

MILIK
PERPUSTAKAAN-FTI-UII
YOGYAKARTA

PRARANCANGAN

PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI ETHYLENE OXIDE

KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Strata Satu (S1)



No. Inv	1682/18/FTI.TK-UII/03
Tanggal	28 OCT 03
Asal	F. TEKNOLOGI INDUSTRI - UII
Harga	Rp 5000,-
PERPUSTAKAAN FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	

Oleh :

Dedik Febri Kurniawan (98 521 168)

Sari Andi Samosir (98 521 147)

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

2003

MILIK
PERPUSTAKAAN-FTI-UII
YOGYAKARTA

PRARANCANGAN

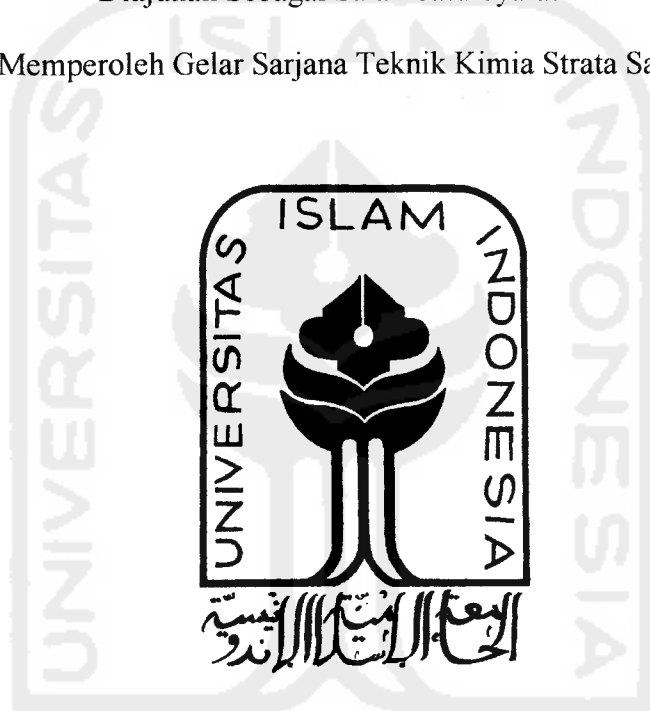
PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI ETHYLENE OXIDE

KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Strata Satu (S1)



Oleh :

Dedik Febri Kurniawan (98 521 168)

Sari Andi Samosir (98 521 147)

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2003



LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN

PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI ETHYLENE OXIDE

KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

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

Disusun Oleh :

Nama : Dedik Febri Kurniawan

No. Mahasiswa : 98521168

Nama : Sari Andi Samosir

No. Mahasiswa : 98521147

Telah disahkan dan disetujui oleh Dosen Pembimbing pada :

Hari : Sabtu

Tanggal : 09 Agustus 2003

Yogyakarta, 09 Agustus 2003

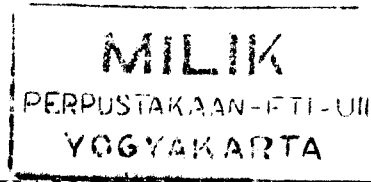
Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

(Ir. Asmanto Subagyo, MSc)

Pembimbing

(Prof. Ir. Wahyudi Budi S., S.U., Ph.D.)



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI
ETHYLENE OXIDE
KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN**

TUGAS AKHIR




Oleh :

Nama : Dedik Febri Kurniawan
No. Mahasiswa : 98521168
Nama : Sari Andi Samosir
No. Mahasiswa : 98521147

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

Yogyakarta, 1 Oktober 2003

Tim Penguji

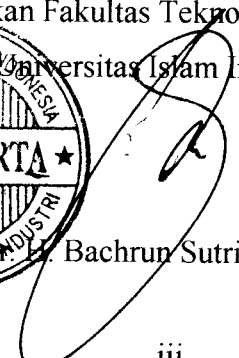
1. Prof. Ir. Wahyudi Budi S., SU., Phd ()
2. Dra. Kamariah Anwar ,MSc ()
3. Arif Hidayat ST ()

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknologi Industri



Universitas Islam Indonesia


Bachrun Sutrisno, MSc)

HALAMAN MOTTO

“ Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan, maka apabila kamu telah selesai (dari sesuatu urusan), Kerjakanlah dengan sungguh- sungguh (urusan) yang lain ”
(Q.S. Alam Nasrah : 6,7)

“ Dan jadikanlah sabar dan sholat sebagai penolongmu, dan sesungguhnya yang demikian itu cukup berat, kecuali bagi orang-orang yang Khusyu ”
(Q.S. Al-Baqoroh : 45)

“ ...Maka janganlah kamu mengikuti hawa nafsu, karena kamu ingin menyimpang dari kebenaran... ”
(Q.S. Ali Imran : 135)

“Sesungguhnya orang yang dirongganya tidak terdapat Al-Qur'an adalah seperti rumah yang rusak.”
(HR. Ahmad, Tarmidzi dan AL-Darmini)

“Sesungguhnya jika kamu bersyukur pasti akan kami tambahkan kenikmatan, dan jika kamu ingkar sesungguhnya azab-ku sangatlah pedih ”
(Q.S. 14:7)

“ Bekerjalah kau untuk kehidupan duniamu seakan-akan kau hidup selama-lamanya, dan bekerjalah kau untuk kehidupan akhirat seakan kau akan mati besok pagi ”
(Sabda Rasulullah)

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

أَلْحَمْدُ لِلَّهِ رَبِّ الْعَالَمِينَ

Alhamdulillahirobbil'alam, segala puji kita panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya berupa keimanan, kekuatan, kesabaran dan kelancaran serta keselamatan sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “ **PRARANCANGAN PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI ETHYLENE OXIDE KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN** “. Shalawat dan salam tercurah kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, beserta keluarganya, para sahabat dan pengikutnya. Dengan berkahnya kami mengharapkan syafa'at dan pertolongannya dalam menempuh kehidupan yang penuh dengan tantangan. Semoga Allah selalu memberikan hambanya jalan kemudahan.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dilaksanakan untuk mendapatkan gelar sarjana strata 1 (SI) di Teknik Kimia. Tugas akhir ini dimaksudkan untuk melatih mahasiswa dalam menyelesaikan persoalan – persoalan dibidang teknik kimia.

Dalam penyusunan tugas akhir ini kami banyak sekali mendapat bantuan dan dukungan dari berbagai pihak, maka pada kesempatan kali ini dengan segenap ketulusan hati kami menghaturkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. H. Bahrin Sutrisno, MSc., selaku Dekan FTI.
2. Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.

