 10 – 10^4 = aliran transisi
$N_{Re} > 10^4$ = aliran turbulen
Maka N_{Re} = 85272,8644

Dari fig.477, Brown, p.507

Grafik N_{Re} Vs Np dengan kurva 2 didapat:

Np = 7

Sehingga power yang dibutuhkan:

Persamaan 3.4-2, Geankoplis, p.145

$$Np = \frac{P}{\rho \times N^3 \times D^5}$$

$$P = Np\ x\ \rho\ x\ N^3\ x\ D^5$$

Maka:

P = 5376,5374 watt
= 7,2100 Hp

Efisiensi 80 % = 4301,230 watt
= 5,768 Hp

Pemakaian standar motor turbin adalah 5,768 Hp

Perhitungan alat perpindahan panas (Coil) Reaktor

Coil pendingin berfungsi untuk mempertahankan suhu reaksi tetap pada suhu 110 C, sehingga panas yang dihasilkan diambil dengan coil pendingin yang dilewati air.

Pendingin berupa air

Suhu masuk air = 30 °C

Suhu keluar air = 50 °C

Suhu rata-rata = 40 °C

Sifat fisis air pada suhu 40 °C

Cp = 1 kkal/kg °C

μ = 0.6 cp = 1.453 lb/j ft

k = 0.364 Btu/j ft °F

ρ = 998 kg/m^3

untuk coil pendingin I

Kebutuhan pendingin adalah

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

$$m = \frac{321391.7928}{1 \times 20}$$

= 16069.5896 kg/jam

Debit air pendingin (kecepatan volumetrik air pendingin)

$$Q_{air} = \frac{m}{p_{air}}$$

$$Q_{air} = \frac{16069.5896}{998}$$

Q_{air} = 16.1017 m^3/jam = 0.15795 ft^3/s

Pemilihan jenis dan ukuran coil

Dipilih jenis single helix, karena mampu mengambil panas reaksi dengan baik. Ukuran pipa diambil dari dimensi pipa standar (IPS). Berdasarkan :

- ukuran yang kecil (lebih ekonomis)
- panjang dan spassing yang cukup
- kelompok coil yang kecil
- kecepatan aliran air didalam tube = 1.5 – 2.5 m/s dan dipilih 2.5 m/s = 9000 m/jam
- pressure drop aliran air dalam coil = 10 psi

Menghitung koefisien transfer panas dan luas coil pendingin

Dipilih pipa coil dengan spesifikasi sebagai berikut (tabel 11 D.Q Kern 1965) :

Nps = 6 inc = 0.1524 m

OD = 6.625 inc = 0.1683 m

ID = 6.605 inc = 0.1678 m

at(flow area) = 28.9 inc^2 = 0.2007 ft^2

Ao = 1.734 inc
Ai = 1.590 inc

Menentukan kecepatan linier air

$$V_{air} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} ID^2}$$

$$V_{air} = \frac{0.15795}{\frac{3.14}{4} 0.5504^2}$$

$$V_{air} = 0.6642 \frac{ft}{s}$$

Koefesien transfer panas air dalam pipa

$$h_i = \frac{150\,(1 + 0.11\,t_h)\,(V_{air})^{0.8}}{ID^{0.2}}$$

$$h_i = \frac{150\,(1 + 0.11 \times 104)\,(0.6642)^{0.8}}{0.5504^{0.2}}$$

$$h_i = 1515.7063 \text{ Btu/J ft2 F}$$

Koreksi untuk pipa terbentuk coil (koefisien perpindahan panas dalam coil)

$$h_{coil} = h_i\left(1 + 3.5\frac{ID}{DH}\right)$$

dimana DH adalah diameter helix = 0.7 . diameter reaktor
= 0.7 x 1,1804 m
= 0.8263 m
= 2.7109 ft

