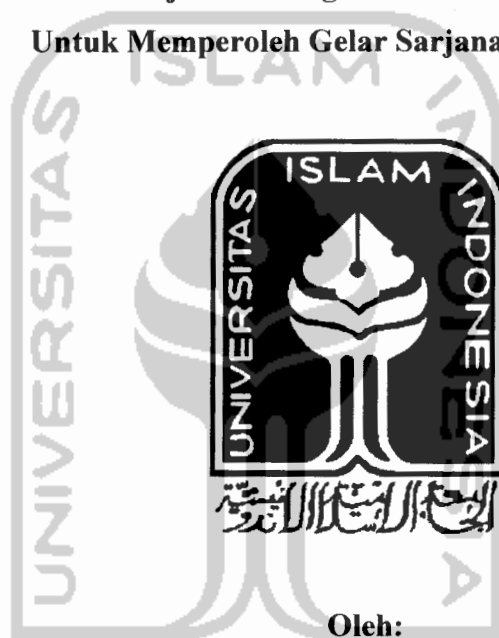


**PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL
DARI ETHYLENE DAN AIR
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

Nama : Chandra Sari

No. Mahasiswa : 02 521 258

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

2007

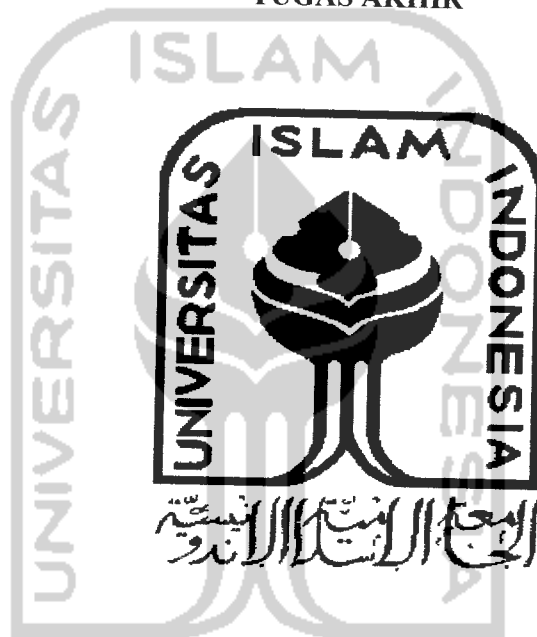
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ETANOL

DARI ETILEN DAN AIR

KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Gatot Pangaribowo
No. Mhs. : 02 521 238

Nama : Chandra Sari
No. Mhs. : 02 521 258

Yogyakarta, Desember 2006

Pembimbing Tugas Akhir

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Diana', written over a light-colored background.

(Diana, ST)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ETHANOL DARI ETHYLENE DAN AIR KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Chandra Sari

02 521 258

Telah Dipertahankan di Depan Tim Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

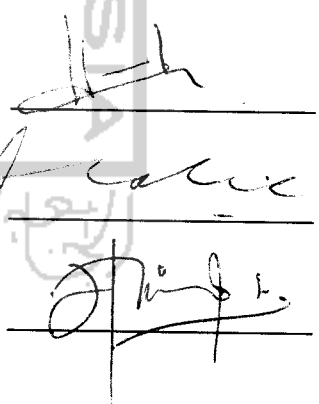
Yogyakarta, Januari 2007

Tim Penguji

DR. Hasnah Muin, SU
Ketua

Ir. H Dul Malik, MM
Anggota I

Ariany Zulkania, ST., M.Eng
Anggota II

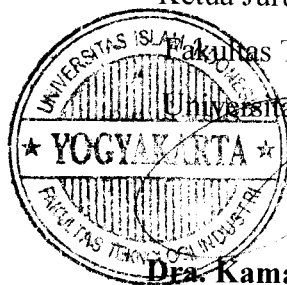


Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra. Kamariah Anwar, MSi

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Chandra Sari

No. Mahasiswa : 02 521 258

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

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

Yogyakarta, Januari 2007



Chandra Sari

KATA PENGANTAR



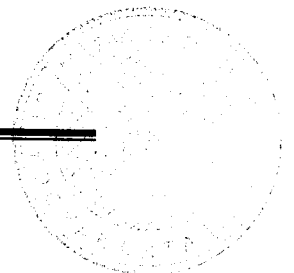
Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat-Nya kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul Pra Rancangan Pabrik *Ethanol* dari *Ethylene* dan *Air* dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesaikannya 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, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Ibu Diana, ST., MSc., selaku dosen pembimbing yang penuh 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.



MOTTO

"Allah SWT tidak akan merubah nasib suatu kaum kecuali kaum itu merubah nasibnya sendiri dengan berusaha"

"Bila kaum telah menantikannya, kaum sudah harus berusaha untuk merubah nasibnya"

"Sahabat sejati adalah orang-orang yang dapat berkata-kata benar denganmu, dan bukan orang-orang yang dapat membenarkan kata-katamu"

"Kegagalan bukan berarti sudah tidak dapat apa-apa, tetapi bermakna sudah telah memulainya sesuatu"

"Allah pasti akan mengangkat orang-orang yang beriman dan berpengetahuan beberapa tingkat lebih tinggi"

Sari Thanks To :

Allah SWT

Alhamdulillah, segala puji bagi Allah SWT yang telah menciptakan alam semesta ini, dan telah menurunkan kitab suci Al-Qur'an sebagai petunjuk bagi umat manusia. Semoga Allah SWT memberikan kemudahan dan kelapangan hati kepada seluruh umat manusia, dan semoga Allah SWT memberikan rahmat-Nya kepada seluruh umat manusia. Amin.

Ayahanda & Ibunda

Terima kasih atas segala amal baik yang telah dilakukan Ayahanda dan Ibunda, yang telah membimbing dan mendidik saya menjadi pribadi yang berakhlak mulia. Semoga Allah SWT memberikan rahmat-Nya kepada Ayahanda dan Ibunda, dan semoga Allah SWT memberikan kelapangan hati kepada seluruh umat manusia. Amin.

Ade2ku jercinja (kiki, aji, irawan)

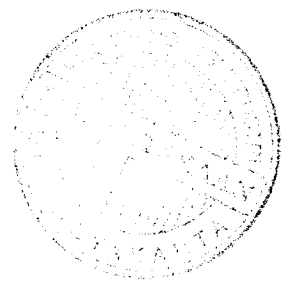
Terima kasih atas segala perhatian dan kasih sayang yang telah diberikan Ayahanda dan Ibunda kepada Ade2ku jercinja. Semoga Allah SWT memberikan rahmat-Nya kepada Ade2ku jercinja, dan semoga Allah SWT memberikan kelapangan hati kepada seluruh umat manusia. Amin.

Jeleque "RAY"

Terima kasih atas segala perhatian dan kasih sayang yang telah diberikan Ayahanda dan Ibunda kepada Jeleque "RAY". Semoga Allah SWT memberikan rahmat-Nya kepada Jeleque "RAY", dan semoga Allah SWT memberikan kelapangan hati kepada seluruh umat manusia. Amin.

Keluarga besar di Cilacap & Jakarta

Terima kasih atas segala perhatian dan kasih sayang yang telah diberikan Ayahanda dan Ibunda kepada keluarga besar di Cilacap & Jakarta. Semoga Allah SWT memberikan rahmat-Nya kepada keluarga besar di Cilacap & Jakarta, dan semoga Allah SWT memberikan kelapangan hati kepada seluruh umat manusia. Amin.

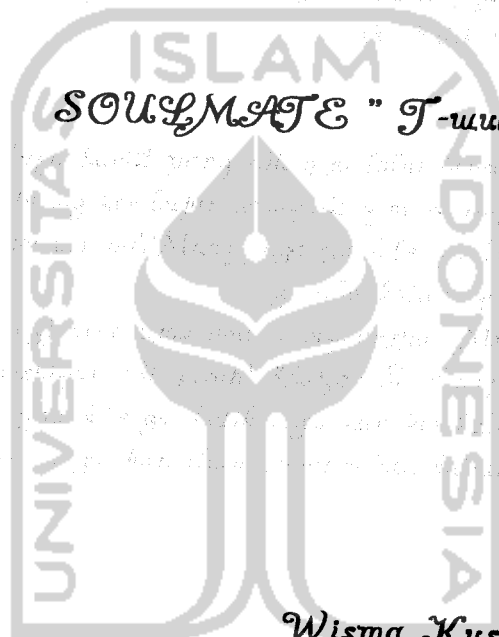


Partnerque Lidi alias "Gajof"

Partnerque Lidi alias "Gajof" adalah salah satu produk unggulan dari PT. Lidi yang memiliki reputasi yang sangat baik di kalangan masyarakat. Produk ini memiliki kualitas yang sangat baik dan telah terbukti efektif dalam meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja. Produk ini juga memiliki harga yang sangat terjangkau dan mudah didapatkan di pasaran.

Sobat jerbaikku

Sobat jerbaikku, semoga dengan adanya produk ini, kamu dapat meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja kamu. Produk ini juga memiliki harga yang sangat terjangkau dan mudah didapatkan di pasaran. Semoga dengan adanya produk ini, kamu dapat meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja kamu.



"Soulmate" T-uul, Kunjil, Pepo n Loe"

"Soulmate" T-uul, Kunjil, Pepo n Loe" adalah salah satu produk unggulan dari PT. Soulmate yang memiliki reputasi yang sangat baik di kalangan masyarakat. Produk ini memiliki kualitas yang sangat baik dan telah terbukti efektif dalam meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja. Produk ini juga memiliki harga yang sangat terjangkau dan mudah didapatkan di pasaran.

Wisma Kusuma Boarding House

Wisma Kusuma Boarding House adalah salah satu fasilitas yang disediakan oleh PT. Wisma Kusuma yang memiliki reputasi yang sangat baik di kalangan masyarakat. Fasilitas ini memiliki kualitas yang sangat baik dan telah terbukti efektif dalam meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja. Fasilitas ini juga memiliki harga yang sangat terjangkau dan mudah didapatkan di pasaran.

AB 3789 JN

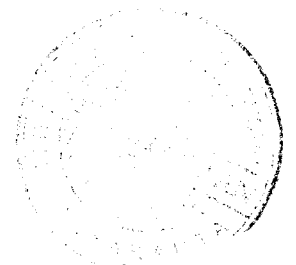
AB 3789 JN adalah salah satu produk unggulan dari PT. AB 3789 yang memiliki reputasi yang sangat baik di kalangan masyarakat. Produk ini memiliki kualitas yang sangat baik dan telah terbukti efektif dalam meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja. Produk ini juga memiliki harga yang sangat terjangkau dan mudah didapatkan di pasaran.

My Computer

My Computer adalah salah satu produk unggulan dari PT. My Computer yang memiliki reputasi yang sangat baik di kalangan masyarakat. Produk ini memiliki kualitas yang sangat baik dan telah terbukti efektif dalam meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja. Produk ini juga memiliki harga yang sangat terjangkau dan mudah didapatkan di pasaran.

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Halaman Pengesahan Pembimbing	ii
Halaman Pengesahan Penguji	iii
Halaman Pernyataan	iv
Kata Pengantar	v
MOTTO	vii
Halaman Persembahan	viii
Daftar Isi	xi
Daftar Tabel	xvi
Daftar Gambar	xviii
Abstraksi	xix
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	3
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	12
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	12
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	13
2.4 Pengendalian Produksi.....	13



2.4.1 Pengendalian Kualitas.....	14
2.4.2 Pengendalian Kuantitas.....	14
2.4.3 Pengendalian Waktu.....	15
2.4.4 Pengendalian Bahan Proses.....	15

BAB III. PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses.....	18
3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku.....	18
3.1.2 Penentuan Kapasitas.....	21
3.2 Spesifikasi Alat Proses.....	22
3.3 Perencanaan Produksi	
3.3.1 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	44
3.4 Perhitungan Neraca Massa.....	46
3.5 Perhitungan Neraca Panas.....	47

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik.....	51
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	51
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	53
4.2 Tata Letak Unit.....	54
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	57
4.4 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas.....	61
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	85
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	85

4.5.2 Unit Pembangkit Steam.....	91
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	93
4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	96
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan.....	97
4.5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	97
4.6 Laboratorium.....	97
4.6.1 Kegunaan Laboratorium.....	97
4.6.2 Program Kerja Laboratorium.....	98
4.6.3 Alat-alat utama Laboratorium.....	100
4.7 Keselamatan dan Kesehatan Kerja.....	101
4.8 Organisasi Perusahaan.....	101
4.8.1 Bentuk Perusahaan.....	101
4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	103
4.8.3 Tugas dan Wewenang.....	109
4.8.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	116
4.8.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	117
4.8.6 Jadwal Non Shift.....	117
4.8.7 Jadwal Shift.....	118
4.8.8 Pembagian Jabatan.....	119
4.8.9 Perincian Jumlah Karyawan.....	120

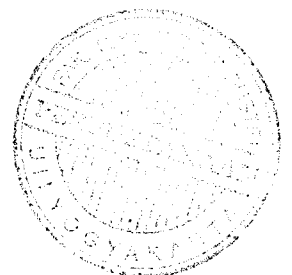
4.8.10 Kesejahteraan Karyawan.....	121
4.9 Analisa Ekonomi.....	122
4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	123
4.9.2 Dasar Perhitungan	126
4.9.3 Perhitungan Biaya.....	126
4.9.3.1 <i>Capital Investment</i>	126
4.9.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	126
4.9.3.3 <i>General Expense</i>	127
4.9.4 Analisa Kelayakan.....	127
4.9.4.1 <i>Percent Return of Investment (ROI)</i>	127
4.9.4.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	127
4.9.4.3 <i>Discounted Cash Flow of Return (DCFR)</i>	127
4.9.4.4 <i>Break Even Point (BEP)</i>	127
4.9.4.5 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	128
4.9.5 Hasil Perhitungan.....	129
4.9.5.1 Penentuan <i>Total Capital Investment</i>	129
4.9.5.2 Working Capital.....	130
4.9.5.3 Biaya Produksi Total (<i>Total Production Cost</i>).....	131
4.9.5.4 Keuntungan (<i>Profit</i>).....	132
4.9.5.5 Analisa Kelayakan	133

BAB V. PENUTUP

5.1 Kesimpulan..... 136

DAFTAR PUSTAKA..... 139

LAMPIRAN



DAFTAR TABEL

T	Tabel 1.1 Perkembangan Konsumsi Ethanol di Indonesia	3
T	Tabel 3.4.1 Neraca Massa Reaktor.....	46
T	Tabel 3.4.2 Neraca Massa Separator (SP-02).....	46
T	Tabel 3.4.3 Neraca Massa Menara Distilasi	46
T	Tabel 3.4.4 Neraca Massa Recycle.....	47
T	Tabel 3.4.5 Neraca Massa Total.....	47
T	Tabel 3.5.1 Neraca Panas Reaktor.....	47
T	Tabel 3.5.2 Neraca Panas Menara Distilasi	47
T	Tabel 3.5.3 Neraca Panas Condenser (CD-01)	48
T	Tabel 3.5.4 Neraca Panas Condenser (CD-02)	48
T	Tabel 3.5.5 Neraca Panas Cooler (CL-01)	48
T	Tabel 3.5.6 Neraca Panas Reboiler.....	49
T	Tabel 3.5.7 Neraca Panas Vaporizer (VP-01).....	49
T	Tabel 3.5.8 Neraca Panas Heater (HE-01).....	49
T	Tabel 3.5.9 Neraca Panas Heater (HE-02).....	49
T	Tabel 3.5.10 Neraca Panas Total.....	50
T	Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Unit.....	56
T	Tabel 4.2 Kebutuhan Air Pendingin	91
T	Tabel 4.3 Kebutuhan Steam.....	92
T	Tabel 4.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	94

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif	16
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	17
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik	60
Gambar 4.2 Pengolahan Utilitas.....	84
Gambar 4.3 Struktur Organisasi Perusahaan.....	108
Gambar 4.5 Grafik Indeks Harga.....	125
Gambar 4.6 Nilai BEP dan SDP.....	135



ABSTRACT

Preliminary design of Ethanol with capacity 45.000 ton/year is plant to be built in industry area Tangerang-Banten, in the area of land 30.000 m². This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 167 employees.

Raw material neededs is Ethylene 14,943.29 kg/hour, Water 8,005.333 kg/hour. The production process will be operated at temperature 250°C, at pressure about of 68 atm using Fixed Bed Multitube with conversion 23% . The utiliy consist of 115,4992.4552 kg/hour of cooling water, 2,216.94kg/hour of processing water, 2041.6667 kg/hour of housing water, 241,838.5891 kg/hour of steam, 3,615.081 m³/hour of fuel while the power of electricity of about 15,915.128 kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

An economic analysis shows thats this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp.369,203,179,395.53, working capital of about Rp.226,027,125,785.75. The profit before tax is Rp.79,505,888,323.88 while the profit after tax is Rp.39,752,944,161.94. Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 21,53% while after tax is 11,77%. Pay out time (POT) before tax is 3,17 years while after tax is 4,82 years, Discounted cash flow rate (DCFR) for about 23,99% The value of break evek point (BEP) for about 52,74% and shut down point (SDP) of about 21,04%. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Ethanol with capacity 45,000 ton/years visible to be built.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Krisis ekonomi dan politik yang terjadi di Indonesia, negara-negara ASEAN, dan Jepang telah memperburuk tata dunia baru perekonomian internasional. Dampak paling besar dirasakan oleh negara-negara dunia ketiga akibat permainan kekuatan ekonomi negara-negara industri kuat. Tingkat inflasi yang tinggi, pertumbuhan ekonomi yang negatif, dan depresiasi rupiah terhadap dollar yang terus memburuk menunjukkan lemahnya kekuatan ekonomi nasional dalam menghadapi persaingan regional maupun internasional.

Merupakan kondisi syarat tidak saja bagi Indonesia, namun juga bagi seluruh dunia untuk selalu memperkuat basis politik dan ekonomi agar dapat memenangkan persaingan atau setidaknya bertahan hidup dan mempertahankan tingkat pertumbuhan pada batas yang wajar. Adalah mutlak untuk mengatasi krisis, mereduksi pesimistis sampai batas tertentu dan menangani semua permasalahan sampai batas maksimal kemampuan bangsa Indonesia.

Kekuatan ekonomi Indonesia akan meningkat jika mampu menghasilkan sendiri sebagian besar barang-barang kebutuhan utama, termasuk didalamnya produk-produk industri. Pendirian pabrik ethanol perlu dipertimbangkan karena banyak sekali digunakan sebagai bahan pelarut dalam industri farmasi dan kosmetika. Selain itu juga berguna sebagai bahan disinfektan untuk peralatan

kedokteran dan rumah sakit. Oleh karena kegunaan yang luas tersebut maka berdirinya pabrik ethanol akan memacu berdirinya industri-industri lain.

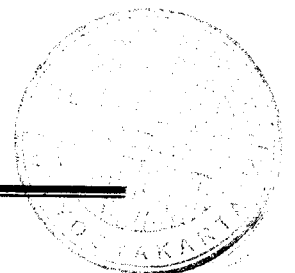
Jadi dengan didirikannya pabrik Ethanol di Indonesia diharapkan bisa memberikan keuntungan sebagai berikut :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga mengurangi beban impor yang pada akhirnya menghemat devisa Negara.
2. Membuka peluang bagi didirikannya industri yang menggunakan Ethanol sebagai bahan baku.
3. Menciptakan lapangan kerja dalam rangka mengurangi pengangguran dan kemiskinan.
4. Mendorong tumbuhnya perkembangan sektor ekonomi pada umumnya dan di sekitar lokasi pabrik pada khususnya.

Pada pemilihan kapasitas perancangan pabrik ethanol ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan antara lain:

1. Proyeksi kebutuhan Ethanol di Indonesia.

Konsumsi ethanol di Indonesia sendiri ada kecenderungan meningkat. Sebagai gambaran bahwa konsumsi ethanol meningkat, terlihat dari supply-nya yang berasal dari produksi dalam negeri ditambah dengan impor dan dikurangi oleh ekspor. Atas dasar bahwa pada tahun tertentu seluruhnya dikonsumsi pada tahun itu juga, maka diperkirakan laju pertumbuhan konsumsi ethanol di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada tabel 1.1



Tabel 1.1. Perkembangan Konsumsi Ethanol Di Indonesia

Tahun	Kapasitas, ton/tahun
1998	17.965
1999	21.415
2000	20.315
2001	26.485
2002	35.331

Sumber : Ekspor Impor, BPS, 2001, Jakarta

2. Ketersediaan bahan baku

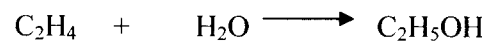
Bahan baku merupakan hal utama dalam pengoperasian pabrik. Karena pabrik beroperasi atau tidak tergantung pada ketersediaan bahan baku. Pabrik ethanol ini akan didirikan di Serpong, Tangerang karena dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku etilen diperoleh dari PT. Chandra Asri. Dengan tersedianya bahan baku etilen yang relatif besar, diharapkan kebutuhan bahan baku ini bisa terpenuhi. Bahan baku air diperoleh dari sungai Cisadane.

1.2 TINJAUAN PUSTAKA

Ethanol atau yang sering disebut sebagai Etil Alkohol mempunyai rumus molekul C_2H_5OH . Ethanol diproduksi melalui reaksi hidrasi katalitik ethylena.

Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan ethanol terdiri dari reaksi utama :

Reaksi pada proses pembuatan ethanol :

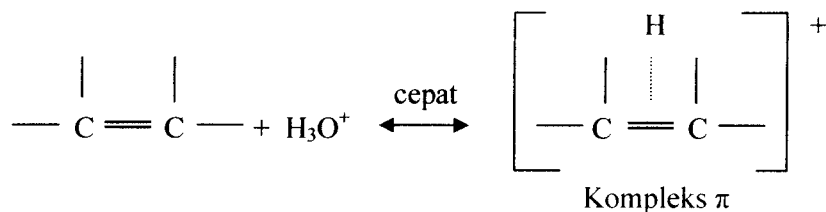


1.2.2. Mekanisme Reaksi

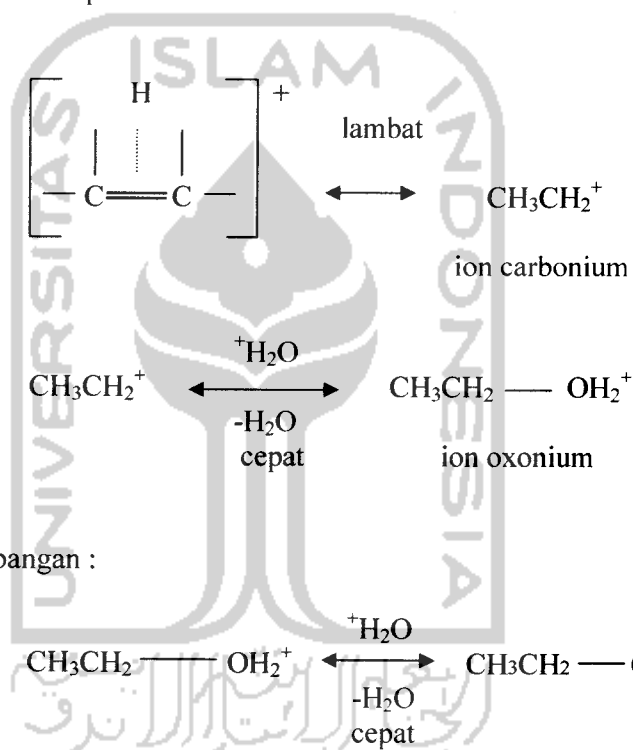
Mekanisme reaksi dari proses hidrasi dari ethylena dalam larutan asam adalah sebagai berikut:

Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

Kesetimbangan :



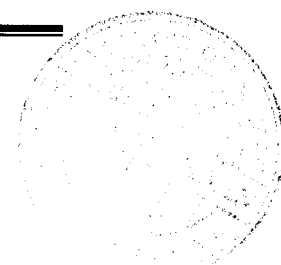
Penentuan kecepatan :



Kesetimbangan :

(Sumber: Kirk & Othmer, 1985 vol 9, hal 347)

Dari mekanisme di atas, dapat disimpulkan bahwa keadaan transisi asam konjugasi dari olefin pada asam yang tidak terikat pada molekul air. Karena reaktan berupa olefin dan ion hidronium, keadaan transisi dapat terbentuk hanya dengan isomerisasi dari satu keadaan yang tidak stabil ke yang lainnya.



Isomerisasi unimolekuler dari kompleks π membentuk ion carbonium memenuhi persyaratan dan menetapkan langkah penentuan kecepatan. Penambahan air pada ion carbonium akan membentuk ion oxonium yang merupakan asam konjugasi yang mempunyai satu ikatan H yang tidak berpasangan, kemudian ion oxonium tersebut akan mendonorkan H^+ kepada air sehingga membentuk etanol dalam keadaan kesetimbangan.

Kondisi operasi dalam pembuatan ethanol dipengaruhi temperatur, tekanan dan jenis katalis yang digunakan. Juga ditentukan berdasarkan mekanisme reaksi yang terjadi tanpa melupakan aspek termodinamika dan kinetika. Reaksi pembuatan etanol berlangsung pada temperatur 250 – 310 °C, tekanan 68 atm, dengan katalis Asam Phospat dengan silica gel. (*Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1985, vol 9, hal 347*)

Temperatur yang dipilih mempunyai range 250 – 310 °C. pemilihan ini didasarkan atas :

- Tinjauan kinetika

Menurut hukum Arrhenius $k = Ae^{-E/RT}$, jika temperatur dinaikkan maka harga k akan besar sehingga menaikkan kecepatan reaksi. Namun reaksi pembentukan etanol merupakan reaksi eksotermis reversible maka pemilihan suhu dibatasi oleh tinjauan termodinamikanya.

- Tinjauan termodinamika

Sesuai dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2} \quad (\text{Smith dan Van Ness, 1949})$$

$$\frac{\ln K_1}{K_2} = \frac{\Delta H (1/T^2 - 1/T^1)}{R} \quad (\text{Smith dan Van Ness, 1949})$$

1.2.1. Macam-macam Proses

Proses pembuatan ethanol terdiri dari beberapa metode yaitu:

A. Fermentasi

Bahan baku yang digunakan digolongkan menjadi 3 tipe yaitu gula: dari *sugar cane*, umbi (*sugar beets*), molasse, dan buah-buahan yang dapat diubah menjadi ethanol secara langsung. Pati: dari padi-padian atau kentang dimana harus dihidrolisa terlebih dahulu untuk memfermentasikan gula dengan enzim dari hasil molds. Bahan selulosa: dari kayu dan sisa pertanian dimana harus diubah menjadi gula dengan asam-asam mineral atau enzim khusus.

Selulosa yang diperlukan untuk pembelahan enzimatik dari selulosa diusahakan dari *Trichoderma reesei*. Dalam limbah cairan sulfite dari pabrik pulp, gula berasal dari hidrolisa selulosa dan hemiselulosa selama proses pembuatan kertas. Setelah gula paling sederhana terbentuk, enzim dari yeast dapat memfermentasikan menjadi ethanol.

Enzim untuk fermentasi ethanol mengikuti reaksi :



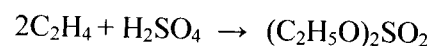
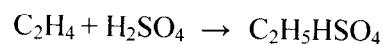
Langkah fermentasi ditunjukkan oleh EMP. Monoksida (hexoses) juga untuk fermentasi. Hexoses dari molasses digunakan untuk membuat ethanol, tetapi lebih ekonomis untuk memproduksi gula dari tebu dan memfermentasikan bagian yang tersisa sebagai cairan encer secara rafinasi.

Molasses mengandung 50 – 55 % gula. Terjadi persaingan untuk molasses sebagai bahan baku untuk fermentasi ethanol dan sebagai umpan untuk persediaan hidup, sehingga harganya bervariasi, tergantung dari ketersediaan bahan baku lain dan ini berpengaruh pada jumlah yang akan difermentasikan menjadi ethanol.

Bahan selulosa seperti limbah tongkol jagung, kulit kapas, kulit kacang, dan bubuk gergaji dapat digunakan sebagai bahan baku ethanol. Tetapi lebih ekonomis untuk membakarnya daripada mengolahnya untuk menjadi ethanol.

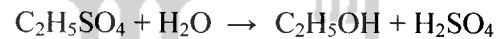
B. Hidrasi Tidak Langsung

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

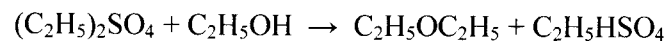


Etilen diabsorpsi dalam H_2SO_4 dengan kadar 95 – 98 % dalam kolom absorber. Sekitar 1,4 mol etilen per mol H_2SO_4 diserap dalam reaksi ini.

Karena reaksi eksotermis, diperlukan pendingin pada menara absorber. Konsentrasi etilen umpan kira-kira 35 %, tetapi harus tidak mengandung apa-apa kecuali inert seperti metana, etana, propana dan selebihnya tidak boleh ada karena akan membentuk resin. Absorpsi etilen tergantung dari tekanan, sehingga tekanan reaksi antara 10 - 35 bar dipilih tergantung dari konsentrasi etilen umpan. Suhu reaksi berkisar antara 68 – 85 °C. Suhu tinggi akan membentuk resin. Gas yang melewati menara absorber kemudian masuk ke scrubber yang mengandung kaustik. Hidrolisa dari etil sulfat dapat dilihat pada reaksi berikut:



Biasanya terjadi dalam dua langkah, pertama terjadi pada suhu 70 °C dan yang kedua pada suhu 100 °C. Banyak air yang ditambahkan sehingga konsentrasi H₂SO₄ menjadi 40 – 55 %. Langkah ini dilakukan untuk mengurangi reaksi samping:



Ethanol yang terbentuk dipisahkan bersama eter dari kolom stripper, kemudian dicuci dengan kaustik soda sehingga bebas asam, kemudian dipisahkan dari eter dan dipisahkan dengan dua kolom distilasi. Pemekatan kembali cairan H₂SO₄ adalah operasi paling mahal dalam

proses ini. Langkah ini membutuhkan panas tinggi dan karena adanya sifat korosif yang tinggi. Silumin, tantalum, dan timah hitam digunakan dalam proses ini. Alat absorpsi dan distilasi ethanol dibuat dari baja ringan. Timah hitam dan batu bata yang tahan terhadap asam digunakan dalam seksi hidrolisa.

C. Hidrasi Langsung Dengan Katalis

Reaksi hidrasi langsung dengan katalis ini berada dalam fase gas:



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

Etilena 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 terkonveksi diumpankan kembali ke reaktor dengan *recycle* gas dari kompresor. Karena sekitar 4 – 5 % dari umpan etilen ke

reaktor yang terkonveksi, perpindahan panas dari *recycle* gas penting untuk menghemat energi.

Cairan *crude* ethanol yang terbentuk sebagai hasil bawah pada absorber diekspansi dan etilen yang terlarut dalam *crude* ethanol dipisahkan dan dikompresi kembali. Ethanol dimurnikan dengan distilasi seperti sistem purifikasi pada fermentasi.

1.2.2. Kegunaan Produk

Kegunaan produk ethanol antara lain :

1. Sebagai bahan baku dalam industri tertentu seperti minuman beralkohol, industri asam asetat, dan lain-lain.
2. Sebagai pelarut dalam industri tertentu seperti industri farmasi, kosmetika, laboratorium, dan lain-lain.
3. Sebagai disinfektan untuk peralatan kedokteran, rumah sakit, peralatan rumah tangga, dan lain-lain.

1.2.3. Tinjauan Proses Secara Umum

Proses pembentukan ethanol secara umum:



Prinsip proses hidrasi secara langsung ini adalah reaksi dari etilen dengan air dalam fase gas. Hidrasi etilen secara langsung merupakan reaksi kesetimbangan yang dilakukan pada suhu rendah, tekanan tinggi, dan rasio sistem etilen yang besar

Aktifitas katalis akan meningkat dengan meningkatnya suhu, menurun dengan meningkatnya tekanan karena konsentrasi menjadi lebih rendah, menurun dengan rasio sistem etilen yang meningkat pada tekanan tinggi karena absorpsi kelembaban.

Karena alasan tersebut, kondisi operasi sangat penting dipilih berdasarkan pertimbangan ekonomis. Katalis yang digunakan harus mempunyai volume rongga yang cukup besar untuk menampung sejumlah besar asam dan mempunyai ketahanan yang cukup baik terhadap kondisi reaktor yang secara fisik cukup sulit.

Konsentrasi ethanol menurun cepat dengan meningkatnya temperatur dimana aktivitas katalis meningkat. Pembentukan produk samping juga merupakan fungsi suhu. Pada suhu yang rendah akan membentuk dietil eter, sedang pada suhu tinggi akan terjadi pembentukan jumlah bahan polimer. Keseimbangan dan aktifitas berpengaruh pada meningkatnya tekanan, variasi *space velocity*, dan rasio etilen air dapat dikompensasikan untuk menurunkan aktivitas katalis.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

1. Ethanol

Bentuk (pada 1 atm, 30 °C)	: cair
Warna	: jernih
Specific gravity 60/60 °F, max	: 0.816
Kemurnian, % volume	: 0.95
Keasaman, % berat	: 0.002
Bahan non volatile, g/100 ml nmax	: 0.002
Kelarutan dalam air	: sempurna
Warna, APHA, max	: 10
Air, % berat, max	: 5

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Bahan Baku

1. Etilen

Bentuk (35 atm, -2,98 °C)	: cair jenuh
Warna	: jernih
Densitas	: 568,65 kg/m ³
Viskositas	: 0,161 cP

Kemurnian : 97 %

Impurities : 3 %

2. Air

Bentuk (1 atm, 30 °C) : Cair

Warna : jernih

Viskositas : $6,77 \times 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$

2.2.2 Bahan Pembantu (Katalis)

Bahan pembantu berupa katalis pada reaktor fixed bed. Katalis yang digunakan adalah Asam Phospat dengan Silika gel.

Densitas : 0.2 g/cm³

Bentuk : silinder

Ukuran

D : 0,3969 cm

L : 0,3969 cm

2.3 Pengendalian Kualitas

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

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

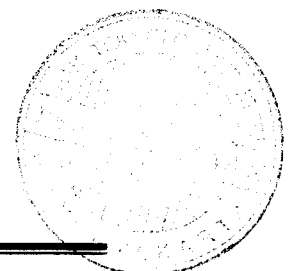
Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga

andart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifik, yaitu nyala lampu, bunyi alarm dsb. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrolasi.

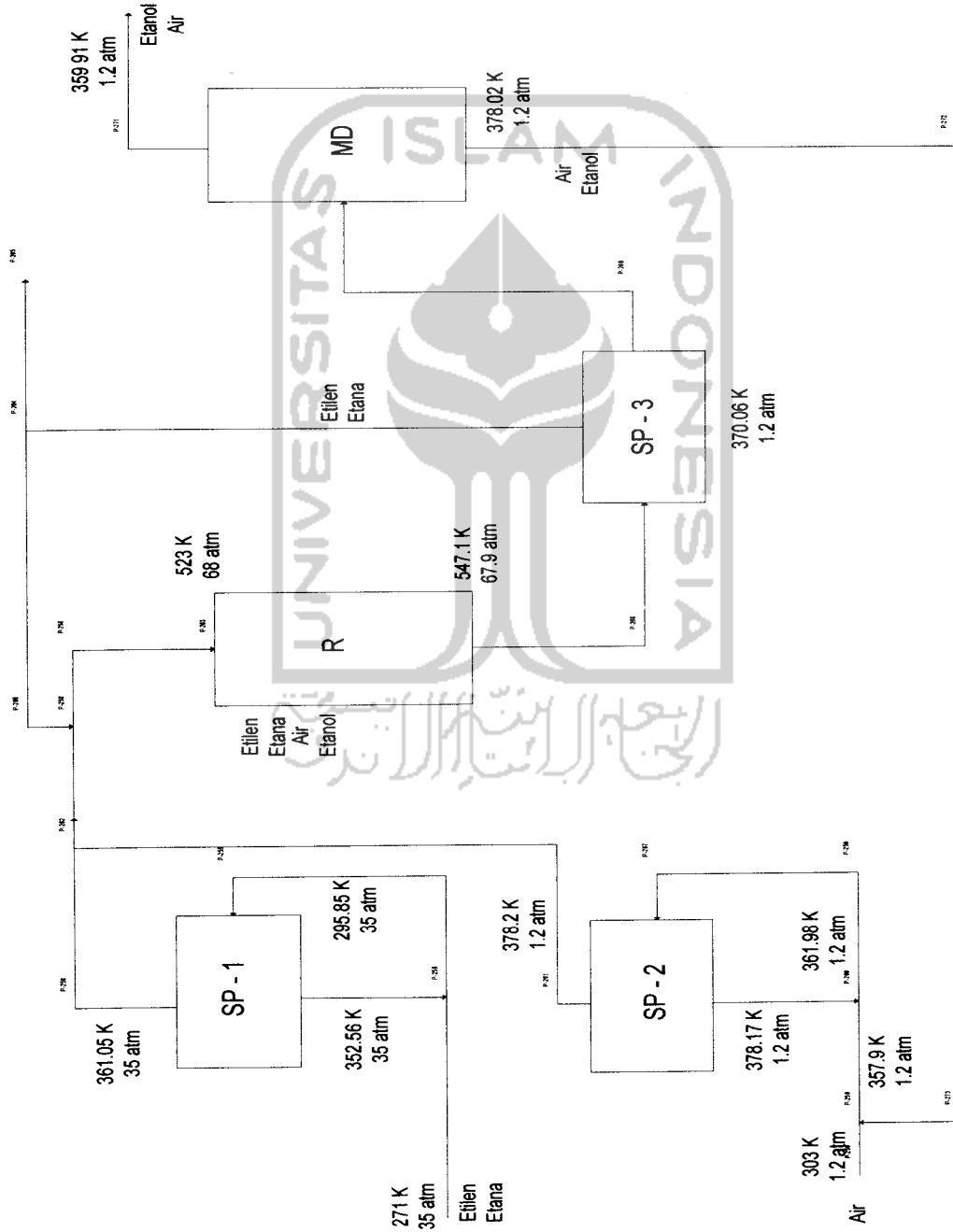
Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu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

1. Pengendalian Kualitas

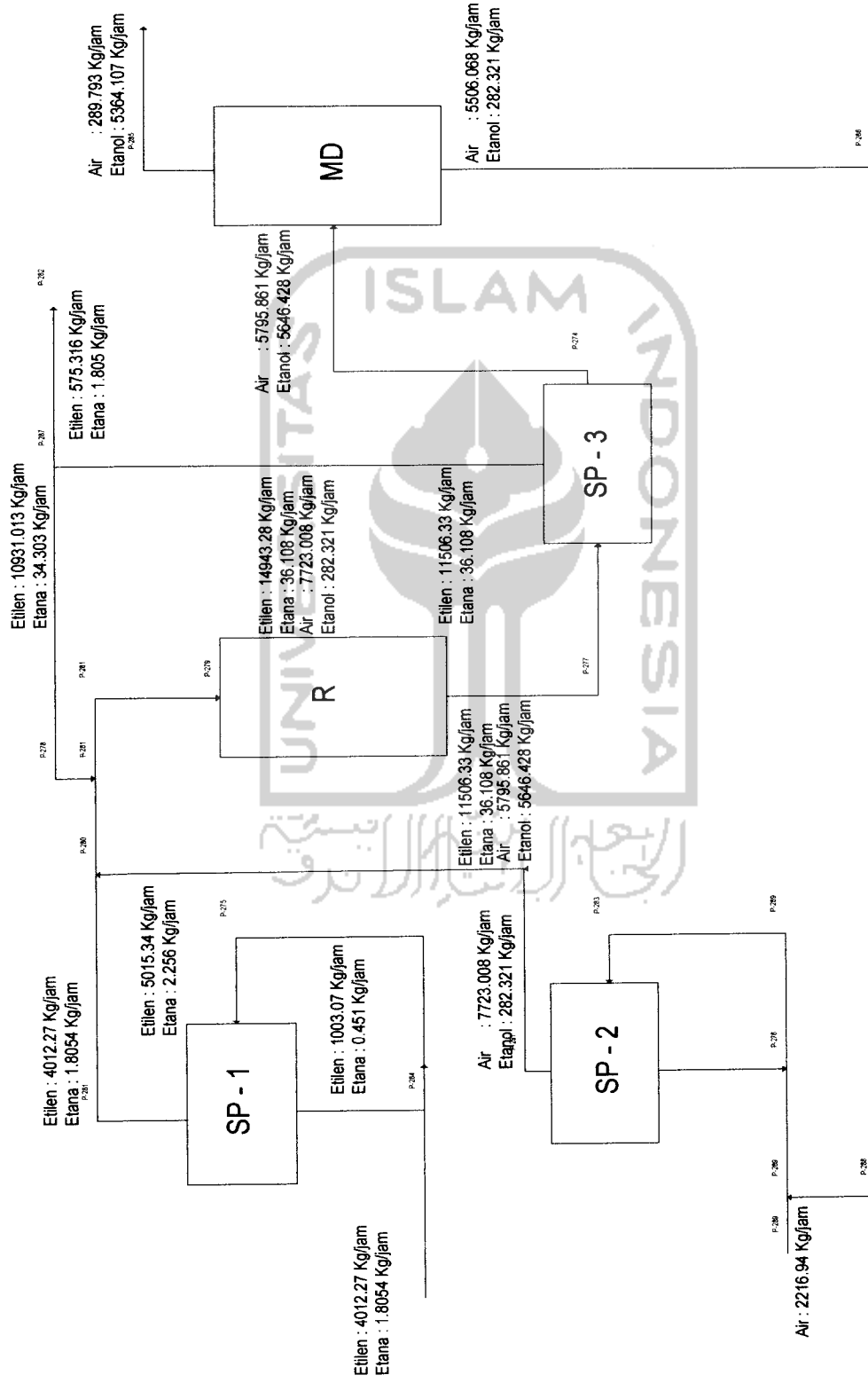
Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.



Uraian Mengenai ...
 Kapasitas 45.000 Ton/Tahun



Gb. 2.1. Diagram Alir Kualitatif



Gb. 2.2. Diagram Alir Kuantitatif

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Langkah proses

Pada proses pembuatan etanol dari etilen yang merupakan proses hidrasi etilen fase gas, dibagi dalam tiga tahap, yaitu :

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan etanol
3. Tahap pemisahan

1. Tahap persiapan bahan baku

Tahap penyiapan bahan baku dimaksudkan untuk:

- Menguapkan etilen dengan vaporizer yang dioperasikan pada tekanan 35 atm menggunakan steam dengan suhu 373 K sebagai pemanas.
- Menguapkan Air dengan vaporizer yang dioperasikan pada tekanan 1.2 atm dengan menggunakan steam dengan suhu 381.33 K sebagai pemanas.
- Menaikkan tekanan dari air yang sudah diuapkan dari 1.2 atm menjadi 35 atm dengan menggunakan compressor.
- Etilen dan air yang sudah diuapkan dinaikkan tekanannya dari tekanan awal 35 atm menjadi 65 atm menggunakan compressor.

- Memanaskan uap etilen dan uap air sehingga mencapai suhu 443 dalam HE-01 dengan memanfaatkan panas keluaran gas dari reactor dan HE – 02 pada suhu 517.0178 K.
- Memanaskan kembali uap etilen dan uap air dari HE – 01 K ke HE – 02 dengan memanfaatkan panas gas keluaran reactor pada suhu 547.103 K.

Mula-mula etilen cair yang disimpan pada tekanan 35 atm dan suhu $-2,98^{\circ}\text{C}$, dari tangki penyimpanan (T-01) etilen dialirkan dengan pompa (P-02) ke vaporizer (VP-01) yang beroperasi pada tekanan 35 atm, untuk menguapkan etilen. Pemanas yang digunakan untuk proses ini adalah steam. Etilen yang keluar dari vaporizer pada suhu 361.05 K. Air yang berasal dari unit pengolahan air dan Recycle hasil bawah MD dialirkan dengan pompa (P-04) sekaligus dinaikkan tekanannya dari 1,2 atm menjadi 10 atm, kemudian diuapkan di vaporizer (VP – 02) yang beroperasi pada tekanan 1.2 atm. Sebagai pemanas digunakan steam. Uap air dinaikkan tekanannya dari tekanan 1.2 atm menjadi 35 atm. Kemudian uap air dan uap etilen dinaikkan lagi tekanannya dari 35 atm menjadi 68 atm di compressor (CP – 01). Kemudian dialirkan menuju (HE-01) dan dilanjutkan menuju (HE-02) untuk mendapatkan suhu 523 K dimana media pemanas menggunakan panas keluaran gas dari reactor. Untuk katalis tidak dilakukan langkah-langkah penyiapan karena langsung dimasukkan kedalam tube-tube reaktor.