3. Bapak Prof. Ir. Wahyudi Budi Sediawan, S.U., Ph.D selaku Dosen pembimbing tugas akhir yang telah memberikan arahan dan masukan selama penyelesaian tugas akhir ini.
4. Dosen – dosen pengajar di Teknik Kimia FTI UII
5. Kedua Orang Tuaku tercinta dan saudara - saudaraku tersayang yang telah banyak memberikan dukungan materi, spiritual dan doanya.
6. Mas Ardi, dan mas aris yang sudah banyak membantu, tanpa kalian semua skripsi ini tidak dapat berjalan lancar.
7. Buat komputerku yang sering makasih banget ya.
8. Teman-temanku, Keluarga besar Green Park makasih, Herie, Irwan dan Ronald, Keluarga besar Blok P, Pak Hasan dan Bu Hasan Thank”s atas suaranya yang membuat aku engga” kesepian.aku doain deh semoga dikehidupan yang akan datang kalian semua diberikan kebaikan.
09. Khusus untuk angkatan Teknik Kimia/Teknik tekstil’ 98 dan 97 terima kasih buat kalian semua atas persahabatan yang pernah ada diantara kita, semoga menjadi kisah yang tak pernah terlupakan sepanjang masa.
10. Yogyakarta kota yang ku cintai kota yang begitu tenang dan damai terima kasih atas suasana yang terindah selama ini.
11. Semua pihak yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu baik langsung maupun tidak langsung ikut membantu dalam pembuatan tugas akhir ini.

Akhir kata semoga segala bantuan, bimbingan dan pengarahan yang telah diberikan kepada kami mendapat imbalan dari Allah SWT. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun sangat kami harapkan. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua, Amin.

وَالشُّكْرُ لِلَّهِ وَالصَّلَاةُ لِلرَّحْمَةِ وَالزَّكَاةُ لِلْبِرِّ وَالصَّوْمُ لِلْإِخْلَاقِ وَالْحَجُّ لِلتَّقْوَى



Yogyakarta, Agustus 2003

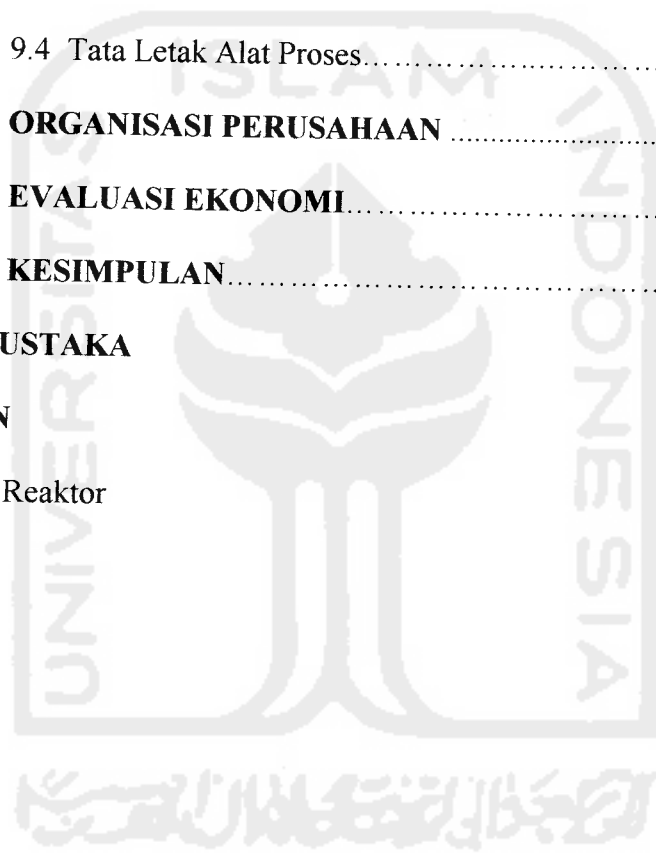
Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iii
MOTTO	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xiv
INTISARI	xv
BAB I PENDAHULUAN	
Latar Belakang	1
Tinjauan Pustaka	2
1. Proses Hidrolisis dari Ethylene Oxide.....	3
2. Proses Acetoxylation dari Ethylene	4
3. Proses Oxychloronation dari Ethylene	4
4. Dari Gas Sintesa	5
BAB II URAIAN PROSES	6

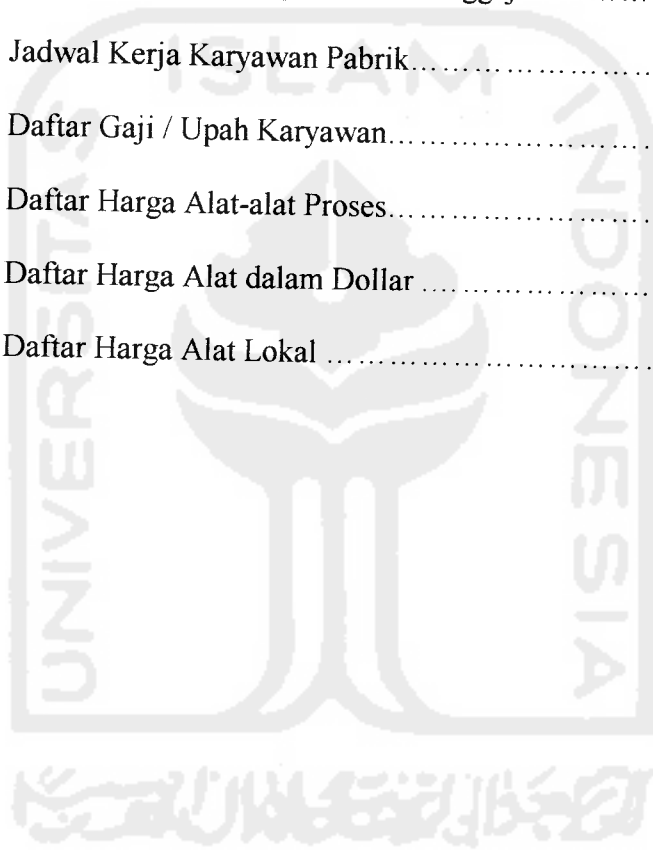
BAB III	SPESIFIKASI BAHAN	
	3.1 Bahan Baku.....	9
	3.2 Bahan Pembantu.....	10
	3.3 Bahan Hasil Produksi	11
BAB IV	DIAGRAM ALIR	
	4.1 Diagram Alir Kualitatif.....	14
	4.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	14
BAB V	NERACA MASSA	
	5.1 Neraca Massa Total.....	17
	5.2 Neraca Massa Tiap Alat.....	18
BAB VI	NERACA PANAS.....	21
BAB VII	SPESIFIKASI ALAT.....	25
BAB VIII	UTILITAS	
	8.1 Kebutuhan dan Pengadaan Air.....	53
	8.1.1 Unit Pengolahan Air.....	54
	8.2 Spesifikasi Alat – alat Utilitas.....	56
	8.2.1 Alat – alat Proses Utilitas.....	56
	8.2.2 Pengadaan Steam.....	65
	8.2.3 Pengadaan Udara Tekan.....	70
	8.3 Penyediaan Bahan Bakar dan Listrik.....	70
	8.3.1 Penyediaan Bahan Bakar.....	70
	8.3.2 Pengadaan Listrik.....	71

BAB IX	LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	
	9.1 Penentuan Lokasi Pabrik.....	75
	9.1.1 Faktor – faktor Utama.....	75
	9.1.2 Faktor – faktor Khusus.....	77
	9.2 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	79
	9.3 Tata Letak Pabrik.....	80
	9.4 Tata Letak Alat Proses.....	81
BAB X	ORGANISASI PERUSAHAAN	85
BAB XI	EVALUASI EKONOMI	93
BAB XII	KESIMPULAN	118
DAFTAR PUSTAKA		
LAMPIRAN		
	Reaktor	