$$h_{coil} = 1515.7063\left(1 + 3.5\frac{0.5504}{2.7109}\right)$$

$$h_{coil} = 2529.7865 \text{ Btu/J ft2 F}$$

$$h_{io} = h_{coil}\frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 2529.7865\frac{0.5504}{0.5521}$$

$$h_{io} = 2521.9969 \text{ Btu/J ft2 F}$$

$$G_t = \frac{kecepatan\ aliran\ massa}{A_t}$$

$$G_t = \frac{2894.6292}{0.2007}$$

$G_t = 14422.6667$ kg/ft^2 jam
$= 39825.57$ lb/ ft^2 jam

$$R_e = \frac{ID \times G_t}{\mu}$$
$$R_e = \frac{0.5504 \times 39825.57}{1.453}$$
$$R_e = 15086.0246$$

aliran air pada coil merupakan aliran turbulen karena nilai Re > 2100

$$h_o = \frac{k}{Dc} 0.36 R_e^{0.55} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)$$ dimana k adalah konduktifitas panas larutan

$$h_o = \frac{0.793}{0.5504} 0.36(15086.0246)^{0.55} \left(\frac{1 \times 1.453}{0.793} \right)$$
$$h_o = 188.8452 \text{ Btu/J ft2 F}$$

clean overall coefficient

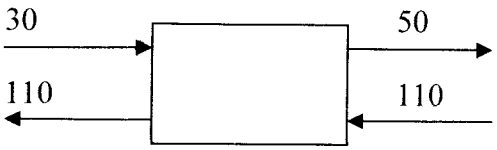
$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$
$$U_c = \frac{2521.9969 \times 188.8452}{2521.9969 + 188.8452}$$
$$U_c = 175.6897 \text{ Btu/J ft2 F}$$

Dird factor, Rd = 0.003

Design overall coefficient

$$U_D = \frac{U_c}{1 + R_d U_c}$$
$$U_D = \frac{175.6897}{1 + (0.003 \times 175.6897)}$$
$$U_D = 115.0526 \frac{Btu}{Jft^2 F}$$

ΔT LMTD



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(110-30)-(110-50)}{\ln \frac{110-30}{110-50}}$$

$\Delta T_{LMTD} = 59.4403\,C = 138.9925\,F$

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{1275386}{115.0526 \times 138.9925}$$

$A = 79.7543\ ft^2$

Panjang pipa coil

$$L = \frac{A}{A_o}$$

$$L = \frac{79.7543}{1.734}$$

$L = 45.9944\ ft$

Panjang pipa keseluruhan

$$L = \frac{A}{\pi . ID}$$

$$L = \frac{79.7543}{3.14 \times 0.5054}$$

$L = 50.2562\ ft$

Menentukan jumlah lengkung coil
(ganbar)

AB = DC = D spiral coil =2.2398 ft

Keliling busur AB $= \frac{1}{2} \pi\ DC$

Keliling busur AC $= \frac{1}{2} \pi\ AC$

Keliling busur BC = x

Keliling busur AC $= \sqrt{AB^2 + BC^2}$

Ruang kosong antara lengkungan coil (x) = OD coil (Rase, 1977)

$$x = \frac{1}{2}OD + OD + \frac{1}{2}OD$$

$$x = 2\,OD$$

$$x = 2 \times 0.5521$$

$$x = 1.1042\ ft = 0.3365\ \text{m}$$

$$AC = \sqrt{AB^2 + BC^2}$$

$$AC = \sqrt{2.2398^2 + 1.1042^2}$$

$$AC = 3.4591\ ft$$

Keliling satu coil (K_L)