2. Tahap Pembuatan Etanol

Tahap pembuatan etanol ini dimaksudkan untuk menghidrasi etilen dengan air sehingga diperoleh etanol dalam suatu reaktor fixed bed multitube (R-01). Gas keluar pada temperatur 547.1030 °K dengan tekanan 67.98 atm. Dalam reaktor reaktan melewati pipa-pipa yang berisi katalis silica gel. Katalis ini ditempatkan pada tube-tube yang disusun secara paralel. Reaksi yang terjadi dalam reaktor ini berlangsung secara eksotermis, sehingga untuk menjaga temperaturnya diperlukan pendingin, dimana pendingin yang digunakan ialah dowertherm A. konversi reaksi dalam reaktor ialah 23%.

3. Tahap Pemisahan

Tahap pemisahan dilakukan untuk memisahkan etanol dari campuran gas yang keluar dari reaktor, sehingga diperoleh produk dengan kemurnian tertentu. Campuran gas keluar reaktor diturunkan suhunya dengan menggunakan cooler (CL-01). Gas yang keluar dari cooler dimasukkan dalam condenser partial (CD-01) untuk mengembunkan etanol dari suhu keluar cooler (CL-01) 423 K menjadi 361 K, Kemudian menuju separator yang fungsinya untuk memisahkan fase uap dan fase cair. Hasil atas berupa fase uap yakni etilen dan etana dimana diasumsikan etilen dan etana merupakan *Uncondensated* gas, akan direcycle kembali ke dalam reaktor, dan sebagian lagi dibuang ke UPL. Sedangkan hasil bawah separator yang berupa etilen dan air akan diumpankan ke dalam menara distilasi untuk dipisahkan berdasar titik didih. Hasil atas menara distilasi berupa fase cair yakni ethanol dan air akan di embunkan

didalam condenser total (CD-02) untuk diembunkan menjadi cairan. Kemudian ditampung dalam accumulator (ACC-01), dari accumulator sebagian produk akan di refluks ke dalam menara distilasi dan sebagian lagi menjadi produk ethanol dengan kemurnian 95% yang sebelumnya akan didinginkan dulu di dalam cooler (CL-02) kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03). Sedangkan hasil bawah menara distilasi berupa cair akan dipanaskan didalam reboiler (RB-01). Hasil atas reboiler di recycle kembali kedalam menara distilasi, dan hasil bawah yang berupa cairan akan di recycle ke dalam tangki (T-02) sebagai air bahan baku.

3.1.2 Penentuan Kapasitas

Prediksi konsumsi ethanol di Indonesia selalu mengalami kenaikan yang berarti. Hal ini berhubungan erat dengan perkembangan sektor industri, penggunaan etanol baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu. Kapasitas rancangan ditetapkan 45.000 ton/tahun, waktu operasi 330 hari/tahun. Dengan pertimbangan sebagian untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian sebagai komoditi ekspor karena konsumsi dunia masih cukup besar dan selalu mengalami kenaikan.

3.2 Spesifikasi alat proses

3.2.1 Peralatan proses

1. Reaktor (R – 01)

- Fungsi : Menghidrasi etilen sebanyak 14.979.398 Kg/jam dengan air sebanyak 8005.333 Kg/jam dengan bantuan katalis Asam Phospat dengan Silika gel.
- Tipe : Reaktor Fixed Bed Multitube
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi Reaktor
 - Tekanan : 68 atm
 - Suhu : 523 K
- Dimensi Reaktor
 - Diameter Reaktor : 1.524 m
 - Tinggi Reaktor : 4.88 m
 - Volume Reaktor : 2.834 m
 - Bahan Konstruksi : SA 283 Grade C
 - Jumlah Tube : 300 tube
 - Tebal Shell : 0.004763 m
 - Tebal Head : 0.0063 m
- Tube Side
 - Panjang Tube : 4.15 m

Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

- Diameter dalam : 0.04089 m
- Diameter luar : 0.04826 m
- Harga Reaktor : \$ 172,868

2. Tangki Penyimpanan Etilen (T – 01)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku etilen selama 30 hari
- Tipe : Silinder horizontal dengan head ellipsoidal dengan refrigerant
- Bahan : Carbon Steel SA – 212 Grade B, Double Welded Butt Joint
- Jumlah : 2 buah
- Kondisi operasi
 - Suhu : -2,98 °C
 - Tekanan : 35 atm
- Dimensi Tangki
 - Diameter : 2 m
 - Panjang : 8 m
- Tebal shell : 2.5 inch
- Volume tangki : 5519.928 m³
- Harga : \$ 1,567,243

3. Tangki Penyimpanan Air (T – 02)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku Air selama 7 hari
- Tipe : Silinder vertical dan beratap conical
- Bahan : Carbon Steels SA 283 Grade C, Double
Welded Butt Joint
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi
 - Suhu : 30 °C
 - Tekanan : 1 atm
 - Volume tangki : 2749.94 m³
- Dimensi Tangki
 - Diameter : 3.5 m
 - Tinggi : 9.3 m
- Tebal shell : 3/16 inch
- Harga tangki : \$ 783,621

4. Vaporizer 1 (VP – 01)

- Fungsi : Menguapkan Etilen sebagai umpan masuk
reactor
- Tipe : Shell and Tube
- Spesifikasi tube
 - OD : 0.75 in

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- ID : 0.532 in

➤ Shell Side

- ID : 13.25 in
- Baffle Space : 6.625 in
- Pass : 1

➤ Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 270 °K
- Suhu Keluar : 361 °K
- Tekanan : 35 atm

- Harga : \$ 20,200

5. Vaporizer 2 (VP – 02)

- Fungsi : Menguapkan Air sebagai umpan masuk reactor

- Tipe : Shell and Tube

➤ Spesifikasi tube

- OD : 0.75 in
- ID : 0.532 in

➤ Shell Side

- ID : 12.6 in
- Baffle Space : 6.23 in
- Pass : 1

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- Kondisi Operasi
 - Suhu masuk : 362 °K
 - Suhu Keluar : 378 °K
 - Tekanan : 1.2 atm
- Harga : \$ 20,200

6. Separator 1 (SP - 01)

- Fungsi : Memisahkan hasil uap dan cairan dari Vaporizer 1
- Kondisi Operasi
 - Suhu : 361 °K
 - Tekanan : 35 atm
- Bentuk : vertikal separator single stage
- Bahan : Carbon Steel SA 285 Grade C
- Volume Separator : 0.40 ft³
- Diameter Separator : 0.5 m
- Tinggi Separator : 1.51 m
- Tebal shell : 1 inch
- Tebal head : 1 inch
- Harga : \$ 15,100

7. Separator 2 (SP – 02)

- Fungsi : Memisahkan hasil uap dan cairan dari Vaporizer 2
- Kondisi Operasi
 - Suhu : 378 °K
 - Tekanan : 1.2 atm
- Bentuk : vertikal separator single stage
- Bahan : Carbon Steel SA 285 Grade C
- Volume Separator : 0.32 ft³
- Diameter Separator : 1.83 m
- Tinggi Separator : 5.7 m
- Tebal shell : ¼ inch
- Tebal head : ¼ inch
- Harga : \$ 12,000

8. Compressor (CP – 01)

- Fungsi : Menaikkan tekanan gas dari Separator 2 dari 1.2 atm menjadi 35 atm
- Jenis : Centrifugal multistage compressor
- Jumlah stage : 1 stage
- Kondisi Operasi
 - P masuk : 1.2 atm

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- T masuk : 378 °K
- P keluar : 35 atm
- T keluar : 379.11 °K
- Power kompresor : 2,156 Hp
- Harga : \$ 185058

9. Compressor 2 (CP – 02)

- Fungsi : Menaikkan tekanan gas Etilen dan Air dari 35 atm menjadi 68 atm
- Jenis : Centrifugal multistage compressor
- Jumlah stage : 1 stage
- Kondisi Operasi
 - P masuk : 35 atm
 - T masuk : 367.9 °K
 - P keluar : 68 atm
 - T keluar : 368.02 °K
- Power kompresor : 917 Hp
- Harga : \$ 108,916

10. Heat Exchanger (HE – 01)

- Fungsi : Memanaskan bahan baku reactor berupa etilen dan air dari 368.58 K menjadi 443

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

K dengan memakai panas keluaran reactor sebagai media pemanas.

- Tipe : Shell and tube
- Spesifikasi tube
 - OD : 3/4 in
 - ID tube : 0.62 in
 - BWG : 16
 - Susunan : Triangular pitch, 1 in
 - Jumlah tube : 178 tube
 - Passes : 2
 - Flow area : 0.302 ft²
 - Panjang tube : 12 ft
 - Surface per lin ft : 0,1867 ft²
 - Pressure drop : 0,0233 psia
- Spesifikasi shell
 - IDs : 39 in
 - Baffle spacing : 31.2 in
 - Passes : 1
 - Pressure drop : 0.0003 psi
- Harga : \$ 70,723

11. Heat Exchanger 2 (HE – 02)

- Fungsi : Memanaskan bahan baku reactor berupa etilen dan air dari 443 K menjadi 523 K dengan memakai panas keluaran reactor sebagai media pemanas
- Tipe : Shell and tube
- Spesifikasi tube
 - OD : 3/4 in
 - ID tube : 0.62 in
 - BWG : 16
 - Susunan : Triangular pitch, 1 in
 - Jumlah tube : 247 tube
 - Passes : 2
 - Flow area : 0.302 ft²
 - Panjang tube : 20 ft
 - Surface per lin ft : 0,2590 ft²
 - Pressure drop : 0,0222 psia
- Spesifikasi shell
 - IDs : 39 in
 - Baffle spacing : 31.2 in
 - Passes : 1
 - Pressure drop : 0.0007 psi

- Harga : \$ 67,837

13. Expansion Valve (EV)

- Fungsi : Menurunkan tekanan yang keluar dari reaktor 68 atm menjadi 1 atm
- Jenis : Expander Valve
- Kondisi operasi
 - Suhu : 373.64 0K.
 - Tekanan masuk : 67.99 atm
 - Tekanan keluar : 1.2 atm
 - ID : 0.824 in
 - OD : 1.65 in
 - IPS : 0.75 in
 - Sch : 40 in
 - At : 0.00037 ft²
- Harga : \$ 53,181

14. Condensor Parsial (CD Parsial)

- Fungsi : Mengembunkan gas yang keluar dari reaktor pada suhu 373.64 K.
- Tipe : Shell and Tube Condenser

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

➤ Spesifikasi tube

- OD : 3/4 in
- ID Tube : 0,62 in
- BWG : 16
- Susunan : Ttriangular pitch, 1 in
- Jumlah tube : 240 tube
- Passes : 2
- Flow area : 0.252 ft²
- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,302 ft²
- Pressure drop : 0,272 psia

➤ Spesifikasi shell

- IDs : 15 1/4 in
- Baffle spacing : 7.625 in
- Passes : 1
- Pressure drop : 0,224 psia

- Harga : \$ 55,179

15. Separator 3 (SP – 03)

- Fungsi : Memisahkan uap dan cairan yang keluar
dari alat condenser parsial

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

➤ Kondisi Operasi

- Suhu : 370 °K
- Tekanan : 1.2 atm
- Bentuk : vertikal separator single stage
- Bahan : Carbon Steel SA 285 Grade C
- Volume Separator : 34.74 ft³
- Diameter Separator : 0.814 m
- Tinggi Separator : 5.7 m
- Tebal shell : 3/16 inch
- Tebal head : 3/16 inch
- Harga : \$ 12,250

16. Menara Distilasi (MD)

- Fungsi : Memisahkan etanol dan air berdasar titik didih masing – masing komponen.
- Tipe : Sieve plate distillation tower
- Bahan : Carbon steel SA-178 Grade C
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi
 - Puncak Menara P : 1.2 atm
T : 359.91 °K
 - Dasar Menara P : 1.2 atm

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

T : 378.32 °K

• Umpan Menara P : 1.2 atm

T : 370.05 °K

➤ Dimensi Menara

• Diameter Atas : 3.92 m

• Diameter Bawah : 3.44 m

• Jumlah Tray : 23

• Tray Spacing : 0.6 m

• Tinggi Kolom : 15.22 m

• Tebal Head : 0.625 in

• Tebal shell : 0.62 m

➤ Harga : \$ 436,554

17. Condensor Total (CD - 02)

➤ Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas Menara distilasi pada suhu 353 K

➤ Tipe : Shell and Tube Condenser

➤ Spesifikasi tube

• OD : 3/4 in

• ID Tube : 0,532 in

Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

- BWG : 16
- Susunan : Ttriangular pitch, 1 in
- Jumlah tube : 48 tube
- Passes : 2
- Flow area : 0.0371 ft²
- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,302 ft²
- Pressure drop : 0,65 psia
- Spesifikasi shell
 - IDs : 12 in
 - Baffle spacing : 6 in
 - Passes : 1
 - Pressure drop : 0,25 psia
- Harga : \$ 42,189

18. Accumulator (ACC)

- Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi 2 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
- Tipe : tangki silinder horizontal
- Bahan : Carbon steel SA-283 grade A

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- Waktu tinggal : 5 menit
- Jumlah : 1
- Volume : 1,1652 m³
- Dimensi tangki
 - Diameter : 0,6166 m
 - Panjang : 3,6993 m
 - Panjang tangki total : 4,0014 m
 - Tebal shell : 3/16 in
 - Tebal Head : 3/16 in
- Harga : \$ 65,394

19. Compressor 3 (CP – 03)

- Fungsi : Menaikkan tekanan gas etilen hasil keluaran Separator 3 dari 1.2 atm menjadi 68 atm
- Jenis : Centrifugal multistage compressor
- Jumlah stage : 1 stage
- Kondisi Operasi
 - P masuk : 1.2 atm
 - T masuk : 376.15 °K
 - P keluar : 62 atm

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- T keluar : 377 °K
- Power kompresor : 5232 Hp
- Harga : \$ 555,907

20. Tangki produk etanol (TP – 03)

- Fungsi : Menyimpan produk etanol selama 30 hari
- Tipe : Silinder vertikal dengan head conical
- Bahan : Carbon Steel SA – 283 Grade C, Double
Welded Butt Joint
- Jumlah : 5 buah
- Kondisi operasi
 - Suhu : 303 °K
 - Tekanan : 1.2 atm
- Dimensi Tangki
 - Diameter : 3.5 m
 - Tinggi : 9.3 m
 - Tebal shell : 1.5 inch
 - Volume tangki : 2749.49 m³
- Harga : \$ 838,246

21. Pompa (P – 01)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku ke tangki penampungan Etilen
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas pompa : 2.045 gpm
- Head pompa : 15.01 ft
- Power pompa : 0.0539 hp
- Power motor : 0.0432 hp
- Ukuran pipa
 - D nominal : 3 in
 - Sch : 40
 - ID : 2.067 in
 - OD : 2.38 in
 - at : 3.35 in²
- Harga : \$ 13212

22. Pompa (P – 02)

- Fungsi : Mengalirkan etilen dari tangki penampungan ke Vaporizer
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas pompa : 30.67 gpm
- Head pompa : 15.14 ft

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- Power pompa : 0.1432 hp
- Power motor : 0.1146 hp
- Ukuran pipa
 - D nominal : 5 in
 - Sch : 40
 - ID : 4.026 in
 - OD : 4.5 in
 - at : 12.7 in²
- Harga : \$ 12,879

23. Pompa (P – 03)

- Fungsi : Mengalirkan air ke tangki penampungan sebanyak 2216.94 Kg/jam
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas pompa : 11.74 gpm
- Head pompa : 6.7 ft
- Power pompa : 0.019 hp
- Power motor : 0.5 hp
- Ukuran pipa
 - D nominal : 2.5 in
 - Sch : 40
 - ID : 0.68 in

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

a Rancangan
kapasitas 45.0

5. Pompa (

➤ Fung

- OD : 1.10 in
- At : 0.753 in²
- Harga : \$ 11,657

➤ Tipe

➤ Kap

➤ Hea

➤ Pov

➤ Pov

➤ Uk

•

•

•

•

•

➤ H

26. Pom

➤ I

•

➤

➤

➤

24. Pompa (P – 04)

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki penampungan air ke vaporizer sebanyak 8005.33 Kg/jam dan menaikkan tekanan dari 1.2 atm menjadi 10 atm ke dalam kompressor 01

➤ Tipe : Centrifugal pump

➤ Kapasitas pompa : 42.38 gpm

➤ Head pompa : 6.82 ft

➤ Power pompa : 0.073 hp

➤ Power motor : 0.75 hp

➤ Ukuran pipa

- D nominal : 2.5 in

- Sch : 40

- ID : 1.29 in

- OD : 2.47 in

- at : 0.753 in²

➤ Harga : \$ 13,656

25. Pompa (P – 05)

- Fungsi : Mengalirkan etanol ke tangki penampungan produk
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas pompa : 354.07 gpm
- Head pompa : 19.8 ft
- Power pompa : 2.08 hp
- Power motor : 1.67 hp
- Ukuran pipa
 - D nominal : 6 in
 - Sch : 40
 - ID : 5.76 in
 - OD : 6.62 in
 - at : 26.1 in²
- Harga : \$ 12,879

26. Pompa (P – 06)

- Fungsi : Mengalirkan air hasil bawah MD sebagai recycle ke tangki penampungan air
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas pompa : 38.45 gpm
- Head pompa : 15.7 ft

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

- Power pompa : 1.96 hp
- Power motor : 1.5 hp
- Ukuran pipa
 - D nominal : 2.5 in
 - Sch : 40
 - ID : 2.47 in
 - OD : 2.5 in
 - at : 26.1 in²
- Harga : \$ 11,657

27. Reboiler (RB)

- Fungsi : Menguapkan cairan hasil bawah menara distilasi
- Tipe : Kettle Reboiler
- Spesifikasi tube
 - OD : 0,75 in
 - ID tube : 0,62 in
 - BWG : 16
 - Susunan : Triangular, 1 in
 - Jumlah tube : 106 tube
 - Passes : 2
 - Flow area : 332,9247 ft²

- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,1963 ft²
- Pressure drop : 0,988 psia
- Spesifikasi shell
 - IDs : 13 1/4 in
 - Passes : 1
- Harga : \$ 16,450

3.3 Perencanaan Produksi

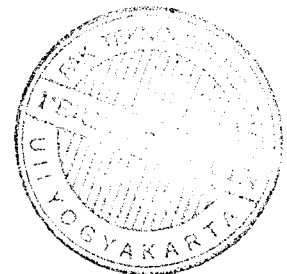
3.3.1 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

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

3.3.2 Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun maksimal
- Kemampuan pasar lebih kecil dari kemampuan pabrik



Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

- Rencana produksi sesuai kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran yang lain dan menggunakan fasilitas-fasilitas pemasaran yang mudah diakses seperti menggunakan *e-bussines*.

3.3.3 Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (Bahan Baku)
Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.
- Manusia (Tenaga Kerja)
Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu diperlukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.
- Mesin (Peralatan)
Ada dua hal yang mempengaruhi keadaan dan kemampuan mesin. Jam efektif mesin adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

3.4 Neraca Massa

Kapasitas : 45.000 ton/tahun
Operasi : 330 hari/tahun
Basis : 1 jam

Tabel 3.4.1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₄	14.943,29	11.506,33
C ₂ H ₆	36,10832	36,10832
C ₂ H ₅ OH	-	5.646,428
H ₂ O	8005,333	5.795,861
Total	22.984,73	22.984,73

Tabel 3.4.2. Neraca Massa Separator-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
C ₂ H ₄	11.506,33	11.506,33	-
C ₂ H ₆	36,10832	36,10832	-
C ₂ H ₅ OH	5.646,428	-	5.646,428
H ₂ O	5.795,861	-	5.795,861
Total	22.984,73	22.984,73	

Tabel 3.4.3. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
C ₂ H ₄	-	-	-
C ₂ H ₆	-	-	-
H ₂ O	5.795,861	289,79	5.506,068
C ₂ H ₅ OH	5.646,428	5.364,107	282,3214
Total	11.442,29	11442,29	

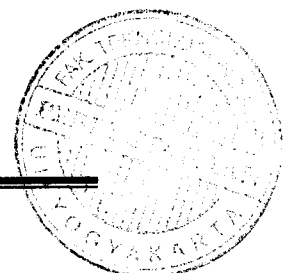


Table 3.4.4. Neraca Massa di Recycle

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
C ₂ H ₄	59.403,5600	59.403,5600
C ₂ H ₆	3.126,5031	3.126,5031
Total	62.530,0631	62.530,0631

Tabel 3.4.5. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
C ₂ H ₄	85853,18	82416,22
C ₂ H ₆	3198,71974	3198,71974
C ₂ H ₅ OH	11292,856	16939,2844
H ₂ O	19597,055	17387,58
Total	119941,8107	119941,8107

3.5 Neraca Panas

Tabel 3.5.1. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Q _{in}	3.346.385,721	-
Q _{out}	-	3.889.604,662
Q ₂₉₈	537.400,7992	-
Q reaksi	-	-5.818,141142
Total	3.883.786,52	3.883.786,52

Tabel 3.5.2. Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan MD-01	426.754,8792	-
Distilat MD-01	-	192.561,5118
Bottom MD-01	-	228.801,1587

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Beban panas CD-01	-	56.311,35076
Beban panas RB-01	50.919,14208	-
Total	477.674,0213	477.674,0213

Tabel 3.5.3. Neraca panas Condenser – 01

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Umpan	3.890.000	4.140.000
Pendingin	860.000	48.295,1236
Qpembunan	1.260.000	-
Beban panas	-	1.820.000
Total	6.010.000	6.010.000

Tabel 3.5.4. Neraca panas Condenser – 02

Komponen	Masuk (kJ/j)	Panas Keluar (kJ/j)
Umpan	806.216,1885	799.696,6411
Pendingin	3.683,3238	1.616.115,703000
Q pembunan	1.841.677,091	-
Beban panas	-	235.764,2613
Total	2.651.576,603	2.651.576,605

Tabel 3.5.5. Neraca Panas Cooler – 01

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	194.696,2578	14.771,55567
Pendingin	-	179.924,7022
Total	194.696,2578	194.696,2578

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Unit

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. *Pabrik Ethanol dari Etilen dan Air* dengan kapasitas 45.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di desa Pakualam, Kecamatan Serpong, Kabupaten Tangerang, Banten. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini adalah :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Unit

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

1. Penyediaan bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah etilen dan air. Gas etilen direncanakan diambil dari PT. Chandra Asri, sedangkan untuk bahan baku air direncanakan didapat dari sungai Cisadane dengan cara diolah terlebih dahulu.