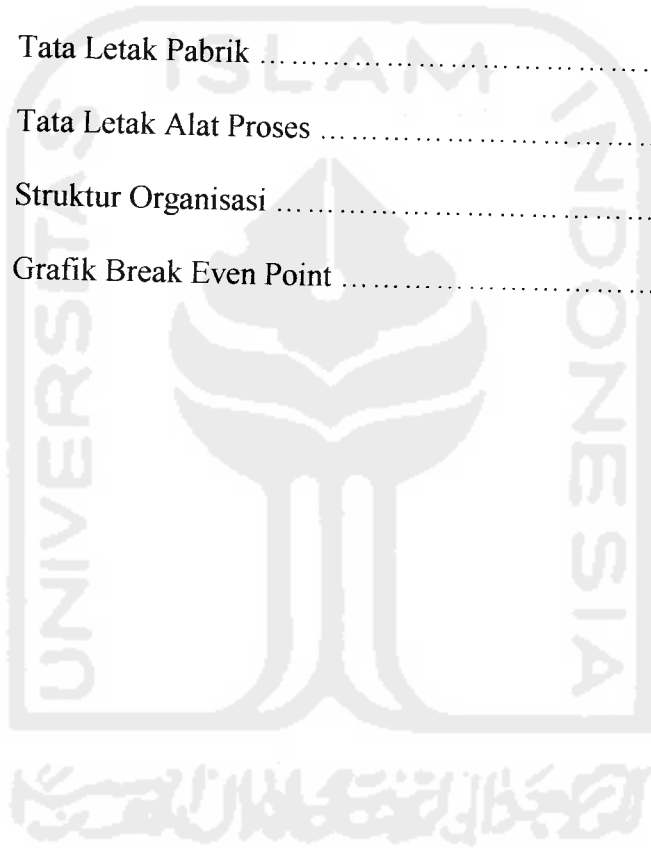
DAFTAR TABEL

Tabel 8.1	Pengadaan Listrik Alat Proses.....	71
Tabel 8.2	Pengadaan Listrik Alat Utilitas.....	72
Tabel 10.1	Perincian Jumlah Pegawai dan Penggajian.....	89
Tabel 10.2	Jadwal Kerja Karyawan Pabrik.....	90
Tabel 10.3	Daftar Gaji / Upah Karyawan.....	91
Tabel 11.1	Daftar Harga Alat-alat Proses.....	95
Tabel 11.2	Daftar Harga Alat dalam Dollar.....	100
Tabel 11.3	Daftar Harga Alat Lokal.....	100



DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1	Diagram Alir Kualitatif	15
Gambar 4.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	16
Gambar 8.1	Proses Pengolahan Air	74
Gambar 9.1	Tata Letak Pabrik	83
Gambar 9.2	Tata Letak Alat Proses	84
Gambar 10.1	Struktur Organisasi	92
Gambar 11.1	Grafik Break Even Point	117



INTISARI

Pabrik Ethylene Glycol merupakan industri setengah jadi. Ethylene Glycol banyak digunakan sebagai aditive minyak pelumas, automative anti freeze, bahan pembuatan serat ban, plasticizer. Mempunyai rumus molekul $C_2H_6O_2$ dengan berat molekul 62 dan dipasarkan dalam bentuk cair. Ethylene Glycol dibuat dengan proses hidrolisis yaitu dengan mereaksikan Ethylene Oxide dan air dengan menggunakan H_2SO_4 sebagai katalisator dalam reaktor alir tangki berpengaduk yang beroperasi pada tekanan 4 atm dan suhu $50\text{ }^\circ\text{C}$ dengan konversi reaksi 95%. Pabrik ini tergolong pabrik yang beresiko rendah karena proses yang digunakan bertekanan rendah dan suhu rendah.

Pabrik Ethylene Glycol dirancang untuk memproduksi dengan kapasitas 20.000 ton/tahun, dengan kebutuhan bahan baku Ethylene Oxide 18.448,02 ton/tahun, kebutuhan Air 10.848,26 ton/tahun, kebutuhan NaOH 784.26 ton/tahun dan kebutuhan H_2SO_4 392,14 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan didirikan pada tahun 2005 dengan lokasi daerah Pangkalan Brandan Medan, dengan area keseluruhan 30.000 m^2 dan jumlah karyawan 200 orang. Kebutuhan air sejumlah 235.372,672 kg/jam, steam sebesar 2.562,184 kg/jam, listrik sebesar 200 KW dibeli dari PLN dan digunakan cadangan generator set, bahan bakar untuk generator adalah diesel oil sebanyak 23,8864 liter/jam.

Modal tetap pabrik Ethylene Glycol adalah Rp. 64.823.541.760,00 + \$ 15.242.079 dan modal kerja Rp. 86.784.843.776,00. Dari analisa ekonomi diperoleh keuntungan sebelum dan sesudah pajak Rp. 62.713.626.624,00 dan Rp. 31.356.813.312,00. Return On Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak 29,92 % dan 14,96 %. Pay Out Time (POT) sebelum dan sesudah pajak 2,51 tahun dan 4,01 tahun. Break Even Point (BEP) 53,07 %, Shut Down Point (SDP) 21,70 %, Discounted Cash Flow (DCF) 36,59 %. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Ethylene Glycol ini layak untuk didirikan.



BAB I
PENDAHULUAN

MILIK
PERPUSTAKAAN-FTI-UII
YOGYAKARTA

LATAR BELAKANG

Glycol merupakan senyawa yang mengandung dua gugus *hydroxyl* yang terdapat dalam deret *aliphatic*. Rumus *Glycol* yang umum adalah $C_nH_{2n}(OH)$. *Glycol* yang banyak diproduksi adalah *Ethylene Glycol* dan *Propylene Glycol*. *Glycol* disebut juga dengan *Diol*.

Ethylene Glycol merupakan senyawa organik yang banyak digunakan dalam industri kimia, baik sebagai bahan baku maupun sebagai penunjang. Kegunaan *Ethylene Glycol* antara lain sebagai :

- Automative anti freeze
- Bahan pembuatan bahan peledak
- Bahan pembuatan *Cellophane*
- Bahan pembuatan *Poly Ethylene Glycol*
- Bahan pembuatan *alkyl resin*
- Bahan pembuatan *Glyoxal*
- Aditive minyak pelumas
- *Plasticizer*
- Dan lain sebagainya



Bentuk dan wujud *Ethylene Glycol* merupakan cairan bening seperti air, titik didih lebih rendah dari air dan titik beku dibawah 0 °C, larut sempurna dalam air tidak larut dalam alkohol dan ether dan tidak cepat menguap.

Sampai saat ini kebutuhan *Ethylene Glycol* masih import dari Amerika, Jepang dan Korea Selatan. Pada tahun 1991 dari laporan Biro Statistik tercatat kebutuhan di Indonesia tentang *Ethylene Glycol* sebanyak 98.550 ton. Dari data tersebut terlihat bahwa kebutuhan *Ethylene Glycol* sangat banyak sekali. Dari data tersebut untuk memenuhi kebutuhan penyusun mencoba membuat pra rancangan pabrik *Ethylene Glycol*.

Pada pra rancangan ini untuk lokasi pabrik dipilih daerah Aceh didasarkan pada lokasi pabrik dekat dengan lokasi pelabuhan. Pelabuhan berfungsi sebagai sarana transportasi hasil dan bahan baku. Dekat dengan sungai sebagai sumber listrik dan pemenuhan kebutuhan air.