K_L = keliling busur AB + keliling busur AC

$$K_L = \left(\frac{\pi}{2}DC + \frac{\pi}{2}AC\right)$$

$$K_L = \left(\frac{3.14}{2}2.2398 + \frac{3.14}{2}3.5491\right)$$

$$K_L = 8.9472\ \text{ft}$$

Jumlah lengkungan coil

$$N_c = \frac{L}{K_L}$$

$$N_c = \frac{50.2562}{8.9472}$$

$$N_c = 5.617$$

Tinggi coil tanpa jarak

$$H_c = N_c.OD$$

$$H_c = 6 \times 0.5521$$

$$H_c = 3.3126\ ft = 1.0096\ \text{m}$$

Tinggi coil total

$$H_{c\,total} = H_c + x$$

$$H_{c\,total} = 1.0096 + 0.3365$$

$$H_{c\,total} = 1.3461\ m$$

Menghitung tinggi cairan dengan coil

Volume coil (Vci)

$$V_{ci} = \pi \times OD^2 \times L_c$$

$$V_{ci} = 3.14 \times 0.5521^2 \times 50.2562$$

$$V_{ci} = 48.1011\ ft^3 = 1.3621\ \text{m}^3$$

Volume cairan dengan gas tanpa coil

$$V_{cg} = \frac{\pi}{4} D_R^2$$

$$V_{cg} = \frac{3.14}{4} 1.1804^2$$

$$V_{cg} = 1.09378\ m^3$$

Volume cairan, gas dan coil

$$V_{cgk} = V_{cg} + V_{ci}$$

$$V_{cgk} = 1.0938 + 1.3621$$

$$V_{cgk} = 2.4559\ m^3$$

Tinggi cairan setelah penambahan coil

$$H_{cairan} = \frac{4 \times V_{cgk}}{3.14 \times D_R^2}$$

$$H_{cairan} = \frac{4 \times 2.4559}{3.14 \times 1.1804^2}$$

$$H_{cairan} = 2.2453\ m$$

untuk coil pendingin 2

Kebutuhan pendingin adalah

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

$$m = \frac{126098.0266}{1 \times 20}$$

$$= 6304.9013 \text{ kg/jam}$$

Debit air pendingin (kecepatan volumetrik air pendingin)

$$Q_{air} = \frac{m}{p_{air}}$$

$$Q_{air} = \frac{6304.9013}{998}$$

$$Q_{air} = 6.3175 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0620 \text{ ft}^3\text{/s}$$

Pemilihan jenis dan ukuran coil

Dipilih jenis single helix, karena mampu mengambil panas reaksi dengan baik. Ukuran pipa diambil dari dimensi pipa standar (IPS). Berdasarkan :

- ukuran yang kecil (lebih ekonomis)
- panjang dan spassing yang cukup
- kelompok coil yang kecil

- kecepatan aliran air didalam tube = 1.5 – 2.5 m/s dan dipilih 2.5 m/s = 9000 m/jam
- pressure drop aliran air dalam coil = 10 psi

Menghitung koefisien transfer panas dan luas coil pendingin

Dipilih pipa coil dengan spesifikasi sebagai berikut (tabel 11 D.Q Kern 1965) :

Nps	= 6 inc = 0.1524 m
OD	= 6.625 inc = 0.1683 m
ID	= 6.605 inc = 0.1678 m
at(flow area)	= 28.9 inc^2 = 0.2007 ft^2
Ao	= 1.734 inc
Ai	= 1.590 inc

Menentukan kecepatan linier air

$$V_{air} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} ID^2}$$

$$V_{air} = \frac{0.0620}{\frac{3.14}{4} 0.5504^{\ 2}}$$

$$V_{air} = 0.2607 \frac{ft}{s}$$

Koefesien transfer panas air dalam pipa

$$h_i = \frac{150\,(1 + 0.11\,t_b)\,(V_{air})^{0.8}}{ID^{0.2}}$$

$$h_i = \frac{150\,(1 + 0.11 \times 104)\,(0.2607)^{0.8}}{0.5504^{0.2}}$$

$$h_i = 717.229 \text{ Btu/J ft2 F}$$

Koreksi untuk pipa terbentuk coil (koefisien perpindahan panas dalam coil)