2. Pemasaran

Ethanol banyak di butuhkan pada industri farmasi, kosmetika, minuman beralkohol dan kebutuhan laboratorium. Industri- industri yang membutuhkan Ethanol baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu banyak

Pulau Jawa yang memiliki pelabuhan alam yang sangat menunjang. Daerah Tangerang baik darat dan sekitarnya telah direncanakan oleh Pemerintah sebagai pusat pengembangan produksi untuk wilayah Banten.

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting yang akan menentukan kelancaran perusahaan dalam menjalankan operasinya. Dari pertimbangan tersebut maka dengan adanya area tanah yang tersedia dan memenuhi persyaratan untuk pembangunan sebuah pabrik.

7. Pembuangan Limbah

Limbah yang sudah diolah berada dibawah ambang batas yang telah ditentukan, sehingga dapat langsung dibuang ke sungai.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal unit.

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Tangerang untuk kawasan Banten, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perijinan

Lokasi unit dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak unit adalah :

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak unit. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya

3. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, *steam*, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkanya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

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

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.

2. Daerah proses

Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi

4. Daerah utilitas

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan unit

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Ruang kendali	100
2	Laboratorium	100
3	Bengkel	300
4	Gudang Alat	400
5	Gudang	400
6	Tempat Parkir	400
7	Pos Penjagaan	50
8	Koperasi Karyawan dan Kantin	200
9	Kantor Induk Organisasi	400
10	Kantor Bagian Produksi	200
11	Poliklinik	100
12	Kantor LKKK	400
13	Masjid	300
14	Kantor Keamanan	50
15	Pembangkit Listrik	200
16	Panel-panel Instrumen	100
17	Proses Area Pabrik	10500
18	Utilitas	3500
19	Lahan Perluasan	11500
20	Mess	300
21	Jalan dan taman	500
Jumlah		30000

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

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

3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

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

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

7. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan alat dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

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

- Umur alat

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

- Bahan baku

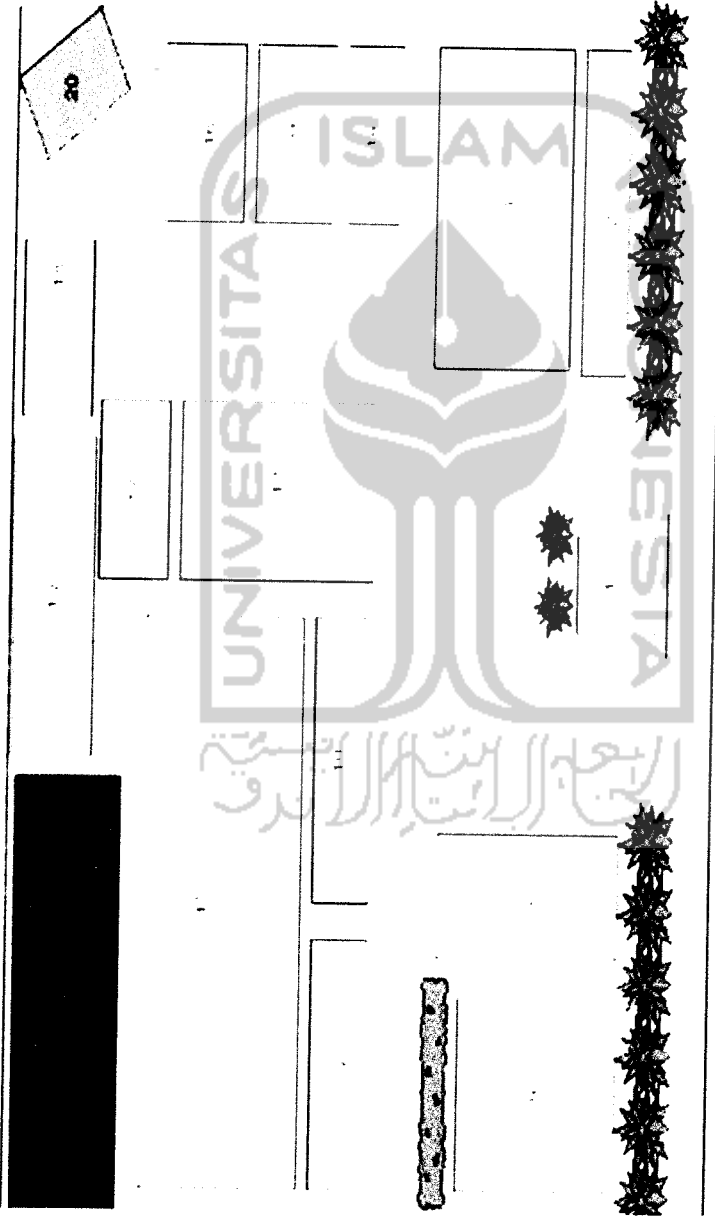
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Biaya material dikendalikan lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya faktor yang tidak penting.
- c. Jika tata letak peralatan proses sudah benar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Layout Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air Kapasitas 45.000 Ton/Tahun



Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik Ethanol

Keterangan :

- | | | |
|---------------------------------|-----------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 8. Mesjid | 15. Gudang Bahan Kimia |
| 2. Parkir Tamu | 9. Laboratorium | 16. Gudang Alat |
| 3. Parkir Truk | 10. Ruang Kontrol | 17. Ruang Kontrol Utilitas |
| 4. Kantor Induk Organisasi | 11. Tangki Bahan Baku | 18. Utilitas |
| 5. Kantor Teknik dan Produksi | 12. Daerah proses | 19. Mess |
| 6. Klinik | 13. Bengkel | 20. Daerah perluasan Unit |
| 7. Kantin dan koperasi karyawan | 14. Pemadam kebakaran | --- Jalan Raya |

4.4 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.

Kapasitas : 1586,229 m³

Dimensi : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Tinggi= 9,5 m; Lebar= 9,5 m; Panjang= 19 m

Harga : \$ 10000

2. Bak Penggumpal (BU-02)

Tugas : Menggumpalkan koloid dengan koagulan dengan cara menambahkan Al₂(SO₄)₃ dan Na₂CO₃

Kapasitas : 216,415 m³

Dimensi : Tangki Silinder berpengaduk

D = 5 m; H = 10m

Pengaduk : Marine Propeller dengan 4 Baffle dalam Tangki

Power motor : 10 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 44410,40

3. Clarifier (CU-01)

Tugas : Mengendapkan gumpalan – gumpalan kotoran dari bak penggumpal secara sedimentasi

Jenis : Circular Clarifiers

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Kapasitas	: 216,4147 m ³
Waktu tinggal	: 1 jam
Luas Tampang	: 282,9880 m ²
Diameter	: 6,5 m
Tinggi cairan	: 3,048 m
Tinggi Clarifiers	: 7,618 m
Harga	: \$ 27756,50

4. Sand Filter (TU-04)

Tugas	: Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam clarifier.
Jenis	: 2 buah kolom dengan saringan pasir
Tinggi bed	: 4,5834 m
Waktu tinggal	: 45 menit.
Jumlah bed	: 8 m
Harga	: \$ 2775,65

5. Tangki Penampung Sementara (TU-05)

Tugas	: Menampung sementara raw water yang telah disaring
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Kapasitas	: 24,6 m ³
Waktu tinggal	: 1 jam
Dimensi	: T = 0,12 m; P = H = 3,2 m
Harga	: \$ 37748,84

6. Kation Exchanger (KEU)

Tugas	: Menurunkan kesadahan air umpan boiler
Jenis	: Down Flow Cation Exchanger
Kapasitas	: 34,8247 m ³ /jam
Resin	: Natural Greensand Zeolit
Dimensi	: A = 2,3743 m ² ; D = 1,7 m
Harga	: \$ 22205,20

7. Anion Exchanger (AEU)

Tugas	: Menghilangkan Anion dari air keluaran kation exchanger
Jenis	: Down Flow Anion Exchanger
Kapasitas	: 34,8247 m ³ /jam
Resin	: Weakly Basic Anion Exchanger
Dimensi	: A = 2,3743 m ² ; D = 1,7 m
Harga	: \$ 22205,20

8. Deaerator (DAU)

Tugas : Menghilangkan Kandungan Gas dalam Air terutama O_2 , CO_2 , NH_3 , dan H_2S supaya tidak terjadi korosi

Jenis : Silinder tegak yang berisi packing

Kapasitas : 29,021 m^3 /jam

Dimensi : A = 1,693 m^2 ; D = 1,5 m; H packing = 1,75 m

Harga : \$ 42189,88

9. Tangki kondensat / Boiler Feed Water Tank (TU-12)

Tugas : Mencampur Kondensat Sirkulasi dan Make-Up Air Umpan Boiler sebelum diumpankan dibangkitkan sebagai steam di dalam boiler

Jenis : Bak beton bertulang

Jumlah bak : 1 buah

Kapasitas : 290,206 m^3

Dimensi : P = 12,8 m ; L = 12,8 m ; H = 6,4 m ; Tebal = 0,12 m

Harga : \$ 24425,72

10. Boiler (BO-01)

Tugas : Membuat Steam Jenuh pada Tekanan 18 atm

Jenis : Fire tube boiler

Kondisi operasi

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Kondisi operasi

- ◆ Tekanan : 5 atm
- ◆ Suhu air umpan boiler : 90 °C
- ◆ Suhu steam jenuh : 208 °C

Kebutuhan bahan bakar : 6675,3473 kg/jam

Luas perpindahan panas : 3490 m²

Spesifikasi tube

- ◆ OD : 2 in
- ◆ ID : 1,834 in
- ◆ BWG : 16
- ◆ L : 20 ft
- ◆ Jumlah : 174194 buah
- Harga : \$ 55513,00

11. Tangki Klorinator (TU-06)

Tugas : Mencampur Klorin dalam bentuk Kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan rumah tangga

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Kapasitas : 288 m³

Waktu tinggal : 24 jam

Dimensi : D = 7,158 m; H = 7,158 m

Putaran	: 420 rpm
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: \$ 5551,30

12. Cooling Tower (CTU)

Tugas	: Me-Recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 40 °C menjadi 30°C
Jenis	: Induced Draft Cooling Tower dengan Bahan Isian Berl Saddle 1 in
Kapasitas	: 798,7753 m ³ /jam
Dimensi	: D = 3,6525 m ; H = 6 m
Power motor	: 20 Hp
Harga	: \$ 166538,99

13. Cold Basin (TU-07)

Tugas	: Menampung air keluar dari cooling tower dan make up dari Filtered water tank
Jenis	: Bak beton bertulang
Kapasitas	: 665,646 m ³ /jam
Dimensi	: P = L = 12 m , H = 6 m , T = 0,2 m
Harga	: \$ 22205,20

14. Hot Basin (TU-08)

Tugas	: Menampung air proses yang akan didinginkan di cooling tower
Jenis	: Bak beton bertulang
Kapasitas	: 665,646 m ³ /jam
Dimensi	: P = L = 12 m , H = 6 m , T = 0,2 m
Waktu tinggal	: 1 jam
Dimensi	: T = 3,6593 m; P = 1,8296 m; L = 1,8296 m
Harga	: \$ 22205,20

15. Bak Air Pendingin (TPD-01)

Tugas	: Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.
Kapasitas	: 216,3039 m ³ /jam
Waktu tinggal	: 1 jam
Dimensi	: T = 2,3822 m; P = 9,5288 m; L = 9,5288 m
Harga	: \$ 57733,5181

16. Blower (BWU)

Tugas	: Mengalirkan udara segar ke dalam Boiler (BLU)
Jenis	: Centrifugal Blower

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Kapasitas	: 6675,347 kg/jam
Power motor	: 200 Hp
Harga	: \$ 8419,6725

17. Kompresor (KU)

Tugas	: Menyediakan Udara Tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol
Jenis	: Single Stage Centrifugal Compressor
Kapasitas	: 625 kg/jam
Power motor	: 32 Hp
Harga	: \$ 22205,1993

18. Generator (GU)

Tugas	: Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN padam
Jenis	: Generator diesel
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 2000 kW
Kebutuhan bahan bakar:	428,4318 kg/jam
Harga	: \$ 143919,337

19. Tangki Bahan Bakar (TU-09)

Tugas : Menyimpan kebutuhan bahan bakar Boiler (BLU) untuk kebutuhan 3 hari dan bahan bakar Generator (GU) yang harus selalu ada untuk kebutuhan mendadak selama 3 hari

Jenis : Tangki Silinder dengan Conical Roof dan Flat

Bottomed
Kapasitas : 870,619 m³
Dimensi : D = 17,7 m ; H = 8,8 m
Harga : \$ 55513,00

20. Pompa Utilitas 01 (PU-01)

Fungsi : Memompa Air Sungai ke Bak Pengendap Awal (BU-01)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah
Kapasitas : 873,0897 gpm
Head : 6,9368 m
Tenaga pompa : 5,0245 Hp
Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA
Harga : \$ 7660,79

21. Pompa Utilitas 02 (PU-02)

Fungsi	: Memompa Air dari Bak Pengendap Awal (BU- 01) ke Bak penggumpal (TU-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 873,0897 gpm
Head	: 8,8971 m
Tenaga pompa	: 6,4442 Hp
Tenaga motor	: 10 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 7660,79

22. Pompa Utilitas 03 (PU-03)

Fungsi	: Memompa Air dari bak penggumpal (TU-01) ke Clarifier (CLU)
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 873,0897 gpm
Head	: 8,8971 m
Tenaga pompa	: 6,4442 Hp
Tenaga motor	: 10 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 7660,79

23. Pompa Utilitas 04 (PU-04)

Fungsi	: Memompa Air dari clarifier ke Sand Filter (FU)
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 873,0897 gpm
Head	: 8,9497 m
Tenaga pompa	: 6,4824 Hp
Tenaga motor	: 10 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 7660,79

24. Pompa Utilitas 05 (PU-05)

Fungsi	: Memompa Air dari Sand filter (FU) ke tangki penampung
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 873,0897 gpm
Head	: 8,0900 m
Tenaga pompa	: 5,8597 Hp
Tenaga motor	: 10 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 7660,79

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

25. Pompa Utilitas 06 (PU-06)

Fungsi : Memompa Air dari tangki penampung ke kation
exchanger

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction,
axial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 873,0897 gpm

Head : 4,7337 m

Tenaga pompa : 3,4287 Hp

Tenaga motor : 5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 7660,7

26. Pompa Utilitas 07 (PU-07)

Fungsi : Memompa Air dari Kation Exchanger ke Anion
Exchanger

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction,
radial flow)*

Jumlah : 1 buah

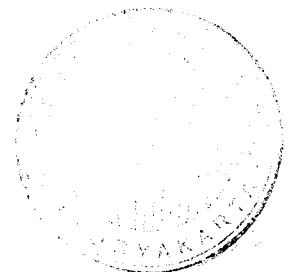
Kapasitas : 140,5667 gpm

Head : 6,5864 m

Tenaga pompa : 0,7681 Hp

Tenaga motor : 1.5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 5995,40



27. Pompa Utilitas 08 (PU-08)

Fungsi	: Memompa Air dari Tangki Demineralisasi ke Deaerator
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, axial flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 274,7758 gpm
Head	: 3,2466 m
Tenaga pompa	: 0,7401 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 5995,40

28. Pompa Utilitas 09 (PU-09)

Fungsi	: Memompa Air dari Deaerator ke Tangki Penampung Kondensat
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 274,7758 gpm
Head	: 4,6207 m
Tenaga pompa	: 1,0533 Hp
Tenaga motor	: 2 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 5995,40

29. Pompa Utilitas 10 (PU-10)

Fungsi	: Memompa Air dari Boiling feed Water ke Boiler
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)</i>
Jumlah	: 4 buah
Kapasitas	: 3517,2847 gpm
Head	: 4,8395 m
Tenaga pompa	: 14,1215 Hp
Tenaga motor	: 25 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 15325,42

30. Pompa Utilitas 11 (PU-11)

Fungsi	: Memompa Air tangki penampung ke bak klorinasi
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 118,1168 gpm
Head	: 8,3745 m
Tenaga pompa	: 0,8206Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 3330,78

31. Pompa Utilitas 12 (PU-12)

Fungsi	: Memompa Air dari cooling tower ke cold basin
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)</i>
Jumlah	: 4 buah
Kapasitas	: 806,0444 gpm
Head	: 7,3090 m
Tenaga pompa	: 4,8875 Hp
Tenaga motor	: 10 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 6217,46

32. Pompa Utilitas 13 (PU-13)

Fungsi	: Memompa Air cold basin ke alat proses
Jenis	: <i>Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)</i>
Jumlah	: 4 buah
Kapasitas	: 168,1688 gpm
Head	: 26,0167 m
Tenaga pompa	: 3,6224 Hp
Tenaga motor	: 7,5 Hp Standar NEMA
Harga	: \$ 6217,46

33. Pompa Utilitas 14 (PU-14)

Fungsi	: Memompa Air dari alat proses ke hot basin
--------	---

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 671,3298 gpm

Head : 12,3940 m

Tenaga pompa : 6,9027 Hp

Tenaga motor : 15 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 5995,40

34. Pompa Utilitas 15 (PU-15)

Fungsi : Memompa Air dari hot basin ke cooling tower

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 4 buah

Kapasitas : 806,0444 gpm

Head : 5,8786 m

Tenaga pompa : 3,9310 Hp

Tenaga motor : 7,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 6217,46

35. Pompa Utilitas 16 (PU-16)

Fungsi : Memompa Air dari bak klorinasi ke bak distribusi

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 48,4368 gpm

Head : 15,8127 m

Tenaga pompa : 0,6354 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 4996,17

36. Pompa Utilitas 17 (PU-17)

Fungsi : Memompa Air untuk hidrant

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 2,0182 gpm

Head : 18,9548 m

Tenaga pompa : 0,0401 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 1110,26

37. Pompa Utilitas 18 (PU-18)

Fungsi : Mengalirkan dowtherm suhu 160F

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Jenis : *Centrifugal pumps (multi stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 253,9857 gpm

Head : 3,0691 m

Tenaga pompa : 0,4845 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 4996,17

38. Tangki 10 (T-10)

Fungsi : Menyimpan dowerm selama 1 bulan dengan laju 2247,83 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder dengan *flat bottomed* dan *conical roof*.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1atm
- Suhu = 40 °C

Dimensi Tangki

- Volume : 3110,717 m³
- Diameter : 71,9954 ft = 17,6784 m
- Tinggi : 26,9983 ft = 18,2879 m

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-283 Grade C

Harga : \$ 3351,4423

39. Tangki 11 (T-11)

Fungsi : Menyimpan dowtherm selama 1 bulan dengan laju
5208,47 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder dengan *flat bottomed* dan *conical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1atm
- Suhu = 40 °C

Dimensi Tangki

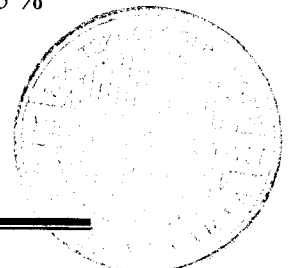
- Volume : 6606,491 m³
- Diameter : 92,5426 ft = 28,2070 m
- Tinggi : 34,7035 ft = 10,5776 m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-3 Grade C

Harga : \$ 4320,9876

40. Tangki Larutan Alum (T-12)

Fungsi : Menyimpan dan menyiapkan larutan alum 5 %
selama 24 jam



*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

- Volume : 1,258 m³
- Diameter : 1 m
- Tinggi : 2 m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 Grade C

Pengaduk : Marine Propeller dengan 4 Baffle dalam Tangki

Harga : \$ 11102,60

41. Tangki Soda Abu (T-13)

Fungsi : Menyimpan dan menyiapkan larutan soda abu 5 %
selama 24 jam

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 32 °C

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Dimensi Tangki

Volume	: 0,245 m ³
Diameter	: 1 m
Tinggi	: 2 m
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-285 Grade C
Pengaduk	: Marine Propeller dengan 4 Baffle dalam Tangki
Harga	: \$ 5551,30

42. Tangki Larutan NaCl (T-14)

Fungsi	: Menyimpan dan menyiapkan larutan NaCl untuk regenerasi ion exchanger
Jenis	: Tangki silinder berpengaduk.
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
• Tekanan	= 1 atm
• Suhu	= 32 °C

Dimensi Tangki

• Volume	: 2,29 m ³
• Diameter	: 1,1 m
• Tinggi	: 2,3 m
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-285 Grade C
Pengaduk	: Marine Propeller dengan 4 Baffle dalam Tangki

Harga : \$ 4441,04

43. Tangki Larutan NaOH (T-15)

Fungsi : Menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi resin anion

Jenis : Tangki silinder dengan atap konis dan flat bottom

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

- Volume : 3,6635 m³
- Diameter : 16,7 m
- Tinggi : 1,7 m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 Grade C

Harga : \$ 6661,56

44. Tangki Kaporit (T-16)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% selama 2 minggu

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 32 °C

Dimensi Tangki

- Volume : 0,403 m³
- Diameter : 0,5 m
- Tinggi : 1 m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 Grade C

Pengaduk : Marine Propeller dengan 4 Baffle dalam Tangki

Harga : \$ 4441,04

45. Bak Distribusi (BU-06)

Tugas : Menyimpan sementara sebelum didistribusikan untuk keperluan air minum , rumah tangga , kantor , dan umum

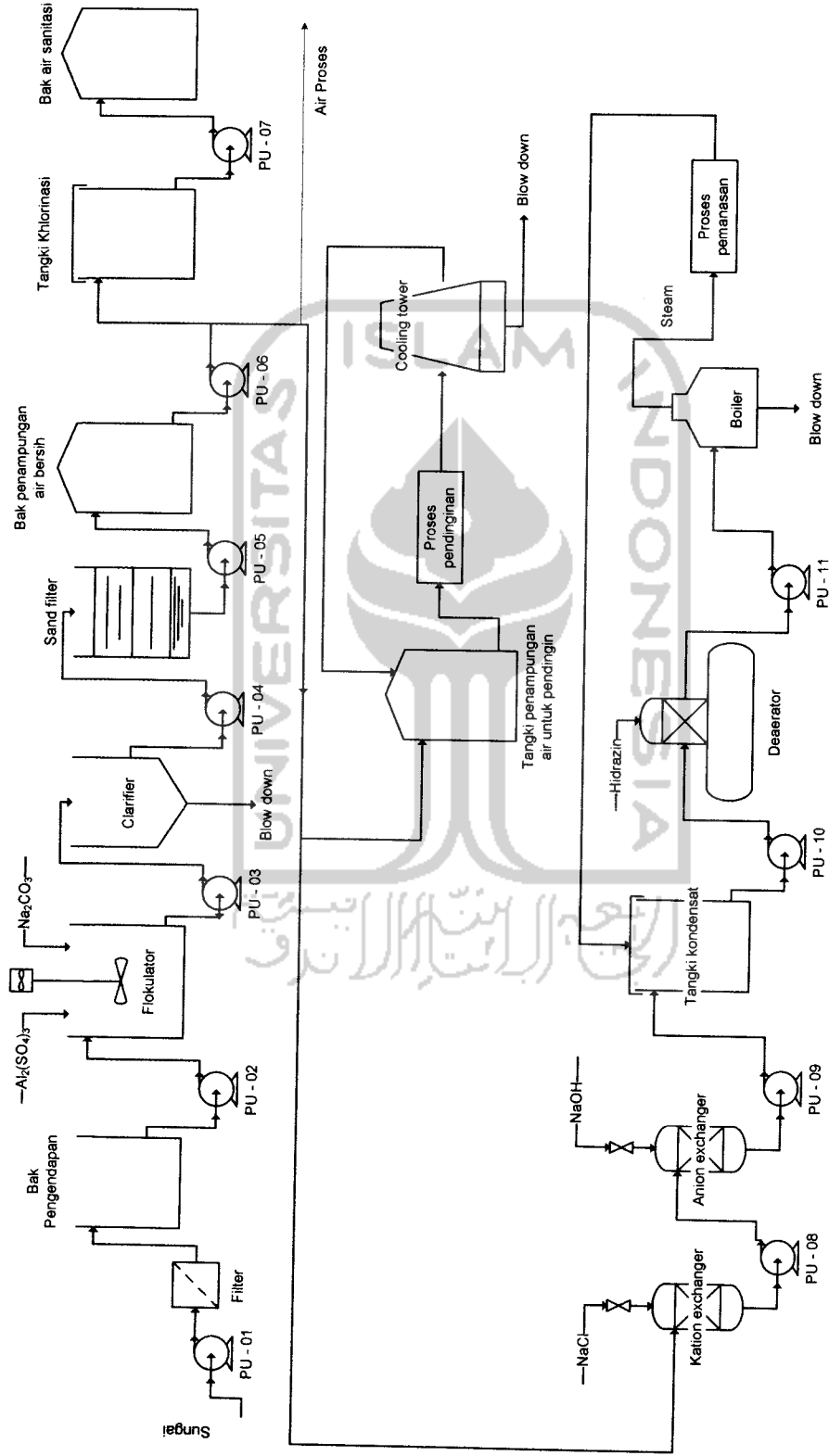
Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 12 m³/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Dimensi : T = 6,2145 m; P = 3,1072 m; L = 3,1072 m

Harga : \$ 11500



Gambar 4.2. Diagram Proses Pengolahan Air

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik Dodecylbenzene ini. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Adapun 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

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ini, untuk mencukupi kebutuhan air proses yaitu untuk pendingin alat-alat penukar panas (HE) digunakan r tawar untuk pompa dan minum diperoleh dari sungai Cisdane yang terletak tidak jauh dari pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air laut digunakan untuk:

1. Air pendingin

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

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.

- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
 - c. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume uang tinggi.
 - d. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperature pendingin.
 - e. Tidak terdekomposisi.
2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar digunakan untuk :

1. 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 akan menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi

2. Air sanitasi.

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

a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

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

3. Air minum

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

1. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini 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 grafitasi dan 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.

2. Penyaringan

Air dari *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 tangki penampung (*filter water reservoir*). Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi.

b. Anion Exchanger

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

Reaksi:



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

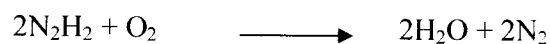
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (polish water) dipompakan 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:



Kedalam deaerator juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler. (*boiler feed water*)

d. Pendinginan dan Menara Pendingin

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

Kebutuhan air dapat dibagi menjadi :

a. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.2. Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	<i>Cooler</i>	CL -	85679,82	38898,64
2	<i>Condenser</i>	CD - 01	230460,8	10429,2
3	<i>Condenser</i>	CD - 02	20321,69	9226,0460
Jumlah			336462,31	58553,886

4.5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 429505 kg/jam

Tekanan : 14,7 psi

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O₂, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler feed water tank. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 -102⁰C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

Tabel 4.3. Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	<i>Reboiler</i>	RB – 01	413,9485	187,7670
2	<i>Vaporizer</i>	VP – 01	17632,8854	8005,33
Jumlah			18046,8339	8193,097

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik ini sebesar 408,338 KW. Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut unit TDH menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 2000 kW jika pasokan listrik kurang.

Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 2000 Kwatt
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50% dan diesel 50%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

- a. Listrik untuk keperluan proses
 - ◆ Peralatan proses

Tabel 4.4. Kebutuhan Listrik Alat Proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)
1	Pompa	P - 01	1	0,5
2	Pompa	P - 02	1	0,75
3	Pompa	P - 03	1	1,5
4	Pompa	P - 04	1	0,5
5	Pompa	P - 05	1	0,5
6	Pompa	P - 06	1	1,5
7	Kompresor	K - 01	1	8000
8	Kompresor	K - 02	1	2500
9	Kompresor	K - 03	1	5000
	Total		9	15505,25

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 15505,25 Hp

◆ Peralatan utilitas

Tabel 4.5. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)
1	Premik Tank	TU-01	1	40
2	Clarifier	CLU	1	125
3	Clorin Tank	TU-02	1	0,5
4	Cooling Tower	CTU	1	40
5	Blower	BWU	1	400
6	Compressor udara	CU	1	25
7	Pompa	PU - 01	1	7,5
8	Pompa	PU - 02	1	10
9	Pompa	PU - 03	1	10
10	Pompa	PU - 04	1	10
11	Pompa	PU - 05	1	10
12	Pompa	PU - 06	1	7,5
13	Pompa	PU - 07	1	1,5

*Pra Rancangan Pabrik Ethanol dari Ethylene dan Air
Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)
14	Pompa	PU - 08	1	1,5
15	Pompa	PU - 09	1	2
16	Pompa	PU - 10	1	25
17	Pompa	PU - 11	1	1,5
18	Pompa	PU - 12	1	10
19	Pompa	PU - 13	1	7.5
20	Pompa	UP - 14	1	15
21	Pompa	PU - 15	1	10
22	Pompa	PU - 16	1	2
23	Pompa	PU - 17	1	0,5
24	Pompa	PU - 18	1	2
Total			24	764

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 764 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

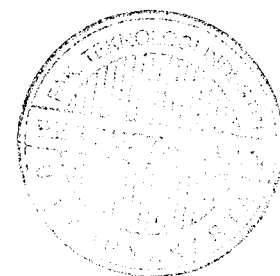
$15505,25 \text{ Hp} + 764 \text{ Hp} = 16269,25 \text{ Hp}$

Diambil angka keamanan 10 % = 17896.175 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- ◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 72 Hp
- ◆ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 165 KW
- ◆ Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 12242.406 KW

Jika over design 25 %, maka total kebutuhan listrik = 15915.128 K



4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah fuel oil yang diperoleh dari PT. Pertamina, Balongan. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah Medium Furnace Oil yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Balongan.

Kebutuhan bahan bakar fuel oil :

Effisiensi 75 % dari kebutuhan listrik total.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi generator 75 \%} &= \frac{12242.406 \text{ kWatt}}{0,75} = 16323.208 \text{ kWatt} \\ &= \frac{16323.208 \text{ kWatt} \left(\frac{1 \text{ Btu / jam}}{0,00029307 \text{ kWatt}} \right)}{250000 \text{ Btu / gall}} \\ &= 222,7892 \text{ gall / jam} \times 3,7853 \text{ lt / gall} \\ &= 843.3239 \text{ lt / jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi IDO, minyak diesel :

Heat Value = 250000 Btu/gall

Derajat API = 22 – 28 °API

Densitas = 0.874 kg/lt

Viskositas = 1.2 Cp

Kebutuhan bahan bakar untuk boiler = 843.3239 L/jam

Kebutuhan bahan bakar di Boiler sebesar 140.1720 kg/jam, sehingga kebutuhan massa untuk 3 hari adalah : $m = 420.516$.

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 2800 L/mt.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik Ethanol ini menghasilkan limbah berupa etilen dan etana yang berupa gas. Limbah yang dihasilkan akan diolah lebih lanjut sebelum dibuang atau digunakan kembali sebagai bahan baku. Oleh karena itu, di unit pengolahan limbah diperlukan treatment tertentu yaitu dengan dibuatkan cerobong asap yang tinggi sehingga limbah yang keluar tidak mencemari lingkungan.

4.6 Laboratorium

4.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan.

Tugas laboratorium antara lain :

⇒ Sebagai pengontrol kualitas bahan baku, apakah sudah memenuhi persyaratan yang diperkenankan atau tidak.

- ⇒ Sebagai pengontrol kualitas produk, apakah sudah memenuhi standar yang berlaku atau belum.
- ⇒ Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

4.6.2 Progran Kerja Laboratorium

1. Analisa Bahan Baku dan Produk

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktifitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses pembuatan *Ethanol* meliputi : kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity*, dan *impurities*.

2. Analisa Untuk Keperluan Utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

- a. Analisa feed water, yang dianalisa meliputi *Dissolved oxygen*, PH, hardness, total solid, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas feed water :

◆ DO : lebih baik $0 \leq 0,007$ ppm ($\leq 0,005$ cc/l)

◆ PH : ≥ 7

◆ Hardness : 0

Temporary hardness maksimum : ppm CaCO_3

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

◆ Suspended solid : 0

- ◆ Oil dan organic matter : 0
 - Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silica sebagai SiO_2 .
 - Air bebas mineral, analisanya sama dengan penukar ion.
 - Analisa cooling water, yang dianalisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks *Langelier*.

Syarat kualitas air pada *cooling water* :

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

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

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki

serta mengeluarkan “*Certificate of Quality*” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. **Laboratorium Analisa/Analitik**

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (additive, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain).

3. **Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan**

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.6.3 Alat-alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

- *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

- *Viscosimeter Bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.

- *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur spesifik gravity.

- *Gas Chromatography*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar Etilen dalam bahan baku Ethanol dalam produk

4.7 Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal kesakitan, kematian, kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk itu setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian seperti helm, sarung tangan, masker dan lain-lain.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun. Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktifitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula portable *fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.

4.8 Organisasi Perusahaan

4.8.1 Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan menjadi empat, yaitu:

- 1) Perusahaan perorangan, modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.
- 2) Persekutuan firma, modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.
- 3) Persekutuan Komanditer (*CV / Commanditaire Veenootshaps*) terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).
- 4) Perseroan Terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada prarancangan pabrik ethanol dari etilen dan air adalah perseroan terbatas (PT). PT merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modal dari penjualan sahamnya dan tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan perusahaan atau PT tersebut. Orang yang memiliki saham berarti telah menyetor modal ke perusahaan dan berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap- tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk PT ini berdasarkan pada beberapa faktor, antara lain:

- 1) Mudah mendapat 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 staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya dan karyawan perusahaan.
- 5) Efisiensi manajemen

Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi, seperti direktur utama.

6) Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Ciri –ciri PT adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan Kitab Undang- Undang Hukum Dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
4. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.8.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan.

Terdapat beberapa macam struktur organisasi antara lain:

a. Struktur Organisasi Line

Di dalam sturuktur ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah

melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Individu-individu dalam departemen-departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya dengan satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

b. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Bila dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

c. Struktur Organisasi Line dan Staff

Staf merupakan individu atau kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu mencapai tujuan organisasi dengan lebih efektif.

Maka struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sangat jelas. Sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staf

ahli akan memberikan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direksi utama yang dibantu oleh direksi produksi serta direksi keuangan dan umum. Direksi produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direksi keuangan dan umum membawahi bidang keuangan dan umum. Direksi ini membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi adalah:

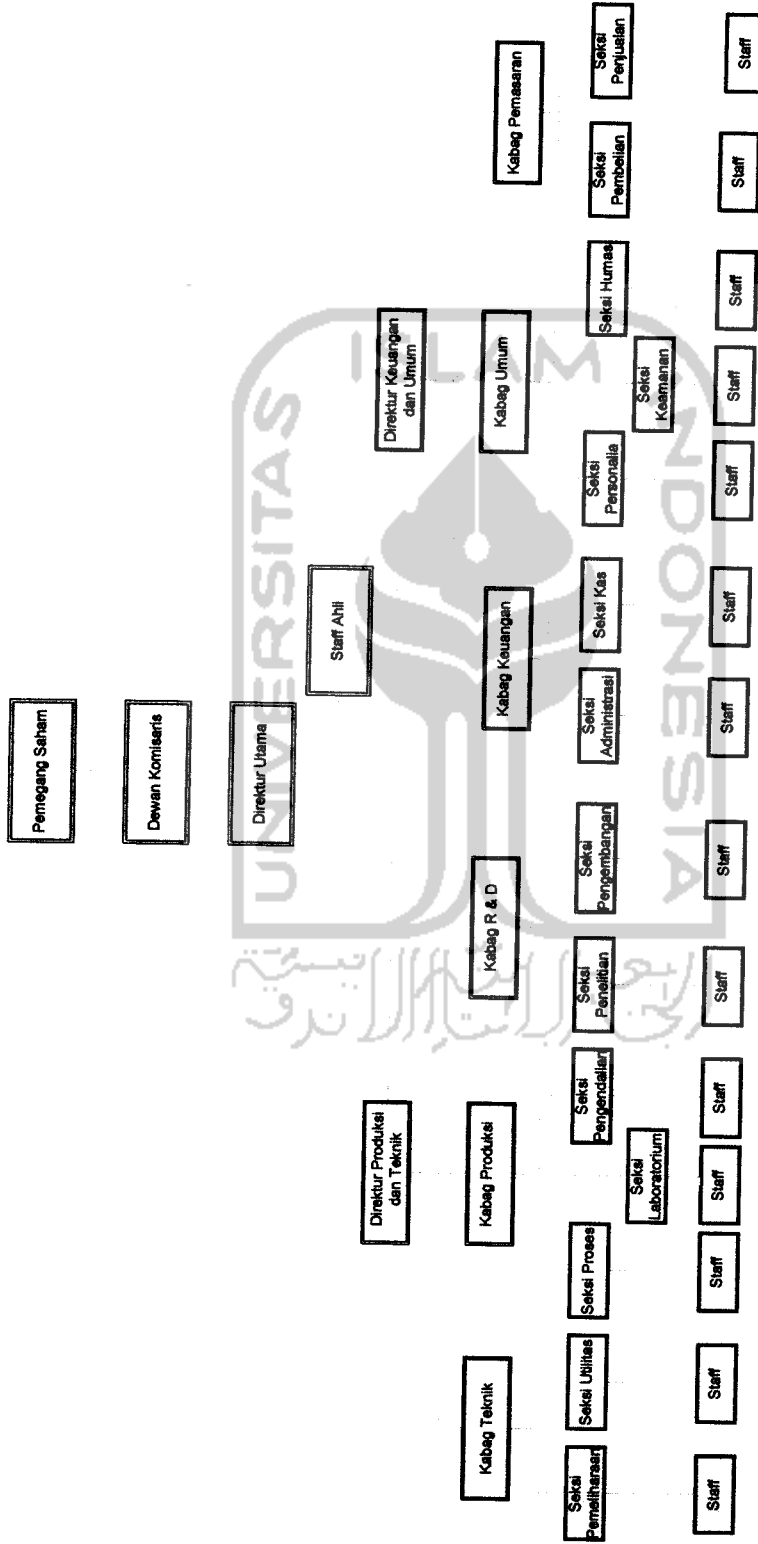
1. Persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain lebih jelas.

2. Penempatan pegawai lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan lebih terarah.
4. Turut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 4.3



STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 4.3. Struktur Organisasi Perusahaan

4.8.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah Rapat Umum Pemegang Saham yang biasanya dilakukan setahun sekali. Pada rapat tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

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

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris diangkat pemegang saham dalam Rapat Umum. Dewan komisaris yang dipimpin komisaris utama merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris:

1. Menilai dan menyetujui rencana dewan direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas dewan direksi.
3. Membantu dewan direksi dalam hal-hal yang penting.
4. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

3. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direksi yang terdiri direktur utama, direktur produksi dan direktur keuangan dan umum minimal lulusan sarjana yang telah berpengalaman dibidangnya.

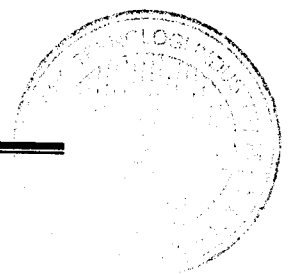
Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum. Tugas masing-masing direktur adalah sebagai berikut:

Tugas direktur utama antara lain:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pada Rapat Umum Pemegang Saham.
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur produksi antara lain:

- Bertanggung jawab pada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepada bagian yang menjadi bawahannya.



Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

- Bertanggungjawab pada direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staff ahli:

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

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bidang tersebut.

Kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi:

a. Seksi proses

Tugas seksi Proses:

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

b. Seksi pengendalian

Tugas seksi pengendalian:

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

c. Seksi pengembangan proses

d. Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan produk
- Membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian teknik membawahi :

A. Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan:

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

B. Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas:

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

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pemasaran membawahi:

a. Seksi perencanaan

Tugas seksi perencanaan:

- Merencanakan besarnya produksi yang akan dicapai pabrik
- Merencanakan kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli

b. Seksi pembelian

Tugas seksi pembelian:

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

c. Seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran:

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

4. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi:

a. Seksi administrasi

Tugas seksi administrasi:

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan.

b. Seksi kas

Tugas seksi kas:

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran tentang keuntungan masa depan
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi:

A. Seksi personalia

Tugas seksi personalia :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerjaan serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dan menciptakan kondisi kerja tenang dan dinamis
- Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

B. Seksi humas

Tugas seksi humas :

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

C. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik dan perusahaan

- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

D. Seksi komunikasi

Tugas seksi komunikasi :

- Menyelenggarakan semua sistem komunikasi di area pabrik
- Menjalin hubungan dengan penyelenggara telekomunikasi pihak lain

6. Kepala Seksi

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

4.8. 4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik ethanol ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja

2. Karyawan harian

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

3. Karyawan borongan

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

Tabel 4.6. Gaji Karyawan Pabrik per Bulan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan
1	Direktur Utama	1	50.000.000
2	Direktur	2	35.000.000
3	Ka Bagian	6	10.000.000
4	Ka Seksi	12	8.500.000
5	Ka Shift	26	4.000.000
6	Pegawai Staff I	12	3.000.000
7	Pegawai Staff II	10	2.500.000
8	Operator	70	1.750.000
9	Security	20	1.200.000
10	Cleaning Service	8	500.000
Total		167	116.450.000

4.8.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ethanol direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down, sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua bagian yaitu:

4.8.6 Karyawan non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur,

staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, dan bagian administrasi. Karyawan non shift ini bekerja selama 34 jam kerja selama satu minggu dengan perincian:

Hari Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

Hari Jumat : Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30 – 13.30 (istirahat)

Pukul 13.30 – 16.00 (jam kerja)

4.8.7 Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan keamanan produksi. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Karyawan operasi

- Shift pagi : pukul 08.00 – 16.00
- Shift sore : pukul 16.00 – 24.00
- Shift malam : pukul 24.00 – 08.00

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Contoh jadwal dapat dilihat pada tabel 4.7.

Tabel 4.7. Jadwal Kerja untuk Setiap Regu

No	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	L	S	S
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan:

P = shift pagi
S = shift siang
M = shift malam
L = libur

4.8.8 Pembagian Jabatan

1. Direktur utama : Sarjana Teknik Kimia
2. Direktur teknik dan produksi : Sarjana Teknik Kimia
3. Direktur keuangan dan umum : Sarjana Ekonomi
4. Kepala bagian produksi : Sarjana Teknik Kimia
5. Kepala bagian teknik : Sarjana Teknik
6. Kepala bagian keuangan : Sarjana Ekonomi
7. Kepala bagian pemasaran : Sarjana Ekonomi
8. Kepala bagian umum : Sarjana Hukum
9. Kepala sifit : Diploma-3
10. Pegawai Staff : Diploma-3

11. Operator : Diploma-3
 12. Security : SLTA
 13. Cleaning Service : SLTP

4.8.9 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.

Tabel 4.8. Perincian Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur utama	1
2	Direktur teknik dan produksi	1
3	Direktur keuangan dan umum	1
4	Direktur research and development	1
5	Staff ahli	3
6	Sekretaris	3
7	Kepala bagian pemasaran	1
8	Kepala bagian keuangan	1
9	Kepala bagian teknik	1
10	Kepala bagian produksi	1
11	Kepala bagian umum	1
12	Kepala seksi humas	1
13	Kepala seksi keamanan	1
14	Kepala seksi pembelian	1
15	Kepala seksi pemasaran	1
16	Kepala seksi administrasi	1
17	Kepala seksi kas	1
18	Kepala seksi proses	1
19	Kepala seksi pengendalian	1
20	Kepala seksi laboratorium	1
21	Kepala seksi utilitas	1
22	Kepala seksi personalia	1
23	Karyawan personalia	4
24	Karyawan humas	2
25	Karyawan keamanan	6
26	Karyawan pembeli	4
27	Karyawan pemasaran	6

No	Jabatan	Jumlah
28	Karyawan administrasi	4
29	Karyawan kas	2
30	Karyawan pengendali	12
31	Karyawan laboratorium	12
32	Karyawan utilitas	12
33	Karyawan research and development	3
34	Karyawan proses	50
35	Kepala regu	12
36	Pesuruh dan cleaning service	6
37	Sopir	6
	Jumlah	167

4.8.10 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor untuk meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan social yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun

- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian kerja

- Pakaian diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

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

5. Asuransi

- Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK.