TINJAUAN PUSTAKA

Ethylene Glycol dikenal dengan sebutan *Glycol*, merupakan senyawa yang mengandung 2 gugus hidroksil pada 2 atom yang berbeda dalam deret alifatis *Glycol* yang sederhana dapat dirumuskan $C_nH_{2n}(OH)_2$ (Kirk and Othmer, 1982).

Proses pembuatan *Ethylene Glycol* yang pernah dilakukan antara lain adalah dengan cara yaitu :

1. Proses *hidrolisis* menggunakan *Ethylene Oxide*.
2. Proses *acetoxilation* menggunakan *Ethylene*.



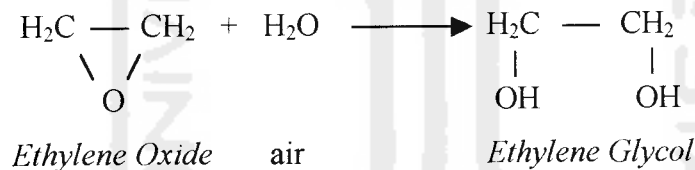
3. Proses *oxychlorination* menggunakan *Ethylene*.
4. Proses sintesa gas.

1. Proses Hidrolisis dari Ethylene Oxide

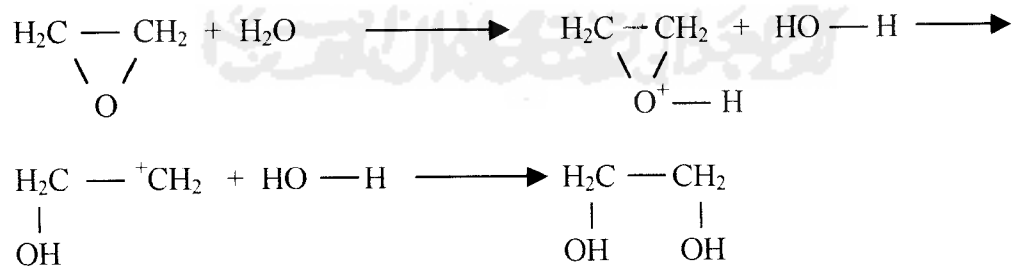
Dari keempat proses diatas, dipilih proses hidrolisis menggunakan *Ethylene Oxide*, ini dengan pertimbangan karena bahan baku *Ethylene Oxide* dan air mudah didapat, harga murah, proses yang digunakan sederhana dan hasil yang diperoleh bisa mencapai 99 % berat.

Prosesnya adalah mereaksikan *Ethylene Oxide* dengan air, agar lingkaran pada *Ethylene Oxide* mudah dibuka maka reaksi harus terjadi pada suasana asam. Caranya dengan penambahan katalis, disini digunakan resin penukar ion dengan katalis asam.

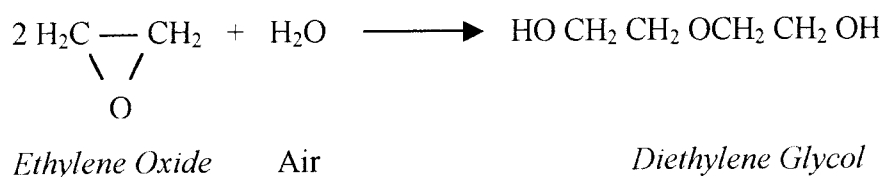
Reaksi yang terjadi :



Dengan mekanisme reaksi sebagai berikut :



Reaksi samping yang terjadi adalah reaksi seri terhadap *Ethylene Oxide* :





Ethylene Oxide Air

Triethylene Glycol

Untuk mendapatkan produk *Ethylene Glycol* yang tinggi, biasanya menggunakan air dalam jumlah besar (Kirk and Othmer, 1979). Dengan kondisi operasi sekitar 115-200 °C dan tekanan 60 – 80 psi, waktu reaksi yang digunakan sekitar 0,05 – 0,25 seconds (U.S. Patent 3,091,647. By G.E Harmilton ET, Sun Oil Co).

2. Proses Acetoxylation dari Ethylene

Produksi *Ethylene Glycol* dari *Ethylene* dengan proses *acetoxylation* merupakan proses dari *Oxirane*. Ada dua step dalam proses *acetoxylation*, yaitu :

- Step pertama adalah oksidasi katalis fase cair dari *Ethylene* dalam Asam Asetat menjadi *mono asetat* dan *diasetat* dari *Ethylene Glycol*.
- Step kedua adalah hidrolisis Asetat menghasilkan *Glycol* dan regenerasi Asam Asetat untuk digunakan kembali (recycle).

3. Proses Oxychlorination dari Ethylene

Proses *Oxychlorination* disebut pula proses *Teijin* dan merupakan cara yang terbaru dari proses *Chlorohydrin* yang sudah ketinggalan untuk memproduksi *Ethylene Glycol*.

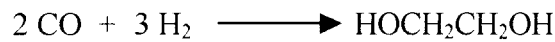
Bahan baku yang digunakan adalah HCl pekat 1 N dan *Thalium Klorida* (TiCl_3) sebagai katalisatornya, hasil *Ethylene Chlorihydrin* selanjutnya *dihidrolisa*. Katalisator kemudian diregenerasi kembali dengan udara atau oksigen dengan menambahkan *Tembaga Klorida* (CuCl_2) sehingga menghasilkan TiCl_3 kembali.



4. Dari Gas Sintesa

Produksi katalis *Ethylene Glycol* dari gas sintesa (campuran karbon monoksida dan hydrogen) dengan menggunakan katalisator *Rhodium*.

Reaksi yang terjadi adalah :



Pengembangan produksi *Ethylene Glycol* dengan cara ini tergantung dari harga relative gas sintesa dan biaya.

Dari keempat metode tersebut dipilih proses *Hidrolisis* dari *Ethylene Oxide*, dengan pertimbangan :

- katalis yang digunakan mudah diperoleh dan murah
- reaksi tidak sulit
- ada hasil samping yang mahal (Na_2SO_4)
- konversi yang diperoleh besar (95 %)

Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Karena fasenya cair-cair dan dibutuhkan pengaduk agar reaksi yang terjadi lebih sempurna.

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksothermis, maka perlu digunakan pendingin yaitu air.



BAB II

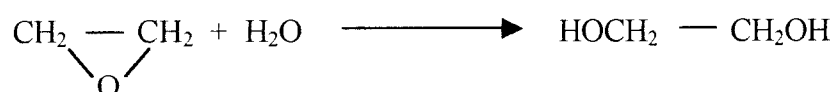
URAIAN PROSES

Tahap ini merupakan tahap awal yang dilakukan pada proses keseluruhan pabrik, Bahan baku *Ethylene Oxide* dari kapal pengangkut dialirkan dengan pompa (P-01) kedalam tangki (T-01) sebagai tempat penyimpanan bahan baku *Ethylene Oxide* pada suhu 30 °C dan tekanan 4 atm. Selanjutnya *Ethylene Oxide* dari dalam tangki penyimpanan (T-01) dialirkan dengan pompa (P-02) melalui Heater (HE-01) untuk dipanaskan suhunya menjadi 57,3 °C dan tekanan 4 atm sehingga siap dialirkan kedalam Reaktor (R-01) untuk direaksikan.