$$h_{coil} = h_i\left(1 + 3.5\frac{ID}{DH}\right)$$

dimana DH adalah diameter helix = 0.7 . diameter reaktor

= 0.7 x 1,1804 m

= 0.8263 m

= 2.7109 ft

$$h_{coil} = 717.229\left(1 + 3.5\frac{0.5504}{2.7109}\right)$$

$$h_{coil} = 1226.901 \text{ Btu/J ft2 F}$$

$$h_{io} = h_{coil}\frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 1226.901\frac{0.5504}{0.5521}$$

$$h_{io} = 1223.1232 \text{ Btu/J ft2 F}$$

$$G_t = \frac{kecepatan\ aliran\ massa}{A_t}$$

$$G_t = \frac{2894.6292}{0.2007}$$

$$G_t = 14422.6667 \text{ kg/ft}^2 \text{ jam}$$

$$= 39825.57 \text{ lb/ ft}^2 \text{ jam}$$

$$R_e = \frac{ID \times G_t}{\mu}$$

$$R_e = \frac{0.5504 \times 39825.57}{1.453}$$

$$R_e = 15086.0246$$

aliran air pada coil merupakan aliran turbulen karena nilai Re > 2100

$$h_o = \frac{k}{Dc}0.36R_e^{0.55}\left(\frac{C_p\mu}{k}\right)$$ dimana k adalah konduktifitas panas larutan

$$h_o = \frac{0.793}{0.5504}0.36(15086.0246)^{0.55}\left(\frac{1\times 1.453}{0.793}\right)$$

$$h_o = 188.8452 \text{ Btu/J ft2 F}$$

clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{1223.1232 \times 188.8452}{1223.1232 + 188.8452}$$

$$U_c = 163.5895 \text{ Btu/J ft2 F}$$

Dird factor, Rd = 0.003

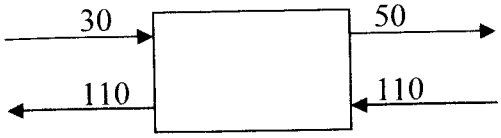
Design overall coefficient

$$U_D = \frac{U_c}{1 + R_d U_c}$$

$$U_D = \frac{163.5895}{1 + (0.003 \times 163.5895)}$$

$$U_D = 109.7350 \frac{Btu}{Jft^2 F}$$

ΔT LMTD



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(110-30)-(110-50)}{\ln \frac{110-30}{110-50}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 59.4403\,C = 138.9925\,F$$

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{527827.5}{109.7350 \times 138.9925}$$

$$A = 34.6063\ ft^2$$

Panjang pipa coil

$$L = \frac{A}{A_o}$$

$$L = \frac{34.6063}{1.734}$$

$$L = 19.9575\ ft$$

Panjang pipa keseluruhan

$$L = \frac{A}{\pi . ID}$$

$$L = \frac{34.6063}{3.14 \times 0.5054}$$

$$L = 21.8067\ ft$$

Menentukan jumlah lengkung coil
(ganbar)
AB = DC = D spiral coil =2.2398 ft

Keliling busur AB $= \frac{1}{2} \pi\ DC$

Keliling busur AC $= \frac{1}{2}\pi\ AC$

Keliling busur BC = x

Keliling busur AC $= \sqrt{AB^2 + BC^2}$

Ruang kosong antara lengkungan coil (x) = OD coil (Rase, 1977)

$$x = \frac{1}{2}OD + OD + \frac{1}{2}OD$$

$$x = 2\ OD$$

$$x = 2 \times 0.5521$$

$$x = 1.1042\ ft = 0.3365\ \text{m}$$

$$AC = \sqrt{AB^2 + BC^2}$$

$$AC = \sqrt{2.2398^2 + 1.1042^2}$$

$$AC = 3.4591\ ft$$

Keliling satu coil (K_L)