4.9. Analisa Ekonomi

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

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*

3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*

4. *Break Even Point*

5. *Shut Down Point*

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

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

4.9.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat seakrang adalah:

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

Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

N_x = nilai indeks tahun X

N_y = nilai indeks tahun Y

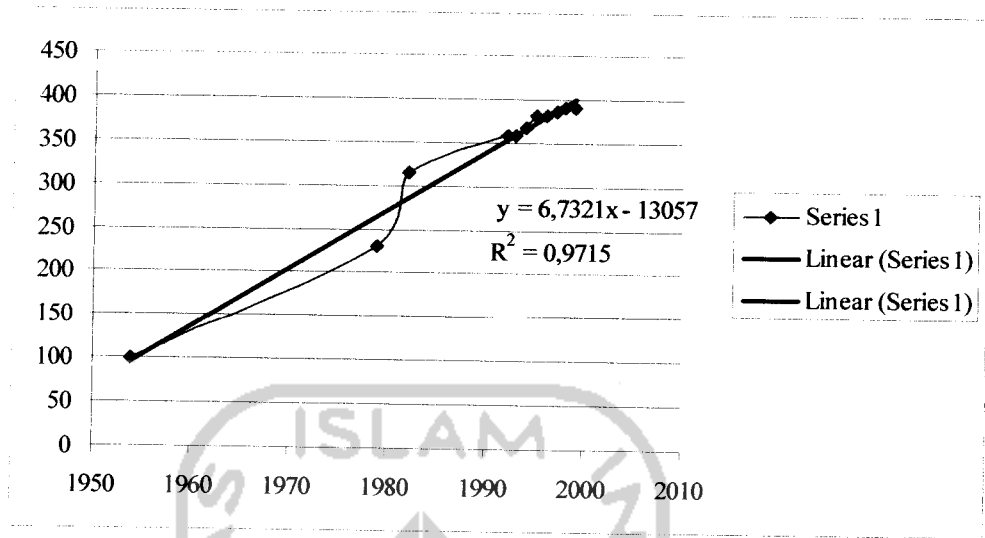
Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari Majalah "*Chemical Engineering*".

Table 4.9. Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
-1	-2	-3
1954	1	100
1979	2	230
1982	3	315
1992	4	358,2
1993	5	359
1994	6	368,1
1995	7	381,1
1996	8	381,7
1997	9	386,5
1998	10	389,5
1999	11	390,6
2003	12	427,3963
2010	13	474,521

(Sumber: majalah "*Chemical Engineering*", Juli 2001)

4.9.2 Das



4.9.3 Pe

4.9.3.1. C

Gambar 4.5. Grafik Index Harga

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

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

Dimana:

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari.

Ca = Kapasitas alat A.

Cb = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

4.9.3.2. M

A

ahan,

erkait:

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

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

4.9.3.3. General Expense

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

4.9.4 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.

4.9.4.1 Percent Return of Investment (ROI)

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

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

FCI = *Fixed Capital Investment*

4.9.4.2 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 *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

4.9.4.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

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

4.9.4.4 Break Even Point (BEP)

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

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

V_a = Annual Variabel Expense

S_a = Annual Sales Value Expense

4.9.4.5 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*.

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

4.9.5 Hasil Perhitungan

4.9.5.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.10. Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Delivered Equipment	9,890,889.66	-
2	Equipment Instalation	-	5.773.114.475,70
3	Piping	-	6.675.163.612,53
4	Instrumentation	-	541.229.482,10
5	Insulation	-	902.049.136,83
6	Electrical	-	902.049.136,83
7	Buildings	-	22.500.000.000
8	Land and Yard Improvement		16.000.000.000
No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
9	Utilities		2.912.909.501,86
	Physical Plant Cost	18,411,238.11	68.075.582.935,69
10	Engineering and Construction	3,682,274.62	13.615.116.587,14
	Direct Plant Cost	22,093,485.74	81.690.699.522,60

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
11	Contractor's Fee	1,546,544	5.718.348.966,60
12	Contingency	3,314,022.86	12.253.604.928,42
	Fixed Capital	26,954,052.60	99.662.653.417.85

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 10.000,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= Rp. 369.203.179.395,53 + Rp. 226.027.125.785,75

= Rp. 595.230.305.181,29

4.9.5.2 Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.11. Working Capital

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Raw Material Inventory	-	43.331.158.297,96
2	In Process Inventory	-	1.421.974.822,87
3	Product Inventory	-	9.776.076.907,21
4	Extended Credit	-	93.289.300.500
5	Available Cash	-	78.208.615.257,71
	Total Working Capital	-	226.027.125.785,75

Sehingga *Total Working Capital* :

= Rp. 369.203.179.395,53 + Rp. 226.027.125.785,75

= Rp. 595.230.305.181,29

4.9.5.3 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. *Manufacturing Cost*

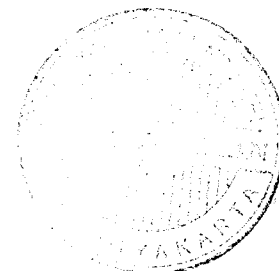
Tabel 4.12. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	-	(4)
1	<i>Raw Materials</i>	-	4000
2	<i>Labor Cost</i>	-	7.170.000.000
3	<i>Supervision</i>	-	717.000.000
4	<i>Maintenance</i>	-	22.152.190.763,73
5	<i>Plant Supplies</i>	-	3.322.828.614,56
6	<i>Royalties and Patents</i>	-	11.194.716.060
7	<i>Utilities</i>	-	218.398.684.275,19
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	-	739.598.160.991,08
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	1.075.500.000
2	<i>Laboratory</i>	-	717.000.000
3	<i>Plant Overhead</i>	-	3.585.000.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	-	145.531.308.780
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	-	150.908.808,780
1	<i>Depreciation</i>	-	36.920.317.939,55
2	<i>Property Taxes</i>	-	7.384.063.587,91
3	<i>Insurance</i>	-	3.692.031.793,96
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	-	47.996.413.321,42
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	-	938.503.383.092,50

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

$$= \text{Rp.} 739.598.160.991,08 + \text{Rp.} 150.908.808,780 + \text{Rp.} 47.996.413.321,42$$

$$= \text{Rp.} 938.503.383.092,50$$



B. General Expense

Tabel 4.13. General Expense

No (1)	Type of Expenses (2)	US \$ (3)	Rupiah (Rp) (4)
1	Administration	-	22.389.432.120
2	Sales	-	44.778.864.240
No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
3	Research	-	22.389.432.120
4	Finance	-	11.904.606.106,63
	General expense	-	101.462.334.583,63

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 1.039.965.717.676,12 \end{aligned}$$

4.9.5.4 Keuntungan (Profit)

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

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. } 1.119.471.606.000$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 1.039.965.717.676,12$$

Pajak keuntungan sebesar 50%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 79.505.888.323,88$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp. } 39.752.944.191,94$$

4.9.5.5 Analisa Kelayakan

1. Persent Return of Investment (ROI)

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

- ◆ ROI sebelum Pajak = 21,53 %
- ◆ ROI setelah Pajak = 10,77 %

2. Pay Out Time (POT)

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

- POT sebelum Pajak = 3,17 tahun
- POT setelah Pajak = 4,82 tahun

3. Break Even Point (BEP)

$$\text{Fixed Manufacturing Cost (Fa)} = \text{Rp. } 47.996.413.321,42$$

$$\text{Variabel Cost (Va)} = \text{Rp. } 851.767.450.392,79$$

$$\text{Regulated Cost (Ra)} = \text{Rp. } 139.126.535.961,92$$

$$\text{Penjualan Produk (Sa)} = \text{Rp. } 1.119.471.606.000$$

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

$$\text{BEP} = 52,74 \%$$

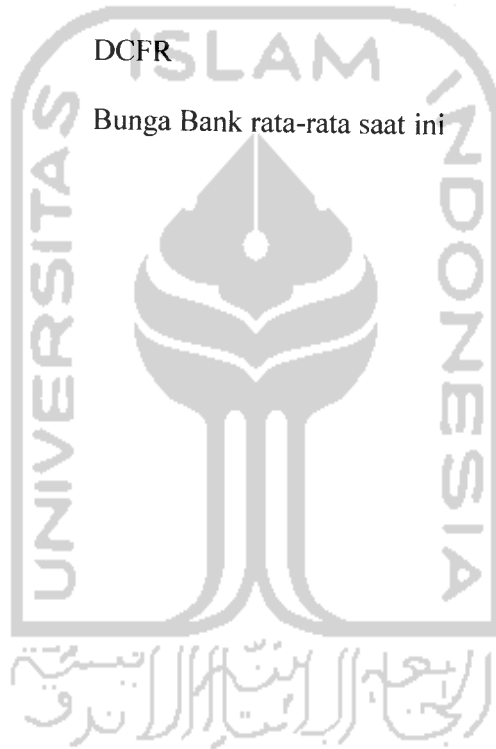
4. Shut Down Point (SDP)

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

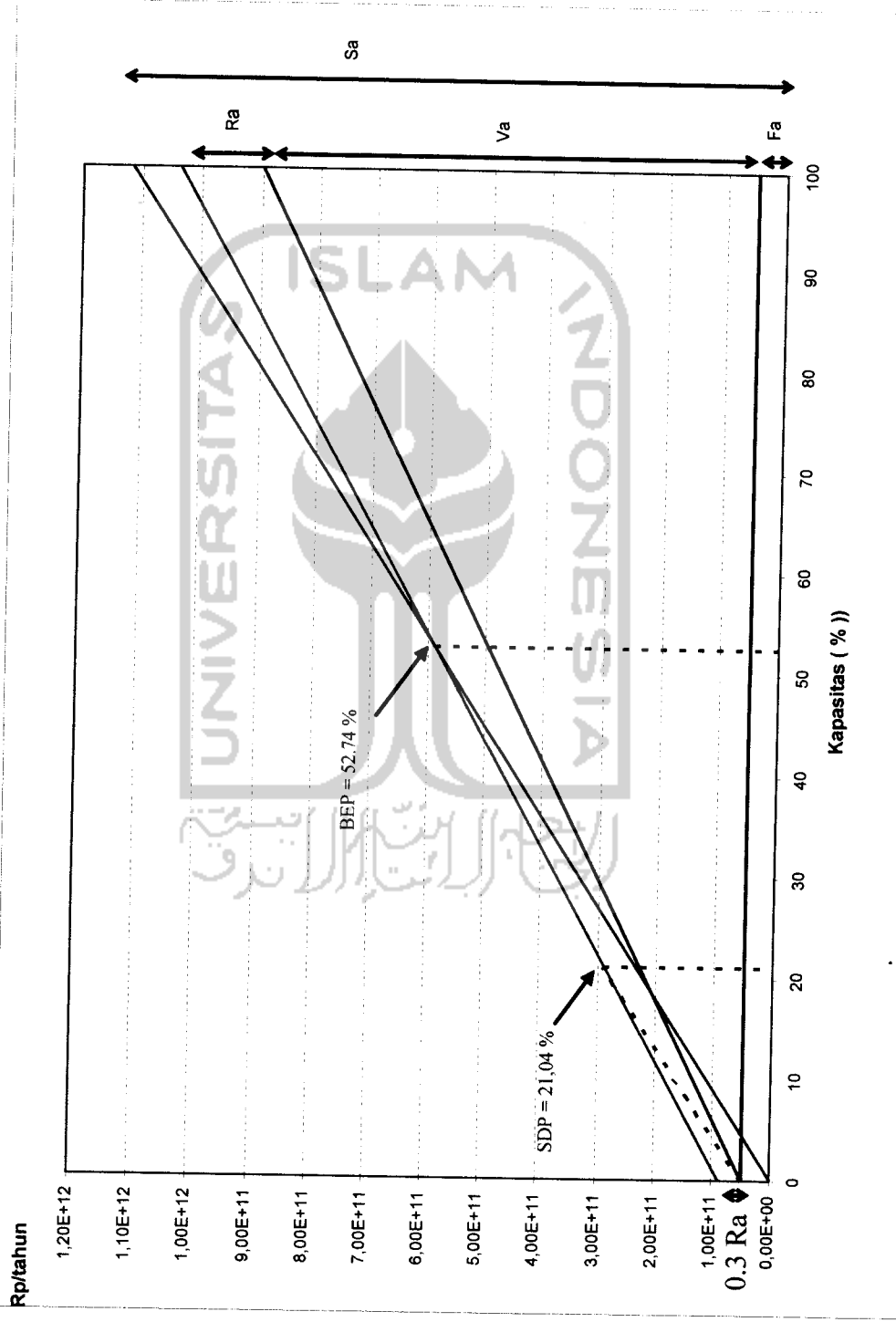
$$\text{SDP} = 21,04 \%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur Pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital (FC)	= Rp. 99.662.653.417,85
Working Capital (WC)	= Rp. 226.027.125.785,75
Cash Flow (CF)	= Rp. 88.577.868.205,12
Salvage Value (SV)	= Rp. 595.230.305.181,29
DCFR	= 23,99 %
Bunga Bank rata-rata saat ini	= 8 % sampai 10 %



Grafik BEP dan SDP



Gambar 4.6. Grafik BEP dan SDP

BAB V

KESIMPULAN

Pabrik Ethanol dari Etilen dan Air ini digolongkan pabrik beresiko rendah meskipun dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi tinggi, bahan baku dan produk tidak beracun dan tidak berbahaya. Hasil evaluasi ekonomi pabrik Ethanol pada kapasitas 45.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 5.1. Hasil evaluasi ekonomi

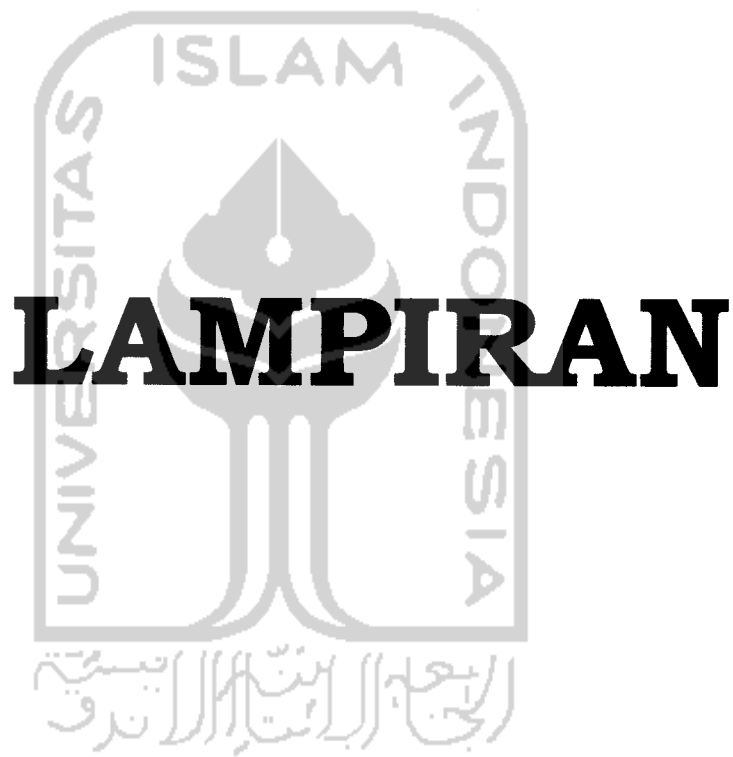
Parameter kelayakan	Hasil hitungan	Standart Kelayakan
Keuntungan (sebelum pajak)	Rp.79.505.888.323,88	
Keuntungan (setelah pajak)	Rp. 39.752.944.161,94	
ROI (sebelum pajak)	21,53 %	Minimum 11% (Aries Newton,1954)
ROI (setelah pajak)	11,77 %	
POT (sebelum pajak)	3,17 tahun	
POT (setelah pajak)	4,82 tahun	
BEP	52,74 %	40% - 60%
SDP	21,04 %	< BEP
DCFR	23,99 %	> bunga Bank (1,5 kali bunga bank)
Zakat	Rp. 9.938.236.040	2,5 % dari keuntungan setelah pajak

Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik Ethanol dari Etilen dan Air dengan kapasitas 45.000 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.
- Badan Pusat Statistik, "Data Ekspor Impor", Jakarta, Indonesia, 2004.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, 2nd ed., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering Design*, 6th ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A., et al, 1980, *Principles of Unit Operation*, second edition, John Wiley and Sons, New York.
- Garret, D. E., 1989, *Chemical Engineering Economics*, Van Nostrand Reinhold, New York.
- Hesse, W.L., Keyes, D. B. and Clark, R.L., 1975, *Industrial Chemical*, second second edition, John Willey, and Son, Inc., New York, London.
- Kern, D. Q., 1983, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1985, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Interscience Encyclopedia Inc., New York.
- Lange's, "Handbook of Chemistry", third edition, Mc. Graw-Hill Book Company.
- Levenspiel, O., 1962, *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, Vol 1,2,3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Marlin, T. E., *Process Control, Designing Process and Control Systems for Dynamic Performance*, McGraw-Hill. Inc, New York.

- Perry, J.H., and Chilton, C.H., 1973, *Chemical Engineer's Hand Book*, 5th ed., Mc.Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., 1968, *Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*, 3rd ed., Mc.Graw Hill Book Co.Inc., New York.
- Powell, S., *Water Conditions for Industry*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Rase, H. F., *Chemical Reactor Design for Process Plant, vol.1 and 2, principles and Techniques*, Willey Interscience publication, John Willey and Son, inc., New York, 1977.
- Reid, R.G, Pranstuite, R.M., and Poling, B.E., *The Properties of Gases and Liquid*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York, 1987.
- Smith J.M. and Van Ness H. C., *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*, 3rd edition, Mc. Graw Hill Kagokusha Ltd, Tokyo, 1975.
- Stephenson, R. M., *Introduction to Chemical Process Industries*, Reinhold Publishing Cooperation, Holland, 1966.
- Treyball, R. E., *Mass Transfer Operation*, International Student Edition, Kogakusha Company, Tokyo, 1955.
- www.Mache.com, " *Indecs of Material and Calculation*"



REAKTOR

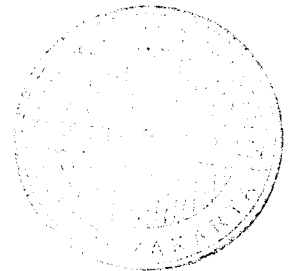
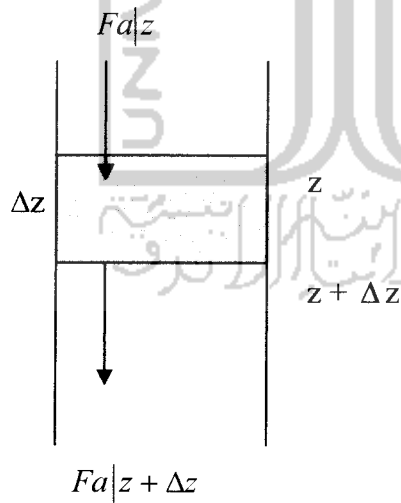
Tugas : Mereaksikan ethylene dengan steam membentuk ethanol

Type : Fixed Bed Multi Tube

PERSAMAAN DIFFERENSIAL

1. Neraca Massa pada Elemen Volume

Ditinjau untuk 1 pipa



Input – Output = Akumulasi

$$Fa \left| z - \left(Fa \left| z + \Delta z + (-r\Lambda)\Delta v \cdot \rho B \right. \right) = 0 \right.$$

$$Fa \left| z - Fa \left| z + \Delta z - (-r\Lambda)\Delta V \cdot \rho B \right. \right) = 0 \left. \right.$$

$$Fa \left| z - Fa \left| z + \Delta z = (-r\Lambda)\Delta V \cdot \rho B \right. \right.$$

$$\Delta V = \frac{\pi \cdot Di^2}{4} \cdot \rho B \cdot \Delta z$$

$$Fa \left| z - Fa \left| z + \Delta z = \frac{(-r\Lambda)\pi \cdot Di^2 \cdot \rho B \cdot \Delta z}{4} \right. \right.$$

$$Fa \left| z - Fa \left| z + \Delta z = \frac{(-r\Lambda)\pi Di^2 \cdot \rho B}{4} \right. \right.$$

$$-\frac{\Delta F\Lambda}{\Delta z} = \frac{(-r\Lambda)\pi \cdot Di^2 \cdot \rho B}{4}$$

$$F\Lambda = F\Lambda_0(1 - X\Lambda)$$

$$\Delta F\Lambda = -F\Lambda_0 \cdot \Delta X_\Lambda$$

$$F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B}{4}$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B}{4 F_{A0}}$$

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_B}{4 \cdot F_{A0}}$$

dimana :

dX_A/dz = perubahan konversi per satuan panjang

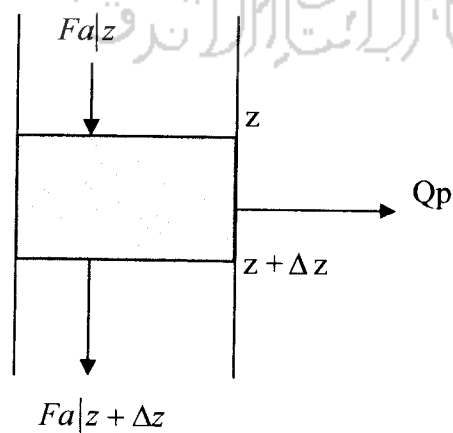
$(-r_A)$ = kecepatan reaksi kimia

D_i = diameter dalam pipa

F_{A0} = kecepatan molar A mula-mula

ρ_B = densitas bulk, gr/cm^3

2. Neraca Panas pada Elemen Volume



Input – Output = Akumulasi

$$\left(\sum m.cp \right) (T|_z - T_o) - \left[\sum m.cp \left(T|_{z+\Delta z} - T_o \right) \right] + \Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \Delta X_A + U \cdot A (T - T_s)$$

$$\sum m.cp (T|_z - T_o) - \sum m.cp (T|_{z+\Delta z} - T_o) = \Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \Delta X_A + U \cdot A (T - T_s)$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot \Delta z$$

maka :

$$\sum m.cp (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$\frac{(T|_z - T|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

$$-\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$-\frac{dT}{dz} = \frac{\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{dX_A}{dz} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta HR_T \cdot F_{AO} \cdot \frac{dX_A}{dz} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m.cp}$$

dimana:

dT/dz : perubahan suhu per satuan panjang

ΔHR_T : panas reaksi

U : overall heat transfer

Do : diameter luar pipa

Ts : suhu pendingin

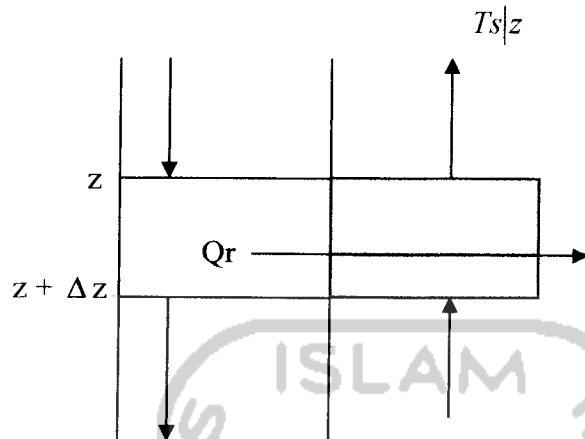
$\sum m.c_p$: kapasitas panas campuran

3. Neraca Panas pada Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A. Sifat-sifat fisis Dowtherm A:

- ❖ Tidak bereaksi kimiawi dengan logam
- ❖ Tidak beracun
- ❖ Stabil pada suhu 200 – 750 °F
- ❖ $C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T$, cal/gr.⁰K
- ❖ $\rho = 1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T$, gr/cm³
- ❖ $\mu = 35,5898 - 0,04212 T$, gr/cm.jam
- ❖ $k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T$, cal/jam.cm.⁰K

Aliran pendingin dalam reaktor berlawanan arah dengan aliran gas.