Bahan baku H₂SO₄ cair diangkut dari mobil tangki pengangkut dengan menggunakan pompa (P-03) menuju tangki penyimpanan H₂SO₄ (T-02) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Selanjutnya cairan H₂SO₄ dari dalam tangki penyimpanan dialirkan dengan pompa (P-04) menuju Mixer.

Sedangkan H₂O dari Utilitas dialirkan kedalam Mixer melalui pompa (P-07) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian dari Mixer setelah bereaksi dengan H₂SO₄ dialirkan dengan pompa (P-08) pada suhu 41 °C dan tekanan 4 atm kedalam Reaktor (R-01) untuk direaksikan.

Didalam Reaktor (R-01) campuran feed cair C₂H₄O dan H₂O bereaksi pada tekanan 4 atm dan suhu 50 °C untuk membentuk C₂H₆O₂ dengan reaksi :





Pada bagian bawah Reaktor (R-01) keluar C_2H_4O , $C_2H_6O_2$, $C_4H_{10}O_3$, $C_6H_{14}O_4$, H_2SO_4 , H_2O pada suhu $50\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 4 atm menuju Reaktor (R-02) kemudian Reaktor (R-03) dengan komposisi yang sama dan setelah itu dialirkan menuju Neutralizer.

Didalam Neutralizer terjadi reaksi membentuk Na_2SO_4 pada kondisi 4 atm dan $58,6\text{ }^\circ\text{C}$ karena penambahan $NaOH$ dari tangki (T-03) yang dialirkan pompa (P-06) pada tekanan 4 atm dan suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$. Reaksi yang terjadi :



Kemudian bagian bawah Neutralizer dialirkan ke Menara Distilasi I (MD-01) dengan bantuan Heater (HE-02) untuk dipanaskan $115,06\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan diekspansikan dari 4 atm menjadi 1,21 atm.

Hasil atas Menara Distilasi I (MD-01) diembunkan dalam Condensor (CD-01) kemudian direcycle kembali kedalam menara dengan pompa (P-09) setelah melewati Accumulator (Acc-01) pada suhu $100\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1,11 atm dan sebagian lagi direcycle ke umpan reactor (R-01) yang dialirkan dengan pompa (P-10). Hasil bawah dari Menara Distilasi (MD-01) diuapkan dalam Reboiler (RB-01) pada suhu $208,9\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1,31 atm. Hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) dialirkan menuju Filter Press dengan pompa (P-11) untuk dinaikkan tekanannya dari 1,31 atm menjadi 5 atm dan pada suhu $208,9\text{ }^\circ\text{C}$. Setelah itu dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-02) yang sebelumnya ditampung di Accumulator juga melalui Cooler (HE-03) untuk didinginkan suhunya dari $208,9\text{ }^\circ\text{C}$ menjadi $162\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 0,29 atm. Tekanan divakumkan dengan Steam Jet Ejector agar produk utama yaitu *Ethylene Glycol* tidak terdekomposisi.



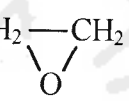
Hasil atas Menara Distilasi (MD-02) diembunkan dalam Condensor (CD-02) dengan suhu $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $0,19\text{ atm}$ kemudian sebagian direcycle kembali menuju menara melalui pompa (P-12) setelah melewati Accumulator (Acc-02) sedangkan sebagian besar dialirkan dengan pompa (P-13) menuju Tangki Produk (T-04) dari tekanan $0,19\text{ atm}$ menjadi 1 atm yang kemudian didinginkan melalui Cooler (HE-04) yang bertujuan untuk mendinginkan produk dari suhu $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ kemudian disimpan dan siap untuk dipasarkan. Hasil bawah Menara Distilasi (MD-02) diuapkan dalam Reboiler (RB-02) pada suhu $209,18\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $0,39\text{ atm}$. Kemudian dialirkan menuju Tangki Produk (T-05) melalui pompa (P-14) yang sebelumnya didinginkan suhunya dari $209,18\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ melalui Cooler (HE-05) yang kemudian disimpan dan siap untuk dipasarkan.

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

3.1 BAHAN BAKU

3.1.1 ETHYLENE OXIDE :

- Rumus molekul : $\text{CH}_2\text{---CH}_2$

- Berat molekul : 44,05
- Bentuk : Cair
- Berat jenis : 0,887 gram/ml
- Melting point, 1 atm : -111,3 °C
- Boiling point, 1 atm : 13,5 °C
- Suhu kritis : 192 °C

3.1.2 AIR (WATER) :

- Rumus molekul : H_2O
- Berat molekul : 18
- Bentuk : Cair
- Berat jenis : 1,00 gram/ml
- Melting point, 1 atm : 0 °C
- Boiling point, 1 atm : 100 °C
- Suhu kritis : 374 °C
- Tekanan kritis : 218,4 atm



- Kapasitas panas : 0,9995 Cal/g °C
- Konduktivitas panas : 0,343 Btu/j ft² °F/ft
- Kekentalan, 20 °C : 1,05 Cp

3.2 BAHAN PEMBANTU

3.2.1 ASAM SULFAT

- Rumus molekul : H₂SO₄
- Komposisi : H₂SO₄ 98 %
H₂O 2 %
- Berat molekul : 98
- Bentuk : Viscous liquid
- Berat jenis : 1,834 gram/ml
- Melting point, 1 atm : 10,49 °C
- Boiling point, 1 atm : 340 °C
- Kekentalan, 20 °C : 27,31 Cp
- Kapasitas panas, 20 °C : 0,3404 Cal/g °C
- Konduktivitas panas : 0,21 Btu/j ft² °F/j

3.2.2 NATRIUM HIDROKSIDA

- Rumus molekul : NaOH
- Komposisi : NaOH 60 %
H₂O 40 %
- Berat molekul : 40
- Bentuk : Cair



- Berat jenis : 1,4164 gram/ml
- Melting point, 1 atm : 318,4 °C
- Boiling point, 1 atm : 1390 °C
- Kekentalan : 45 Cp
- Kapasitas panas : 0,782 Cal/g °C

3.3 BAHAN HASIL PRODUKSI

3.3.1 ETHYLENE GLYCOL

- Rumus molekul : HOCH₂CH₂OH
- Berat molekul : 62
- Bentuk : Cair
- Berat jenis, 20°C : 1,111 gram/ml
- Melting point, 1 atm : -15,6 °C
- Boiling point, 1 atm : 197,6 °C
- Kekentalan, 20 °C : 19,83 Cp
- Kapasitas panas : 0,552 Cal/g °C
- Konduktivitas panas : $69 \cdot 10^{-5}$ Cal/cm det °C
- Panas penguapan : 12,486 cal/gr mol

3.3.2 DIETHYLENE GLYCOL

- Rumus molekul : HO(CH₂CH₂O)₂H
- Berat molekul : 106
- Bentuk : Cair
- Berat jenis, 20°C : 1,12 gram/ml



- Melting point, 1 atm : -10,8 °C
- Boiling point, 1 atm : 245,8 °C
- Kekentalan, 20 °C : 36 Cp
- Kapasitas panas : 0,550 Cal/g °C
- Konduktivitas panas : $59 \cdot 10^{-5}$ Cal/cm det °C
- Panas penguapan : 12,49 cal/gr mol