K_L = keliling busur AB + keliling busur AC

$$K_L = \left(\frac{\pi}{2}DC + \frac{\pi}{2}AC\right)$$

$$K_L = \left(\frac{3.14}{2}2.2398 + \frac{3.14}{2}3.5491\right)$$

K_L = 8.9472 ft

Jumlah lengkungan coil

$$N_c = \frac{L}{K_L}$$

$$N_c = \frac{21.8067}{8.9472}$$

$$N_c = 2.54$$

Tinggi coil tanpa jarak

$$H_c = N_c.OD$$

$$H_c = 3 \times 0.5521$$

$$H_c = 1.6563\ ft = 0.5048\ \text{m}$$

Tinggi coil total

$$H_{c\,total} = H_c + x$$

$$H_{c\,total} = 0.5048 + 0.3365$$

$$H_{c\,total} = 0.8413\ m$$

Menghitung tinggi cairan dengan coil

Volume coil (Vci)

$$V_{ci} = \pi \times OD^2 \times L_c$$

$$V_{ci} = 3.14 \times 0.5521^2 \times 20.6735$$

Vci = 19.787 ft^3 = 0.5603 m^3

Volume cairan dengan gas tanpa coil

$$V_{cg} = \frac{\pi}{4} D_R^2$$

$$V_{cg} = \frac{3.14}{4} 1.1804^2$$

$$V_{cg} = 1.09378\ m^3$$

Volume cairan, gas dan coil

$$V_{cgk} = V_{cg} + V_{ci}$$

$$V_{cgk} = 0.5603 + 1.3621$$

$$V_{cgk} = 1.9224\ m^3$$

Tinggi cairan

$$H_{cairan} = \frac{4 \times V_{cgk}}{3.14 \times D_R^2}$$

$$H_{cairan} = \frac{4 \times 1.9224}{3.14 \times 1.1804^2}$$

$$H_{cairan} = 1.7576\ m$$

untuk coil pendingin 3

Kebutuhan pendingin adalah

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

$$m = \frac{32685.036}{1 \times 20}$$

= 1634.2518 kg/jam

Debit air pendingin (kecepatan volumetrik air pendingin)

$$Q_{air} = \frac{m}{p_{air}}$$

$$Q_{air} = \frac{1634.2518}{998}$$

Q_{air} = 1.6375 m^3/jam = 0.01606 ft^3/s

Pemilihan jenis dan ukuran coil

Dipilih jenis single helix, karena mampu mengambil panas reaksi dengan baik. Ukuran pipa diambil dari dimensi pipa standar (IPS). Berdasarkan :

- ukuran yang kecil (lebih ekonomis)
- panjang dan spassing yang cukup
- kelompok coil yang kecil
- kecepatan aliran air didalam tube = 1.5 – 2.5 m/s dan dipilih 2.5 m/s = 9000 m/jam
- pressure drop aliran air dalam coil = 10 psi

Menghitung koefisien transfer panas dan luas coil pendingin

Dipilih pipa coil dengan spesifikasi sebagai berikut (tabel 11 D.Q Kern 1965) :

Nps = 6 inc = 0.1524 m
OD = 6.625 inc = 0.1683 m
ID = 6.605 inc = 0.1678 m
at(flow area) = 28.9 inc^2 = 0.2007 ft^2
Ao = 1.734 inc
Ai = 1.590 inc

Menentukan kecepatan linier air

$$V_{air} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} ID^2}$$

$$V_{air} = \frac{0.01606}{\frac{3.14}{4} 0.5504^{2}}$$

$$V_{air} = 0.0675 \frac{ft}{s}$$

Koefesien transfer panas air dalam pipa

$$h_i = \frac{150\,(1 + 0.11\,t_h)\,(V_{air})^{0.8}}{ID^{0.2}}$$

$$h_i = \frac{150\,(1 + 0.11 \times 104)\,(0.0675)^{0.8}}{0.5504^{0.2}}$$

h_i = 243.2816 Btu/J ft2 F

Koreksi untuk pipa terbentuk coil (koefisien perpindahan panas dalam coil)

$$h_{coil} = h_i\left(1 + 3.5\frac{ID}{DH}\right)$$

dimana DH adalah diameter helix = 0.7 . diameter reaktor
= 0.7 x 1,1804 m
= 0.8263 m