Input - Output = Akumulasi

$$\left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_o) + U.A(T - T_s) - \left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_z - T_o) = 0$$

$$\left(\sum m.cP\right)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = -U.A(T - T_s)$$

$$A = \pi . D_o . \Delta z$$

$$\left(\sum m.cP\right)p(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = -U . \pi . D_o . \Delta z (T - T_s)$$

$$\frac{(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{U . \pi . D_o . (T - T_s)}{(m.cP)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{-U . \pi . D_o . (T - T_s)}{(m.cP)p}$$

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{-U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot cP) p}$$

dimana:

dT_s/dz : perubahan suhu pendingin per satuan panjang

$(\Sigma m \cdot cP) p$: kapasitas panas pendingin

4. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) dipakai rumus 11.6, 11.7, 11.8, B (Rase, hal. 492)

sehingga :

$$\frac{gc \cdot dp}{Vs \cdot dz} = 150 \cdot \frac{(1-E)^2}{E^3} \cdot \frac{\mu}{Dp^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-E)}{E^3} \cdot \frac{G}{Dp}$$

$$fk = 1,75 + 150 \left(\frac{1-E}{Dp \cdot G / \mu} \right)$$

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{fk \cdot Gt^2}{Dp \cdot RM \cdot gc} \left(\frac{1-E}{E^3} \right)$$

dimana:

Gt : kecepatan aliran massa gas dalam pipa, $gr/cm^2 \cdot jam$

Dp : diameter partikel katalisator, cm

Gc : gaya gravitasi, cm/jam

E : porositas tumbukan katalisator

μ : viskositas gas, gr/cm.jam

5. Katalisator

Jenis : Asam Phospat dengan Silika Gel

Bentuk : silinder

Ukuran D : $5/32$ in = 0,3969 cm

L : $5/32$ in = 0,3969 cm

Bulk density : 200 kg/cm³ = 0,2 gr/cm³

Bila dinyatakan dalam diameter ekuivalen : yaitu diameter bola yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka:

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot (0,3969)^2 \cdot (0,3969) \\ &= 0,0491 \text{ cm}^3\end{aligned}$$

$$V_b = \frac{\pi}{6} \cdot (D_p)^3$$

$$0,0491 = \frac{\pi}{6} \cdot (D_p)^3$$

$$D_p = \left(\frac{6 \cdot 0,0491}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$= 0,4543 \text{ cm}$$

6. Pemilihan Pipa

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karena reaksinya eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar perpindahan panasnya besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu : hw/h , telah diteliti oleh Colburn's (Smith, Chemical Kinetics Engineering, hal 571) yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana:

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalisator

D_t : diameter tube

sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,4543 \text{ cm}$$

$$D_t = \left(\frac{0,4543}{0,15} \right)$$

$$= 3,0289 \text{ cm}$$

$$= 1,1925 \text{ inch}$$

dari hasil perhitungan tersebut maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik. (Kern)

Dari tabel 11 Kern, Process Heat Transfer, hal 844 dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut:

nominal pipe side	= 1,5 inch
out side diameter	= 4,826 cm
inside diameter	= 4,0894 cm
flow area per pipe	= 2,04 inch
surface per lin.ft	= 0,422 ft ² /ft
surface luar	= 0,498 ft ² /ft
sc number	= 40

7. Mencari UD (Design Overall Coefficient)

hi untuk aliran turbulen dalam pipa dapat dihitung dengan rumus 6-2 Kern, Process Heat Transfer, hal 103 :

$$h_i = 0,027 \cdot \frac{k}{D_i} \cdot (RE)^{0,8} (PR)^{1/3}$$

$$RE = \frac{GT \cdot DP}{\mu_R} \quad ; \quad PR = \frac{C_{pm} \cdot \mu_R}{k}$$

dimana :

k: konduktivitas campuran gas, cal/j.m.k

$$k: \frac{\sum y_i \cdot k_i (B_{Mi})^{1/3}}{\sum y_i \cdot (B_{Mi})^{1/3}} \quad (\text{perry, 5-ed.3-249})$$

keterangan:

B_{Mi} : berat molekul gas

y_i : fraksi mol

Re : bilangan Reynold

D_p : diameter partikel katalisator, cm

GT : kecepatan massa campuran gas, gr/jam²

μ_R : viskositas campuran gas, gr/dt.cm

$$: \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot (B_{Mi})^{1/2}}{\sum y_i \cdot (B_{Mi})^{1/2}} \quad (\text{perry,5-ed. 3-249})$$

PR : prandtl number

C_p : kapasitas panas campuran gas, ml/g.mol.⁰K

$$: \sum C_{pi} \cdot y_i$$

μ_p : viskositas pendingin, gr/dt.cm

K_p : konduktivitas pendingin, cal/j.m.⁰K

ID : diameter dalam pipa,cm

Dari perhitungan sebelumnya untuk perbandingan D_p/D_t = 0,15 maka h_w/h_i = 7,8. harga ini dari data hasil penelitian Colburn's (Smith, Chemical Engineering Kinetics, hal 511) sehingga:

$$h_i \text{ katalisator} = 7,8 \cdot h_i \text{ (tanpa katalisator)}$$

Harga ho dapat dihitung dengan persamaan:

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{D_e} (REs)^{0,55} (PRs)^{1/3}$$

dimana:

K_p : konduktivitas pendingin Dowtherm A. cal/j.m.⁰K

D_e : diameter shell, cm

REs : bilangan Reynolds = $\frac{D_e \cdot G_s}{\nu_p}$

PRs : bilangan Prandtl = $\frac{C_{pp} \cdot \mu_p}{K_p}$

$$D_e = \frac{4 \cdot (P_{tc}^2 - \pi \cdot OD^2) / 4}{\pi \cdot OD}$$

$$A_{si} = \frac{ID \cdot CL \cdot B}{P_{tc}} \quad CL = P_{tc} - OD$$

$$B = 0,25 \times ID$$

$$P_{tc} = 1,25 \times OD$$

$$G_s = \frac{m_s}{A_{si}}$$

dimana:

Cl : Clearance antar tube, cm

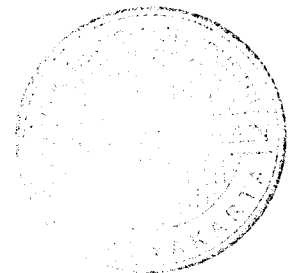
B : Baffle spacing, cm

A_{si} : Flow area shell, cm²

m_s : Weight flow pendingin

G_s : Kecepatan massa dalam shell. G/j.cm²

P_{tc} : pitch



8. UC (Koefisien Overall pada Pipa Bersih)

$$UC = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}, \text{ cal / j} \cdot ^\circ \text{K} \cdot \text{cm}^2$$

$$\text{dengan } h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD}$$

9. Dirty Factor/Fouling Factor (Rd)

Dari Kern, Process Heat Transfer, hal 845 diperoleh

Untuk uap organic, $R_d : 0,0005$

Untuk cairan organic, $R_d : 0,001$

$$\begin{aligned} R_d \text{ total} &= 0,0005 + 0,001 = 0,0015 \text{ ft}^2 \text{ j} \cdot ^\circ \text{F} / \text{Btu} \\ &= 0,00307 \text{ J cm}^2 \cdot ^\circ \text{K} / \text{cal} \end{aligned}$$

sehingga:

$$\begin{aligned} UD &= \frac{UC}{R_d(UC + 1)}, \text{ cal / jcm}^2 \cdot ^\circ \text{K} \\ &= 1 / (0,00307 + 1) \\ &= 0,9969 \text{ cal / jcm}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

10. Menghitung Jumlah Pipa

Dari fig 2.22 Brown "Unit Operation" hal 213 berdasarkan perbandingan

D_p/D_t didapat porositas (E) = 0,36

$$\text{Faktor Sphericity } (Y) = \frac{\text{luas permukaan bola dengan volume partikel}}{\text{luas permukaan partikel}}$$

$$Y = \frac{\pi \cdot Dp^2}{\left[\pi \cdot D \cdot L + \left(2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) \right]}$$

$$= \frac{3,14 \cdot (0,4543^2)}{\left[3,14 \cdot 0,3969 \cdot 0,3969 + 2 \cdot (3,14/4) \cdot (0,3969^2) \right]}$$

$$= 0,7968$$

dari fig 219 Brown hal 211 didapat $F_{RE} = 50,8$

maka

$$Re = \frac{F_{RE} \cdot GT \cdot DP}{\mu} \quad ; \mu_{camp} = 5,11947 \cdot 10^{-4} \text{ gr/dt.cm}$$

$$\text{luas penampang pipa } (A_0) = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$$

$$= 3,14/4 \cdot (4,0894)^2 = 13,1277 \text{ cm}^2$$

$Re = 3100 \rightarrow$ aliran turbulen ($Re \gg \gg$)

$$GT = (6000 \times \mu) / Dp$$

$$= 6000 \times (0,000661 / 4,0894) = 0,9699 \text{ gr/dt.cm}^2$$

kecepatan umpan gas (G)

$$G = \frac{26640,6993 \times 1000}{3600} = 7400,1942 \text{ gr/dt}$$

$$At = G/Gt$$

$$= 7400,1942 / 0,7511 = 9852,0427 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa maksimum

$$N_{t_{max}} = At/A_0 = 9149,3110 / 13,1277 = 750,4777 \approx 750 \text{ pipa}$$

CLS

```
PRINT TAB(5); "===== "  
PRINT TAB(5); " Perhitungan Reaktor Fixed Bed Multitube "  
PRINT TAB(5); "    Oleh : Gatot & Sari "  
PRINT TAB(5); "    NIM = 02521238 & 02521258 "  
PRINT TAB(5); "----- "
```

$\phi = 3.14159$; $R = .082057$; $\text{m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} / \text{k}$

'Spesifikasi reaktor

REM Bagian Tube

$ID = 1.61 * .0254$; $OD = 1.9 * .0254$; m

$Pt = 1.25 * OD$; $Cl = Pt - OD$

$Nt = 300$; $At = Nt * \phi * ID^2 / 4$

REM Bagian Shell

$IDs = ((4 * .866 * Nt * Pt^2) / \phi)^{.5}$; $Bs = IDs * .25$

$ASs = IDs * Cl * Bs / Pt$

$Des = 4 * (.5 * .866 * Pt^2 - (.5 * \phi * (OD^2) / 4)) / .5 / \phi / OD$

'Kondisi Masuk Reaktor

$Tf = 523$; $Pf = 68$; $Tpf = 520$

$Tp0f = ((Tpf - 273) * 1.8) + 32$; F

' Katalisator

$Dpar = .3969$; $\text{pore} = .4$; $Rhob = 200$

'Umpan Reaktor, kmol/jam

$F10 = 533.6889$; 'etilen

$F20 = 444.7407$; 'air

$F30 = 1.2036$; 'etana

$F40 = 0$; 'etanol

$Ftot0 = F10 + F20 + F30 + F40$

'Berat Molekul, kg/kmol

$BM(1) = 28$; $BM(2) = 18$; $BM(3) = 30$;

$BM(4) = 46$

'Umpan Reaktor, kg/jam

$W10 = F10 * BM(1)$; $W20 = F20 * BM(2)$; $W30 = F30 * BM(3)$;

$W40 = F40 * BM(4)$

$Wtot0 = W10 + W20 + W30 + W40$

$Gt = Wtot0 / At$; 'kg/jam/m^2

'Pendingin

$W_p = 180000$: 'kg/jam

$G_p = W_p / A_s$: 'kg/jam/m²

PRINT : PRINT

PRINT "Spesifikasi Reaktor Fixed Bed Multitubes"

PRINT "~~~~~"

PRINT "Diameter Luar Tube :"; TAB(25); OD; TAB(36); "meter"

PRINT "Diameter Dalam Tube :"; TAB(25); ID; TAB(36); "meter"

PRINT "Triangular Pitch :"; TAB(25); Pt; TAB(36); "meter"

PRINT "Clearance :"; TAB(25); Cl; TAB(36); "meter"

PRINT "Diameter Dalam Shell :"; TAB(25); IDs; TAB(36); "meter"

PRINT "Jarak Baffle :"; TAB(25); Bs; TAB(36); "meter"

PRINT "Jumlah Tube :"; TAB(25); Nt

PRINT : PRINT "Kondisi Masuk reaktor"

PRINT "~~~~~"

PRINT "Temperatur umpan ="; Tf; "K"

PRINT "Temperatur Pendingin Masuk ="; Tpf; "K"

PRINT "Tekanan ="; Pf; "Atm": PRINT

INPUT "Tekan Enter....."; ENT\$

PRINT STRING\$(60, "=")

PRINT "Komponen Kec.Alir(kg/jam) Kec.Alir(kmol/jam)"

PRINT STRING\$(60, "-")

PRINT USING "Etilen = #####.#####"; W10;

PRINT USING "###.#####"; F10

PRINT USING "Air = #####.#####"; W20;

PRINT USING "###.#####"; F20

PRINT USING "Etana = #####.#####"; W30;

PRINT USING "###.#####"; F30

PRINT USING "Etanol = #####.#####"; W40;

PRINT USING "###.#####"; F40

PRINT STRING\$(60, "-")

PRINT USING "Umpan Total = #####.#####"; Wtot0;

PRINT USING "###.#####"; Ftot0

PRINT STRING\$(60, "=")

INPUT "Tekan enter..."; ENT\$

'Fraksi Mol Gas Awal

$Y_{m10} = F_{10} / F_{tot0}$; $Y_{m20} = F_{20} / F_{tot0}$; $Y_{m30} = F_{30} / F_{tot0}$;

```

Ym40 = F40 / Ftot0
Ymcamp0 = Ym10 + Ym20 + Ym30 + Ym40

'Berat campuran Gas Awal,kg/kmol
BMcampa = Ym10 * BM(1) + Ym20 * BM(2) + Ym30 * BM(3)
BMcamp0 = BMcampa + Ym40 * BM(4)

'Densitas Campuran Gas Awal
Rhocamp0 = Pf * BMcamp0 / R / Tf

'Vb&Tb
'Vb(1) = 37: Vb(2) = 59.2: Vb(3) = 14.8: Vb(4) = 96.2: Vb(5) = 51.8: Vb(6) =
'Tb(1) = 189: Tb(2) = 390.9: Tb(3) = 373: Tb(4) = 345.8: Tb(5) = 293.4: Tb(6)

'Viskositas Campuran Gas Awal,kg/m/jam
atasa = 0: bawaha = 0

Myu0(1) = .1206: Myu0(2) = .27936: Myu0(3) = .2646: Myu0(4) = .3852
atasa = atasa + Ym10 * Myu0(1) * BM(1) ^ .5 + Ym20 * Myu0(2) * BM(2) ^ .5
atasa = atasa + Ym30 * Myu0(3) * BM(3) ^ .5 + Ym40 * Myu0(4) * BM(4) ^ .5

bawaha = bawaha + Ym10 * BM(1) ^ .5 + Ym20 * BM(2) ^ .5 + Ym30 * BM(3) ^ .5
bawaha = bawaha + Ym40 * BM(4) ^ .5
Myucamp0 = atasa / bawaha

PRINT : PRINT
PRINT "BM Campuran   =", TAB(15); BMcamp0; TAB(26); "kg/kmol"
PRINT "Densitas      =", TAB(15); Rhocamp0; TAB(26); "kg/m^3"
PRINT "Viskositas    =", TAB(15); Myucamp0; TAB(26); "kg/m/jam"
PRINT "Perbandingan Mol Etilen terhadap Air="; F10 / F20
PRINT : PRINT
PRINT STRING$(61, "=")
PRINT " z(m)  x1      T(K)  Tp(K)  P(atm)"
PRINT STRING$(61, "-")
A$ = "###.### #.#### ###.### ###.### ##.####"
z0 = 0: x10 = 0: T0 = Tf: Tp0 = Tpf: P0 = Pf: dz = .05

1000
z = z0: x1 = x10: T = T0: Tp = Tp0: P = P0
GOSUB 2000
iprint = I / 2
IF iprint = INT(iprint) THEN PRINT USING A$; z; x1; T; Tp; P

```

drop dalar
 drop dalar
 ENT\$
)
 Kec.Alir,ki
 = ###.#
 ###"; W1
 ###.####'
 ###"; W2
 = #
 ###"; W3
 = ###.###
 ###"; W4
 al = #
 ###"; Wtot
 ENT\$
 a gas
 ran gas
 mpuran g
 nversi x
 M(1)
 BM(2)
 M(3)
 BM(4)
 74
 / Ftot:
 gas ca
 + Ym2
 4 * B1
 / T

```

A1 = dx1dz * dz:
C1 = dtdz * dz: D1 = dtpdz * dz: E1 = dpdz * dz
z = z0 + dz / 2: x1 = x10 + A1 / 2:
T = T0 + C1 / 2: Tp = Tp0 + D1 / 2: P = P0 + E1 / 2
GOSUB 2000

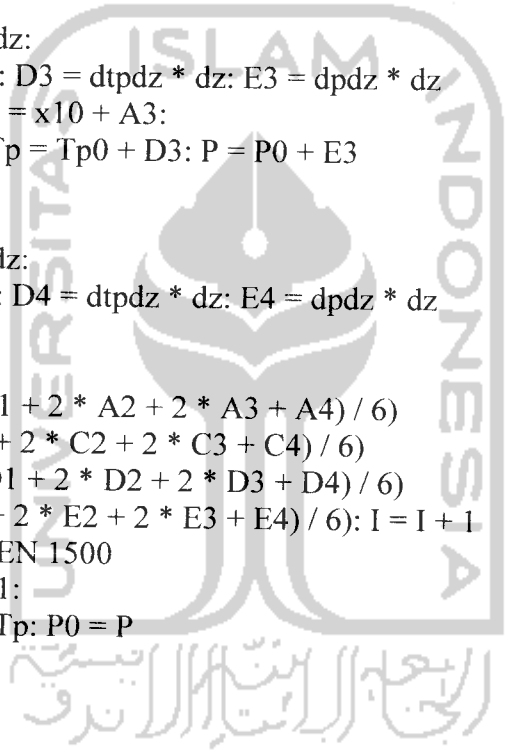
A2 = dx1dz * dz:
C2 = dtdz * dz: D2 = dtpdz * dz: E2 = dpdz * dz
z = z0 + dz / 2: x1 = x10 + A2 / 2:
T = T0 + C2 / 2: Tp = Tp0 + D2 / 2: P = P0 + E2 / 2
GOSUB 2000

A3 = dx1dz * dz:
C3 = dtdz * dz: D3 = dtpdz * dz: E3 = dpdz * dz
z = z0 + dz: x1 = x10 + A3:
T = T0 + C3: Tp = Tp0 + D3: P = P0 + E3
GOSUB 2000

A4 = dx1dz * dz:
C4 = dtdz * dz: D4 = dtpdz * dz: E4 = dpdz * dz
z = z0 + dz

x1 = x10 + ((A1 + 2 * A2 + 2 * A3 + A4) / 6)
T = T0 + ((C1 + 2 * C2 + 2 * C3 + C4) / 6)
Tp = Tp0 + ((D1 + 2 * D2 + 2 * D3 + D4) / 6)
P = P0 + ((E1 + 2 * E2 + 2 * E3 + E4) / 6): I = I + 1
IF x1 > .23 THEN 1500
z0 = z: x10 = x1:
T0 = T: Tp0 = Tp: P0 = P
GOTO 1000

1500
z = z0: x1 = x10: T = T0: Tp = Tp0: P = P0
PRINT USING A$; z; x1; T; Tp; P
PRINT STRING$(61, "=")
INPUT "Tekan enter....."; ENT$
PRINT : PRINT
PRINT "Kondisi Setelah Keluar reaktor:"
PRINT "~~~~~"
PRINT USING "suhu gas keluar reaktor      = ###.#### K"; T
PRINT USING "Suhu pendingin masuk reaktor  = ###.#### K"; Tp
PRINT USING "Konversi reaksi keluar reaktor = #.####"; x1
  
```



'Viskositas gas,kg/m/jam

atas1 = 0: bawah1 = 0

Myu(1) = .1206: Myu(2) = .27936: Myu(3) = .2646: Myu(4) = .3852

atas1 = atas1 + Ym1 * Myu(1) * BM(1) ^ .5 + Ym2 * Myu(2) * BM(2) ^ .5

atas1 = atas1 + Ym3 * Myu(3) * BM(3) ^ .5 + Ym4 * Myu(4) * BM(4) ^ .5

bawah1 = bawah1 + Ym1 * BM(1) ^ .5 + Ym2 * BM(2) ^ .5 + Ym3 * BM(3) ^ .5

bawah1 = bawah1 + Ym4 * BM(4) ^ .5

Myucamp = atas1 / bawah1

'Kapasitas panas gas,kkal/kmol/K

cpgcamp = 0: cpg2camp = 0: fcp = 0

cpg(1) = .2389 * (40.75 + .1147 * Tf - 6.891E-05 * (Tf ^ 2) + 1.766E-08 * (Tf ^ 3))

cpg(2) = .2389 * (33.46 + .00688 * Tf + 7.604E-06 * (Tf ^ 2) - 3.593E-09 * (Tf ^ 3))

cpg(3) = .2389 * (49.37 + .1392 * Tf - 5.816E-05 * (Tf ^ 2) + 7.28E-09 * (Tf ^ 3))

cpg(4) = .2389 * (61.34 + .1572 * Tf - 8.749E-05 * (Tf ^ 2) + 1.983E-08 * (Tf ^ 3))

nidji = Ym1 * cpg(1) + Ym2 * cpg(2) + Ym3 * cpg(3)

cpgcamp = nidji + Ym4 * cpg(4)

cpg2camp = cpg2camp + Ym1 * cpg(1) / BM(1) + Ym2 * cpg(2) / BM(2) +

Ym3cpg

cpg2camp = cpg2camp + Ym4 * cpg(4) / BM(4)

fcp = pcp + F1 * cpg(1) + F2 * cpg(2) + F3 * cpg(3) + F4 * cpg(4)

'Konduktivitas panas gas,kkal/jam/m/K

atas2 = 0: bawah2 = 0

K(1) = .2389 * Myu(1) * ((cpg(1) / .2389 / BM(1)) + 10.4 / BM(1))

K(2) = .2389 * Myu(2) * ((cpg(2) / .2389 / BM(2)) + 10.4 / BM(2))

K(3) = .2389 * Myu(3) * ((cpg(3) / .2389 / BM(3)) + 10.4 / BM(3))

K(4) = .2389 * Myu(4) * ((cpg(4) / .2389 / BM(4)) + 10.4 / BM(4))

atas2 = atas2 + K(1) * Ym1 * BM(1) ^ (1 / 2) + K(2) * Ym2 * BM(2) ^ (1 / 2)

atas2 = atas2 + K(3) * Ym3 * BM(3) ^ (1 / 2) + K(4) * Ym4 * BM(4) ^ (1 / 2)

bawah2 = bawah2 + Ym1 * BM(1) ^ (1 / 3) + Ym2 * BM(2) ^ (1 / 3) + Ym3 *

BM(3)

bawah2 = bawah2 + Ym4 * BM(4) ^ (1 / 3)

kcamp = atas2 / bawah2

'Viskositas,kapasitaspanas & konduktivitas pendingin,kg/m/jam

Myup = (35.5898 - .04212 * (Tp0f)) * 100 / 1000: 'kg/jam/m

cpp = (.11152 + .0003402# * Tp0f) * 100 / 1000: 'kkal/kg/K

kp = (1.512 - .0010387# * Tp0f) * 100 / 1000: 'kkal/jam/m/K

Tekan Enter.....?