3.3.3 TRIETHYLENE GLYCOL

- Rumus molekul : $\text{HO}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_3\text{H}$
- Berat molekul : 150
- Bentuk : Cair
- Berat jenis, 20°C : 1,13 gram/ml
- Melting point, 1 atm : -5 °C
- Boiling point, 1 atm : 288 °C
- Kekentalan, 20 °C : 49 Cp
- Kapasitas panas : 0,525 Cal/g °C
- Konduktivitas panas : $54 \cdot 10^{-5}$ Cal/cm det °C
- Panas penguapan : 14,589 cal/gr mol

3.3.4 NATRIUM SULFAT

- Rumus molekul : Na_2SO_4
- Berat molekul : 142
- Bentuk : Cair
- Berat jenis, 20°C : 1,673 gram/ml



- Melting point, 1 atm : 32,4 °C
- Boiling point, 1 atm : 884 °C
- Kapasitas panas : 32,8 Cal/g °C
- Panas penguapan : 14,589 cal/gr mol





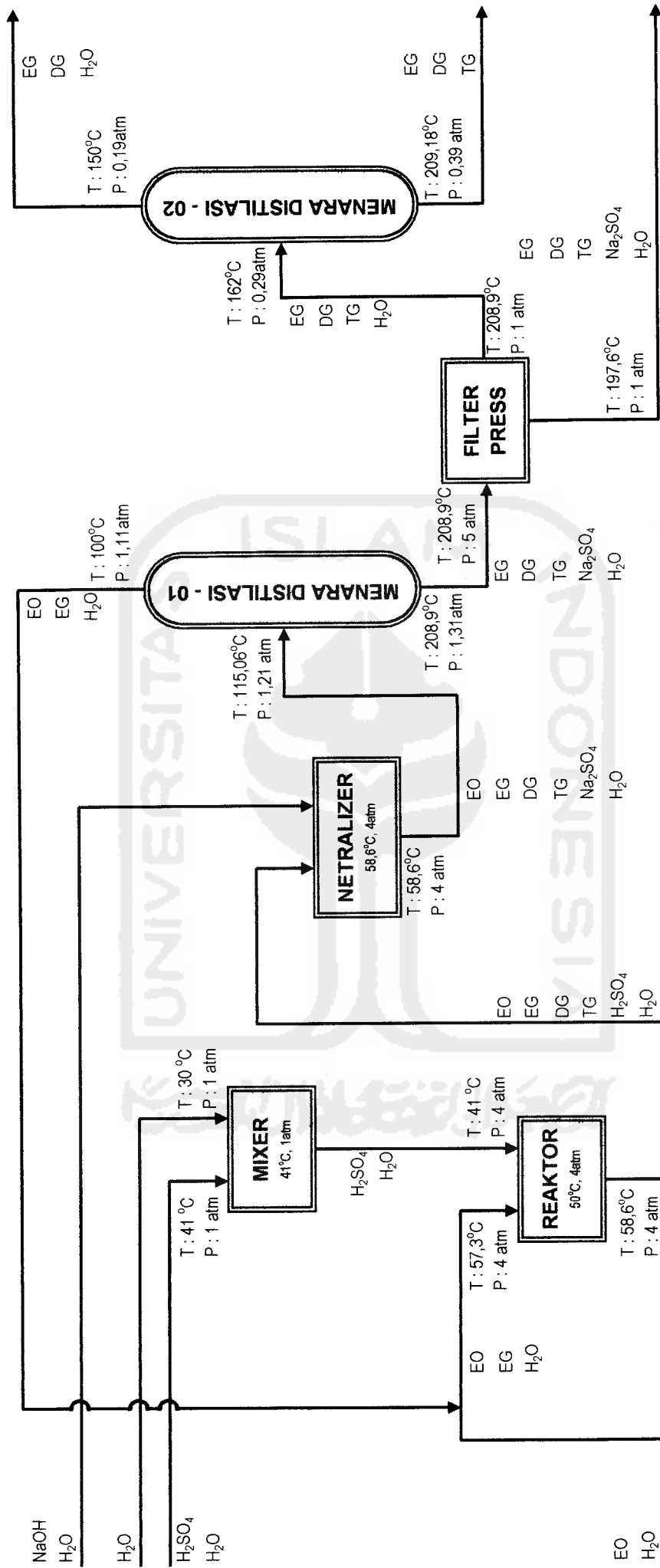
BAB IV

DIAGRAM ALIR

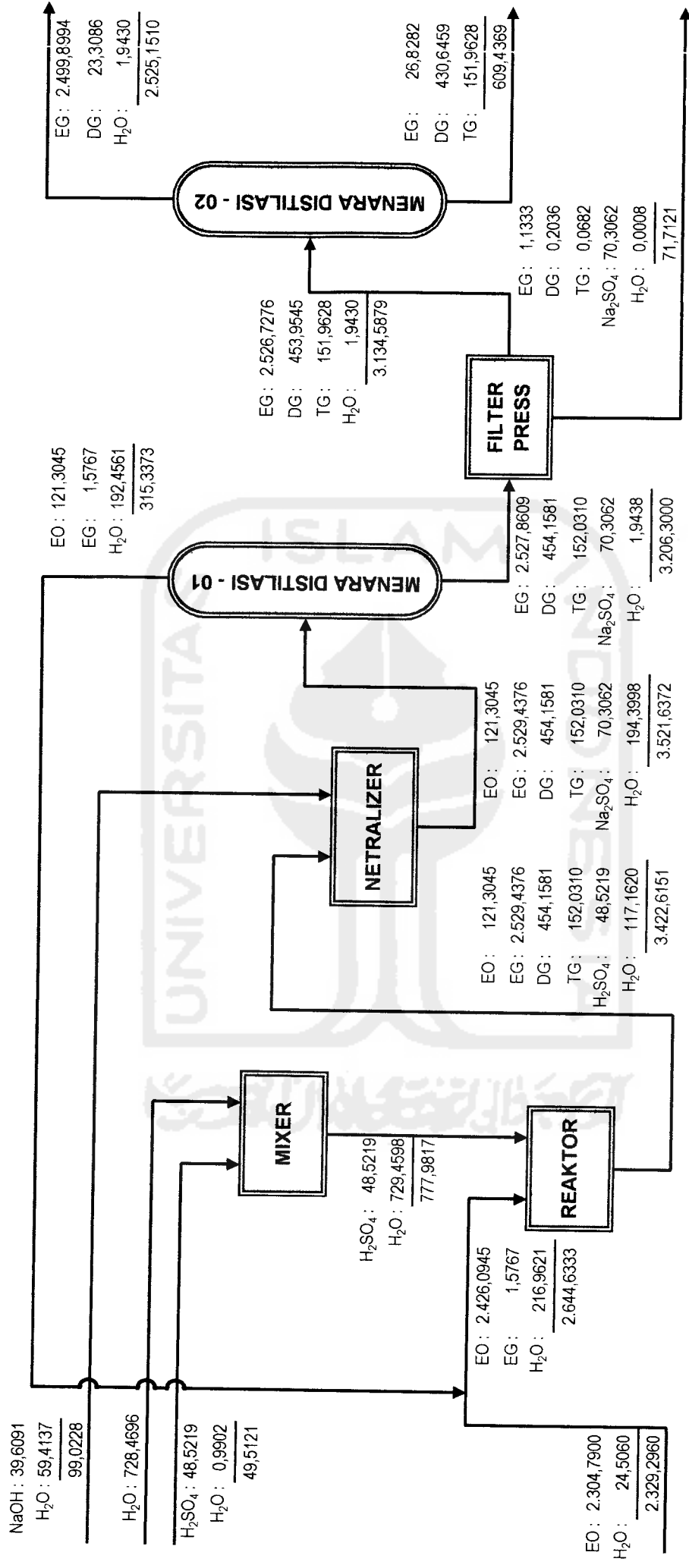
4.1 Diagram Alir Kualitatif

4.2 Diagram Alir Kuantitatif





Gambar 4.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.2. Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)