$= 2.7109$ ft

$$h_{coil} = 243.2816\left(1+3.5\frac{0.5504}{2.7109}\right)$$

$$h_{coil} = 416.1606 \text{ Btu/J ft2 F}$$

$$h_{io} = h_{coil}\frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 416.1606\frac{0.5504}{0.5521}$$

$$h_{io} = 414.8792 \text{ Btu/J ft2 F}$$

$$G_t = \frac{kecepatan\ aliran\ massa}{A_t}$$

$$G_t = \frac{2894.6292}{0.2007}$$

$$G_t = 14422.6667 \text{ kg/ft}^2 \text{ jam}$$

$$= 39825.57 \text{ lb/ ft}^2 \text{ jam}$$

$$R_e = \frac{ID \times G_t}{\mu}$$

$$R_e = \frac{0.5504 \times 39825.57}{1.453}$$

$$R_e = 15086.0246$$

aliran air pada coil merupakan aliran turbulen karena nilai Re > 2100

$$h_o = \frac{k}{Dc}0.36R_e^{0.55}\left(\frac{C_p\mu}{k}\right)$$ dimana k adalah konduktifitas panas larutan

$$h_o = \frac{0.793}{0.5504}0.36(15086.0246)^{0.55}\left(\frac{1\times 1.453}{0.793}\right)$$

$$h_o = 188.8452 \text{ Btu/J ft2 F}$$

clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o}$$

$$U_c = \frac{414.8792 \times 188.8452}{414.8792+188.8452}$$

$$U_c = 129.7743 \text{ Btu/J ft2 F}$$

Dird factor, Rd = 0.003

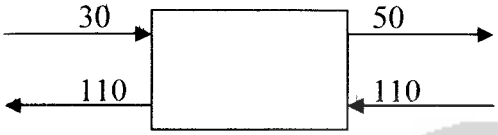
Design overall coefficient

$$U_D = \frac{U_c}{1 + R_d U_c}$$

$$U_D = \frac{129.7743}{1 + (0.003 \times 129.7743)}$$

$$U_D = 93.4083 \frac{Btu}{Jft^2 F}$$

ΔT LMTD



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(110 - 30) - (110 - 50)}{\ln \frac{110 - 30}{110 - 50}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 59.4403\,\text{C} = 138.9925\ \text{F}$$

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{129704.7}{109.7350 \times 138.9925}$$

$$A = 34.6063\ ft^2$$

Panjang pipa coil

$$L = \frac{A}{A_o}$$

$$L = \frac{34.6063}{1.734}$$

$$L = 19.9575\ ft$$

Panjang pipa keseluruhan

$$L = \frac{A}{\pi . ID}$$

$$L = \frac{34.6063}{3.14 \times 0.5054}$$

$$L = 21.8067\ ft$$

Menentukan jumlah lengkung coil
(ganbar)
AB = DC = D spiral coil =2.2398 ft

Keliling busur AB $= \frac{1}{2}\pi\ DC$

Keliling busur AC $= \frac{1}{2}\pi\ AC$

Keliling busur BC = x

Keliling busur AC $= \sqrt{AB^2 + BC^2}$

Ruang kosong antara lengkungan coil (x) = OD coil (Rase, 1977)

$$x = \frac{1}{2}OD + OD + \frac{1}{2}OD$$
$$x = 2\ OD$$
$$x = 2 \times 0.5521$$
$$x = 1.1042\ ft = 0.3365\ \text{m}$$
$$AC = \sqrt{AB^2 + BC^2}$$
$$AC = \sqrt{2.2398^2 + 1.1042^2}$$
$$AC = 3.4591\ ft$$