Komponen	Kec.Alir(kg/jam)	Kec.Alir(kmol/jam)
Etilen		= %14943.2891 533.6889
Air		= 8005.3325 444.7407
Etana		= 36.1080 1.2036
Etanol		= 0.0000 0.0000
Umpan Total		= %22984.7305 979.6332

Tekan enter...?

z(m)	x1	T(K)	Tp(K)	P(atm)
0.000	0.0000	523.000	520.000	68.0000
0.100	0.0050	524.528	519.837	68.0000
0.200	0.0100	525.968	519.362	68.0000
0.300	0.0151	527.323	518.593	68.0000
0.400	0.0202	528.600	517.546	67.9999
0.500	0.0254	529.802	516.238	67.9999
0.600	0.0306	530.935	514.685	67.9999
0.700	0.0358	532.001	512.900	67.9999
0.800	0.0410	533.006	510.897	67.9999
0.900	0.0463	533.952	508.688	67.9999
1.000	0.0516	534.843	506.286	67.9998
1.100	0.0570	535.682	503.702	67.9998
1.200	0.0623	536.473	500.946	67.9998
1.300	0.0677	537.217	498.028	67.9998
1.400	0.0731	537.919	494.958	67.9998
1.500	0.0786	538.579	491.745	67.9998
1.600	0.0840	539.202	488.397	67.9998
1.700	0.0895	539.788	484.921	67.9997
1.800	0.0950	540.340	481.326	67.9997
1.900	0.1005	540.860	477.618	67.9997
2.000	0.1060	541.350	473.803	67.9997
2.100	0.1116	541.811	469.888	67.9997
2.200	0.1171	542.246	465.879	67.9997
2.300	0.1227	542.655	461.781	67.9996
2.400	0.1283	543.041	457.599	67.9996
2.500	0.1338	543.404	453.339	67.9996
2.600	0.1394	543.746	449.004	67.9996

SPEKIFIKASI REAKTOR

1. Spesifikasi Tube:

Susunan pipa: triangular pitch

Nominal Pipe Size (IPS) : 1,5 in

Outside Diameter (OD) : 4,826 cm

Inside Diameter (ID) : 4,0894 cm

Sch No : 40

Surface per lin ft

Inside : 0,422 ft²/ft

Outside : 0,498 ft²/ft

Pitch : 6,0325 cm

Clearance : 1,2065 cm

2. Menghitung Tebal Shell

Dipilih material Carbon Steel SA – 285 Grade C karena cocok untuk tekanan tinggi. (table 13.1 Brownell 'n Young)

Tekanan desain reaktor

P = 1,1 atm

Allowable Stress (S) = 13750 psi

Efisiensi sambungan (e) = 0,8 (double welded butt join)

Faktor korosi (C) = 0,125 inch

Jari-jari tangki (ri) = 21,5944 inch

$$T_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$= \frac{1,1 \times 21.5944}{13750 \times 0,8 - 0,6 \times 19.404} + 0,125$$

$$= 0,163132961 \text{ inch}$$

Dipakai tebal shell standar 3/16 inch

3. Menghitung Tebal Head

Bentuk Head Eliptical, Dished Head 2 : 1 (Elipzoidal) karena cocok tekanan tinggi. Digunakan bahan carbon steel SA-285 grade C

Tekanan reaktor (P)	: 19.404 psi
Allowable Sambungan (e)	: 0,8 (double welded butt joint)
Faktor Korosi (C)	: 0,125 inch
Jari-jari Tangki (ri)	: 62,3631 inch

$$\text{Tebal head} : \frac{0,885P \cdot r_i}{F \cdot E - 0,1P} + C$$

$$: \frac{0,885 \times 19.404 \times 62,3631}{13750 \times 0,8 - 0,1 \times 19.404} + 0,125$$

$$: 0,00635 \text{ inch}$$

Dipakai tebal head standar 0,25 inch

4. Menentukan ukuran Bed Reaktor

$$\text{Diameter bed (D)} = 3,168 \text{ m}$$

$$\text{Panjang katalis (L)} = 4.150 \text{ m}$$

$$L/D = 2,97$$

Tinggi Bed

$$= (L/D) \times \text{diameter bed}$$

$$= 2,97 \cdot 3,168 = 9,41 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong pada bagian atas shell} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong pada bagian bawah shell} = 0,5 \text{ m}$$

Tinggi reaktor = panjang tube + 2 tinggi head

$$= 163.386 + (2 \times 14.4319) \text{ m}$$

$$= 4.8831 \text{ m}$$

Tinggi reaktor keseluruhan = tinggi reaktor + tinggi head + tinggi dishead

$$= (4.8831 + 0,8619 + 0,8619) \text{ m}$$

$$= 4.8831 \text{ m}$$

5. Menghitung Ukuran Pipa

a. Pipa pemasukan umpan reaktor

Bahan carbon steel

$$\text{Kecepatan umpan} = 37000,971 \text{ kg/jam} \times 2,2 \text{ lb/kg}$$

$$= 81402,1362 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{densitas umpan } (\rho v) &= \frac{P \cdot BMrata - rata}{RT} \\ &= \frac{68 \times 23,4625}{82,06 \times 523} \times 62,43 = 2,47 \text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BM_{avg} &= \frac{62530,0632}{96200,1971} (28) \times \frac{3126,5031}{96200,0971} (30) \times \frac{30543,5302}{96200,0971} (18) \\ &= 24,9747 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 (G/1000)^{0,45} \cdot \rho v^{-0,31} \\ &= 2,2 (211,6402)^{0,45} \cdot 2,47^{-0,31} \\ &= 18,5026 \text{ in} \end{aligned}$$

jadi digunakan pipa dengan ukuran = 20 in

b. Pipa Pengeluaran Hasil Reaktor

Bahan Carbon Steel

$$\text{Kecepatan hasil} = 211640,2136 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas umpan} &= \frac{P \cdot BMrata - rata}{RT} \\ &= \frac{67,93 \times 26,0787}{82,06 \times 578,6493} \times 62,43 = 2,33 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 (G/1000)^{0,45} \cdot \rho v^{-0,31} \\ &= 2,2 (211,6402)^{0,45} \cdot 2,33^{-0,31} = 18,8381 \text{ in} \end{aligned}$$

jadi digunakan pipa dengan ukuran = 20 in

6. Spesifikasi Baffle

Jenis : Segmental Baffle

Baffle Space : 0,25 x diameter shell

$$: 0,25 \times 109.6998 \text{ cm} = 79,2012 \text{ cm}$$

Jumlah Baffle : panjang katalis/baffle space

$$: 9,41 \text{ m} / 0,79 \text{ m} = 11,91$$

dipilih jumlah baffle : 12

7. Volume Reaktor

a. Volume Reaktor

$$\begin{aligned} V_h &= 0,000049 \cdot D_{\text{shell}}^3 \\ &= 0,000049 \times (1.0970 \text{ m})^3 \\ &= 0,0254 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

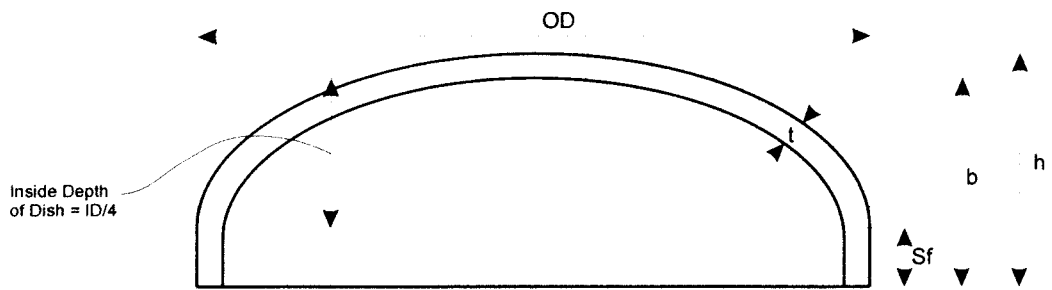
b. Volume Badan Reaktor

$$\begin{aligned} V_b &= \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{shell}}^2 \cdot L \\ &= \frac{3,14}{4} \times (1.0970 \text{ m})^2 \times 4.150 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 2,8345 \text{ m}^3$$

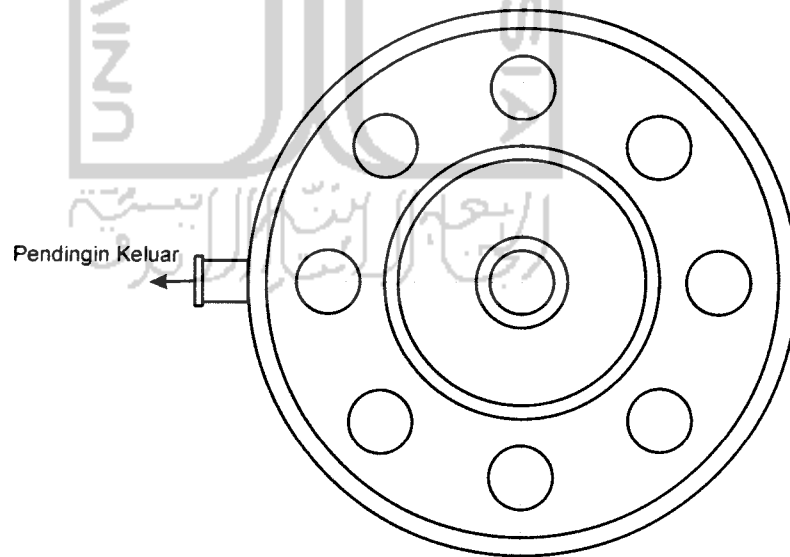
c. Volume Total Reaktor

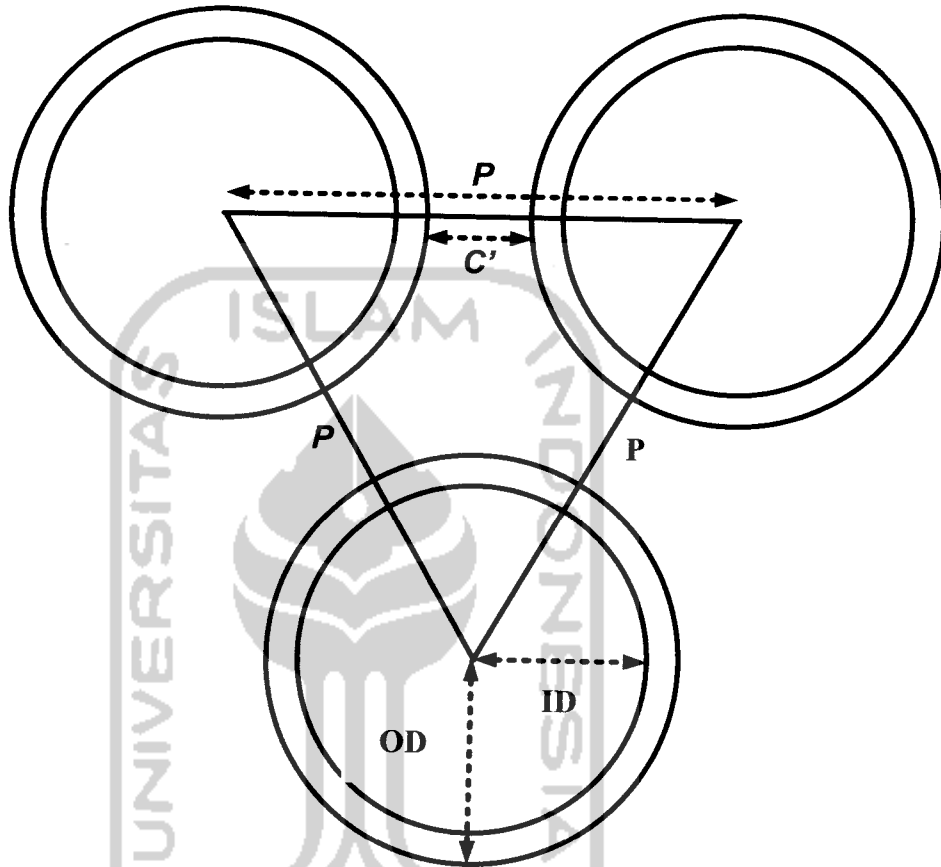
$$\begin{aligned} V &= 2 \cdot V_h + V_b \\ &= 2 (0,0254) + 2,8345 \\ &= 2,8853 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Gambar Head/Dished

Bentuk: elliptical/ellipzoidal
 Bahan: Carbon Steels SA-285 Grade C
 ID = Inside Diameter: 124.7262 in
 OD = Outside Diameter: 125.2262 in
 a = 0.5 ID = 62.3631 in
 Sf = Straight Flange = 2.25 in
 h = tinggi head = 33.9316 in
 b = h - Sf = 31.6818 in
 t = tebal head = 0.4251 in

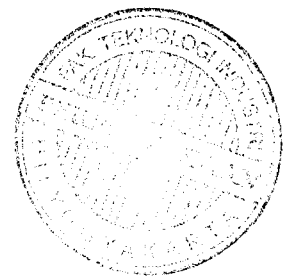


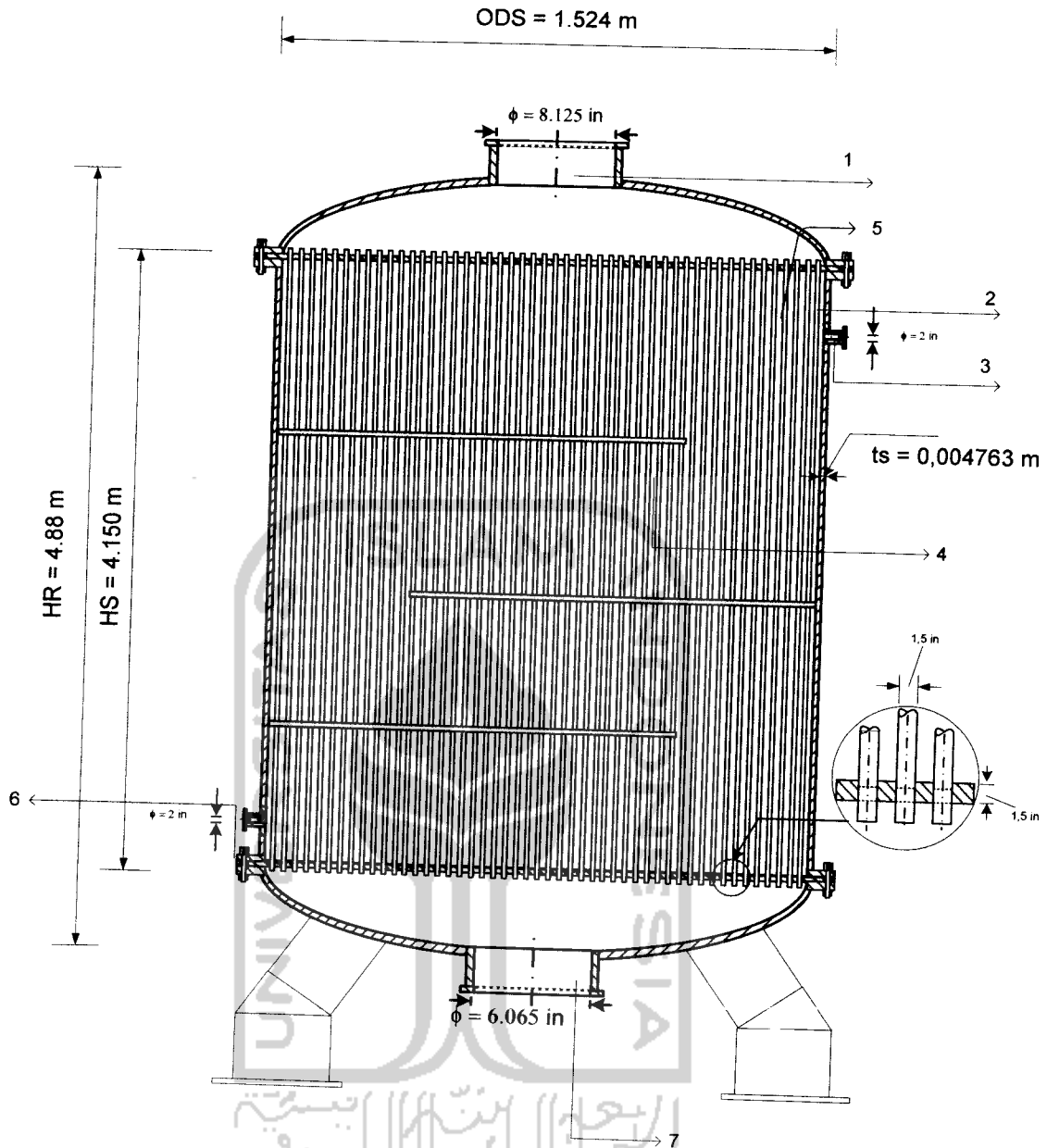


Gambar Susunan Pipa di Reaktor :

Keterangan :

P	: Pitch	(Jarak antar diameter)	= 6.0325	cm
Cl	: Clearance	(Jarak antar pipa)	= 1.2065	cm
ID	: Inside diameter	(Diameter dalam pipa)	= 4.0894	cm
OD	: Outside diameter	(Diameter luar pipa)	= 4.826	cm

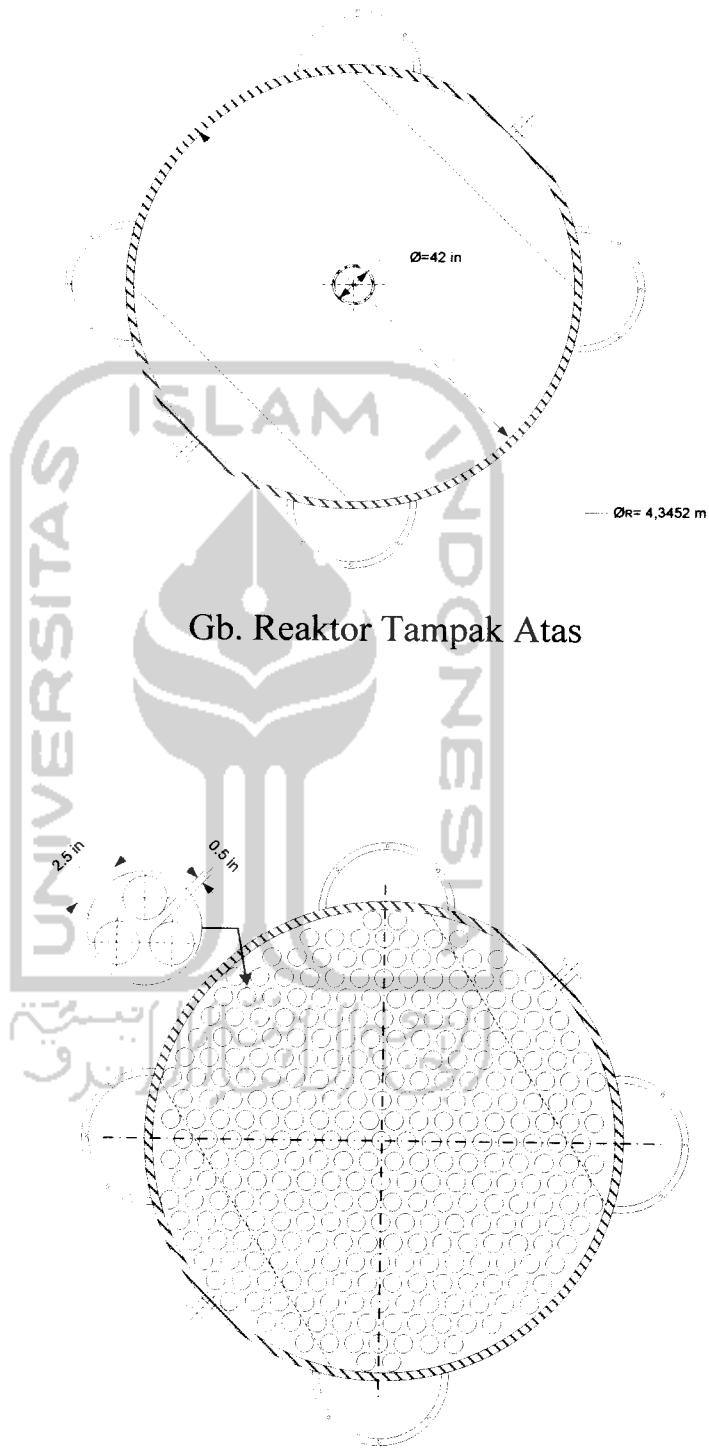




Gb. REAKTOR TAMPAK DEPAN

Keterangan Gambar Reaktor :

1. Pipa masuk umpan
2. Tube Reaktor
3. Pipa Pendingin keluar
4. Clearance
5. Pitch
6. Pipa Pendingin masuk
7. Pipa Gas reactor keluar



Gb. Reaktor Tampak Atas