BAB V

NERACA MASSA

5.1 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
C_2H_4O	2.304,7900	-
H_2O	813,3795	1,9438
H_2SO_4	48,5219	-
$NaOH$	39,6091	-
$C_2H_6O_2$	-	2.527,8609
$C_4H_{10}O_3$	-	454,1581
$C_6H_{14}O_4$	-	152,0310
Na_2SO_4	-	70,3062
Total	3.206,3005	3.206,3005



5.2 Neraca Massa Tiap Alat

1. Mixer

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
H ₂ O	729,4598	729,4598
H ₂ SO ₄	48,5219	48,5219
Total	777,9817	777,9817

2. Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
C ₂ H ₄ O	2.426,0945	121,3045
H ₂ O	946,4219	117,1620
H ₂ SO ₄	48,5219	48,5219
NaOH	-	-
C ₂ H ₆ O ₂	1,5767	2.529,4376
C ₄ H ₁₀ O ₃	-	454,1581
C ₆ H ₁₄ O ₄	-	152,0310
Na ₂ SO ₄	-	-
Total	3.422,6151	3.422,6151



3. Neutralizer

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
C ₂ H ₄ O	121,3045	121,3045
H ₂ O	176,5757	194,3998
H ₂ SO ₄	48,5219	-
NaOH	39,6091	-
C ₂ H ₆ O ₂	2.529,4376	2.529,4376
C ₄ H ₁₀ O ₃	454,1581	454,1581
C ₆ H ₁₄ O ₄	152,0310	152,0310
Na ₂ SO ₄	-	70,3062
Total	3.521,6372	3.521,6372

4. Menara Distilasi I

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
C ₂ H ₄ O	121,3045	121,3045	-
H ₂ O	194,3998	192,4561	1,9438
H ₂ SO ₄	-	-	-
NaOH	-	-	-
C ₂ H ₆ O ₂	2.529,4376	1,5767	2.527,8609
C ₄ H ₁₀ O ₃	454,1581	-	454,1581
C ₆ H ₁₄ O ₄	152,0310	-	152,0310
Na ₂ SO ₄	70,3062	-	70,3062
Total	3.521,6372	315,3372	3.206,3000

**5. Filter Press**

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
C ₂ H ₄ O	-	-	-
H ₂ O	1,9438	1,9430	0,0008
H ₂ SO ₄	-	-	-
NaOH	-	-	-
C ₂ H ₆ O ₂	2.527,8609	2.526,7276	1,1333
C ₄ H ₁₀ O ₃	454,1581	453,9545	0,2036
C ₆ H ₁₄ O ₄	152,0310	151,9628	0,0682
Na ₂ SO ₄	70,3062	-	70,3062
Total	3.206,3000	3.134,5879	71,7121

6. Menara Distilasi II

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
C ₂ H ₄ O	-	-	-
H ₂ O	1,9430	1,9430	-
H ₂ SO ₄	-	-	-
NaOH	-	-	-
C ₂ H ₆ O ₂	2.526,7276	2.499,8994	26,8282
C ₄ H ₁₀ O ₃	453,9545	23,3086	430,6459
C ₆ H ₁₄ O ₄	151,9628	-	151,9628
Na ₂ SO ₄	-	-	-
Total	3.134,5879	2.525,1510	609,4369



BAB VI

NERACA PANAS

Neraca panas dihitung pada alat yang mengalami perubahan panas. Neraca panas pabrik Ethylene Glycol adalah sebagai berikut :

Kapasitas : 20.000 ton/tahun

Satuan : Kcal/jam

Suhu Referensi : 30 °C

1. Mixer

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	3.723,4104	-
Panas Reaksi	8.664,6250	-
Panas Keluar	-	12.388,0354
Total	12.388,0354	12.388,0354

2. Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	18.617,0500	21.345,2324
Panas Umpan Cair		
Panas Reaksi	962.541,1875	
Pendingin		959.813,0051
Total	981.158,2375	981.158,2375



3. Neutralizer

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan 1	45.345,4750	-
Panas Umpan 2	367,0281	-
Panas Reaksi	17.974,4629	-
Panas Keluar	-	63.686,9660
Total	63.686,9660	63.686,9660

4. Menara Distilasi I

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	170.470,5630	
Beban Panas Reboiler	286.863,3130	
Panas Pengembunan Uap		133.575,9220
Panas Hasil Atas		16.864,5470
Panas Hasil Bawah		306.893,4060
Total	457.333,8760	457.333,8760

5. Menara Distilasi II

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	225.917,001	
Beban Panas Reboiler	639.611,955	
Panas Pengembunan Uap		647.797,375
Panas Hasil Atas		181.566,563
Panas Hasil Bawah		36.165,018
Total	865.528,956	865.528,956

**6. Heat Exchanger (HE-01)**

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	20.009,0234	-
Panas Produk	-	27.600,2402
Steam	7.591,2168	-
Total	27.600,2402	27.600,2402

7. Heat Exchanger (HE-02)

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	63.601,1289	-
Panas Produk	-	170.473,7500
Steam	106.872,6211	-
Total	170.473,7500	170.473,7500

8. Cooler(C-01)

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	303.395,7500	-
Panas Produk	-	225.914,3906
Pendingin	-	77.481,3594
Total	303.395,7500	303.395,7500

9. Cooler(C-02)

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	181.566,5625	-
Panas Produk	-	14.525,3242
Pendingin	-	167.401,2383
Total	181.566,5625	181.566,5625



10. Cooler(C-03)

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Panas Umpan	36.165,1133	-
Panas Produk	-	1.963,5743
Pendingin	-	34.201,5390
Total	36.165,1133	36.165,1133



BAB VII

SPEKIFIKASI ALAT

1. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan Ethylene Oxide dengan H_2O dengan menggunakan katalisator H_2SO_4 menjadi Ethylene Glycol, Diethylene Glycol dan Tri Ethylene Glycol dengan kecepatan umpan Ethylene Oxide 2426,0945 kg/j dan kecepatan umpan H_2SO_4 48,5219 kg/j.

Type : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Jumlah : 3 buah

Kondisi Operasi :

Isothermal

Suhu operasi : 50 °C

Tekanan : 4 atm

Fase : cair-cair

Tebal Shell : $\frac{4}{16}$ in

Tebal Head : $\frac{5}{16}$ in

Spesifikasi Reaktor :

Diameter : 2.55 m

Tinggi : 3.82 m

Volume cairan dalam head : 2.169 m³

Volume cairan dibadan reaktor : 16.921 m³



Tinggi cairan dibadan reaktor : 3.315 m

Jenis Pengaduk : Pengaduk type Marine dengan 3 blade Jumlah baffle 4 buah

Jenis Bahan : Baja Stainless Steel

2. Mixer

Tugas : Melarutkan H_2SO_4 dengan pelarut air sebagai umpan Mixer dengan kecepatan umpan H_2SO_4 49,5121 kg/j dan kecepatan umpan H_2O sebesar 728,4700 kg/j.