Keliling satu coil (K_L)

K_L = keliling busur AB + keliling busur AC

$$K_L = \left(\frac{\pi}{2}DC + \frac{\pi}{2}AC\right)$$
$$K_L = \left(\frac{3.14}{2}2.2398 + \frac{3.14}{2}3.5491\right)$$
$$K_L = 8.9472\ \text{ft}$$

Jumlah lengkungan coil

$$N_c = \frac{L}{K_L}$$
$$N_c = \frac{21.8067}{8.9472}$$
$$N_c = 2.54$$

Tinggi coil tanpa jarak

$$H_c = N_c.OD$$
$$H_c = 3 \times 0.5521$$
$$H_c = 1.6563\ ft = 0.5048\ \text{m}$$

Tinggi coil total

$$H_{c\,total} = H_c + x$$

$$H_{c\,total} = 0.5048 + 0.3365$$

$$H_{c\,total} = 0.8413\ m$$

Menghitung tinggi cairan dengan coil

Volume coil (Vci)

$$V_{ci} = \pi \times OD^2 \times L_c$$

$$V_{ci} = 3.14 \times 0.5521^2 \times 20.6735$$

Vci = 19.787 ft^3 = 0.5603 m^3

Volume cairan dengan gas tanpa coil

$$V_{cg} = \frac{\pi}{4} D_R^2$$

$$V_{cg} = \frac{3.14}{4} 1.1804^2$$

$$V_{cg} = 1.09378\ m^3$$

Volume cairan, gas dan coil

$$V_{cgk} = V_{cg} + V_{ci}$$

$$V_{cgk} = 0.5603 + 1.3621$$

$$V_{cgk} = 1.9224\ m^3$$

Tinggi cairan

$$H_{cairan} = \frac{4 \times V_{cgk}}{3.14 \times D_R^2}$$

$$H_{cairan} = \frac{4 \times 1.9224}{3.14 \times 1.1804^2}$$

$$H_{cairan} = 1.7576\ m$$

MENGHITUNG ISOLASI REAKTOR

Menentukan tebal isolasi

Bahan	: Asbestos
K isolasi	: 0.1101 BTU/J ft F
Suhu tertinggi (T1)	: 110 C = 230 F = 689.67 R
Suhu udara sekitar (Tu)	: 30 C = 86 F = 545.67 R
Emisivitas bahan isolasi (ε)	: 0.94 (Mc. Adams, 1958)
Suhu dindinng luar isolasi	: 50 C = 122 F = 581.67 R

Tranfer panas melalui permukaan isolasi ke udara, yaitu secara radiasi dan konveksi.

$$\frac{Q}{A} = q_c = (h_c + h_r) \times (T_2 - T_u) \text{.....(1)}$$

Transfer panas konduksi melalui dinding reaktor dan dinding isolasi.

keterangan :

x_1 = tebal dinding reaktor (ft)

x_2 = tebal isolasi (ft)

k_1 = k baja = 26 Btu/Jft2F

k_2 = k asbestos = 0.1101 Btu/Jft2F

$$\frac{Q}{A} = q.k = \frac{k_1}{x_1}(T_1 - T_w) = \frac{k_2}{x_2}(T_w - T_2) \text{....(2)}$$

$$= \frac{k_1}{x_1}T_1 - \frac{k_1}{x_1}T_w = \frac{k_2}{x_2}T_w - \frac{k_2}{x_2}T_2$$

$$= T_w\left(\frac{k_1}{x_1} + \frac{k_2}{x_2}\right) = \frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2$$

$$T_w = \frac{\frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2}{\frac{k_1}{x_1} + \frac{k_2}{x_2}} \text{.....(3)}$$

Subtitusi (3) ke (2)

$$q.k = \frac{k_2}{x_2}(T_w - T_2)$$

$$= \frac{k_2}{x_2}\left(\frac{\frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} - T_2 \right)$$

$$= \frac{\frac{k_2}{x_2}}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}}\left(\frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2 - \frac{k_2}{x_2}T_2 - \frac{k_1}{x_1}T_1 \right)$$

$$= \frac{\frac{k_2}{x_2} \times \frac{k_1}{x_1}}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}}(T_1 - T_2)$$

$$= \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}}$$

$$\frac{\frac{k_2}{x_2} \times \frac{k_1}{x_1}}{}$$

$$= \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}} \quad \text{.....(4)}$$

Pada keadaan ajeg, maka $q_c = q_k = q$

Koefisien transfer panas radiasi, h_r :

$$h_r = \frac{0.173 \times \varepsilon\left[\left(\frac{T_2.4}{100}\right).\left(\frac{T_u.4}{100}\right)\right]}{T_2 - T_u}$$

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.94\left[\left(\frac{122 \times 4}{100}\right).\left(\frac{86 \times 4}{100}\right)\right]}{122 - 86}$$

$$h_r = 0.0758 \frac{Btu}{Jft^2 F}$$

Koefisien transfer panas konduksi, h_c :

$$h_c = 0.19 \times (\Delta T)^{\frac{1}{3}} \quad (persamaan\ 7-51\ Mc.\ Adams)$$

$$h_c = 0.19 \times (122 - 86)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_c = 0.6274 \frac{Btu}{Jft^2 F}$$

Maka :

$$\frac{Q}{A} = (h_c + h_r) \times (T_2 - T_u)$$

$$\frac{Q}{A} = (0.6274 + 0.0758) \times (122 - 86)$$

$$\frac{Q}{A} = 1.712 \frac{Btu}{Jft^2 F}$$

tidak terdapat akumulasi

Perpindahan panas konduksi = Perpindahan panas konveksi + Perpindahan panas radiasi

$$\frac{Q_k}{A} = \frac{Q}{A} = \frac{T_1 - T_2}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}}$$

maka nilai x2 adalah

$$\frac{Q}{A} = \frac{T_1 - T_2}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}}$$

$$1.7120 = \frac{230 - 122}{\frac{0.01563}{26.} + \frac{x_2}{0.1101}}$$

x_2 = 0.0643 ft = 0.7716 inc

Luas permukaan reaktor untuk perpindahan panas

Luas head atas dan bawah, A_1

x_1 = 0.01563 ft = 0.00476 m

x_2 = 0.0643 ft = 0.01959 m

r_1 = 23,3944 inc = 0.5942 m

b = 20,7221 inc = 0,5263 m

a' = $r_1 + x_1 + x_2$
= 0.5942 + 0.00476 + 0.01959
= 0.61855 m

b' = $b + x_1 + x_2$
= 0.5263 + 0.00476 + 0.01959
= 0.55065 m

maka nilai A_1 adalah

$$A_1 = 2(2 \pi a'b')$$

$$A_1 = 2(2 \times 3.14 \times 0.61855 \times 0.55065)$$

$$A_1 = 4.2779 \text{ m}^2$$

Luas selimut silinder A_2 :

$A_2 = \pi . D_O' . H$

$D_O' = D_O + 2 . x_2$

Dimana : Do = inside diameter (ID)

H = tinggi reaktor

$D_O' = D_O + 2 . x_2$

$= 1{,}1804 + 2 . 0.01959$

$= 1.21958$ m

maka nilai A_2 adalah

$A_2 = \pi . D_O' . H$

$= 3.14 \times 1.21958 \times 3{,}5412$

$= 13.5609\ m^2$

Luas permukaan panas untuk transfer panas

$A = A_1 + A_2$

$A = 4.2779 + 13.5609$

$A = 17.8389\ m^2$

Panas hilang ke lingungan melamui dinding reaktor

$$Qloss = \frac{Q}{A} \times A$$

$$Qloss = 1.7120 \times 17.8389$$

$$Qloss = 30.540\ kkal / jam$$