Type : Tangki berpengaduk

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade dan jumlah baffle 4 buah

Kondisi Operasi :

Suhu : 41 °C

Tekanan : 1 atm

Dimensi :

Diameter : 1,26 m

Tinggi : 1,26 m

Tebal Mixer :

Tebal Shell : $\frac{3}{16}$ in

Tebal Head : $\frac{3}{16}$ in

Jenis Bahan : Baja Stainless Steel



3. Neutralizer

Tugas : Menentralkan katalis H_2SO_4 yang keluar dari Reaktor bersama hasil reaksi dengan kecepatan umpan 3.422,6151 kg/j dengan penetralisir NaOH 40%.

Type : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade dan jumlah baffle 4 buah

Kondisi Operasi :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Dimensi :

Dimeter : 1,61 m

Tinggi : 1,61 m

Tebal Neutralizer :

Tebal Shell : $\frac{3}{16}$ in

Tebal Head : $\frac{4}{16}$ in

Jenis Bahan : Baja Stainless Steel

4. Menara Distilasi I

Tugas : Memisahkan Ethylene Oxide dari Reaktor sebagai hasil atas Menara Distilasi I dengan kecepatan umpan masuk 3.521,6370 kg/j.

Type : Sieve Plate Distillation Tower

Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 115,06 °C



Tekanan : 1,21 atm

Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 100 °C

Tekanan : 1,11 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 208,99 °C

Tekanan : 1,31 atm

Jumlah Plate :

Jumlah Plate Stripping : 6 plate

Jumlah Plate Rectifying : 11 plate

Dimensi :

Tinggi : 11,17 m

Diameter : 0,618 m

Tebal Menara

Tebal Shell : $\frac{3}{16}$ in

Tebal Head : $\frac{3}{16}$ in

Ukuran Pipa :

Pipa pemasukan umpan : 1,5 in

Pipa pemasukan Reflux : 0,5 in

Pipa Pemasukan Uap Reboiler : 6,0 in

Pipa pengeluaran uap puncak : 4 in

Pipa pengeluaran cairan dasar : 1,5 in



Perancangan Plate :

Panjang Weir	: 0,58 m
Tinggi Weir	: 40 mm
Diameter lubang	: 5 mm
Tebal Plate	: 5 mm
Jumlah lubang	: 1.839 lubang

5. Menara Distilasi II

Tugas : Memisahkan Ethylene Glycol dari Reaktor sebagai hasil atas Menara Distilasi II dengan kecepatan umpan masuk 3.134,5880 kg/j.

Type : Sieve Plate Distillation Tower

Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 162,01 °C

Tekanan : 0,29 atm

Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 150 °C

Tekanan : 0,19 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 209,18 °C

Tekanan : 0,39 atm

Jumlah Plate :

Jumlah Plate Stripping : 10 plate

Jumlah Plate Rectifying : 6 plate



Dimensi :

Tinggi : 7,78 m

Diameter : 2,281 m

Tebal Menara

Tebal Shell : $\frac{3}{16}$ inTebal Head : $\frac{3}{16}$ in

Ukuran Pipa :

Pipa pemasukan umpan : 1,5 in

Pipa pemasukan Reflux : 0,75 in

Pipa Pemasukan Uap Reboiler : 15 in

Pipa pengeluaran uap puncak : 17 in

Pipa pengeluaran cairan dasar : 2 in

Perancangan Plate :

Panjang Weir : 1,67 m

Tinggi Weir : 40 mm

Diameter lubang : 5 mm

Tebal Plate : 5 mm

Jumlah lubang : 15.498 lubang

6. Filter PressTugas : Memisahkan padatan Na_2SO_4 dalam campuran massa yang keluar dari

Menara Distilasi I dengan kecepatan umpan 3.206,3000 kg/j.

Type : Filter Press



Kondisi Operasi :

Suhu : 197,6 °C

Tekanan : 1 atm

Frame :

Luas area total : 480 ft²

Ukuran Frame : 4 ft x 4 ft

Luas 1 Frame : 16 ft²

Jumlah Frame dan Plate : 36

Luas Filter Press : 1701,37 ft²

Digunakan : 3 Filter Press

7. Tangki Ethylene Oxide (T-01)

Fungsi : Menyimpan C₂H₄O pada suhu 30° dengan tekanan 3,9 atm, waktu tinggal 1 bulan dengan kecepatan umpan 2.329,2960 kg/j.

Type : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 3,9 atm

Diameter : 8,63 m

Panjang : 34,53 m

Tebal Head : $\frac{12}{16}$ inTebal Shell : $\frac{12}{16}$ in



8. Tangki H₂SO₄ (T-02)

Fungsi : Menyimpan H₂SO₄ pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm, waktu tinggal 1 bulan dengan kecepatan umpan 49,5121 kg/j.

Type : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Diameter : 4,444 m

Tinggi : 1,524 m

Tebal Head :

Ht₀ : 0 ft

Ht₁ : 8 ft

Tebal Shell :

Ts₀ : $\frac{4}{16}$ in

Ts₁ : $\frac{4}{16}$ in

9. Tangki NaOH (T-03)

Fungsi : Menyimpan NaOH pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm, waktu tinggal 1 bulan dengan kecepatan umpan 99,0228 kg/j.

Type : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm



Diameter : 6,054 m

Tinggi : 2,075 m

Tebal Head :

Ht₀ : 0 ft

Ht₁ : 8 ft

Tebal Shell :

Ts₀ : $\frac{4}{16}$ in

Ts₁ : $\frac{5}{16}$ in

10. Tangki C₂H₆O₂ (T-04)

Fungsi : Menyimpan C₂H₆O₂ pada suhu 35 °C dengan tekanan 1 atm, waktu tinggal 1 bulan dengan kecepatan umpan 2.525,1510 kg/j.

Type : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

Suhu : 35 °C

Tekanan : 1 atm

Diameter : 19,373 m

Tinggi : 6,641 m

Tebal Head :

Ht₀ : 0 ft

Ht₁ : 8 ft

Ht₂ : 16 ft

Ht₃ : 24 ft



Tebal Shell :

$$Ts_0 : \frac{8}{16} \text{ in}$$

$$Ts_1 : \frac{9}{16} \text{ in}$$

$$Ts_2 : \frac{11}{16} \text{ in}$$

$$Ts_3 : \frac{12}{16} \text{ in}$$

11. Tangki $C_4H_{10}O_3$ (T-05)

Fungsi : Menyimpan $C_4H_{10}O_3$ pada suhu $35^\circ C$ dengan tekanan 1 atm dan waktu tinggal 1 bulan dengan kecepatan umpan 609,4369 kg/j.

Type : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

Suhu : $35^\circ C$

Tekanan : 1 atm

Diameter : 12,055 m

Tinggi : 4,133 m

Tebal Head :

Ht₀ : 0 ft

Ht₁ : 8 ft

Ht₂ : 16 ft

Tebal Shell :

$$Ts_0 : \frac{6}{16} \text{ in}$$



$$T_{s1} \quad : \quad \frac{7}{16} \text{ in}$$
$$T_{s2} \quad : \quad \frac{8}{16} \text{ in}$$

12. Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan campuran, sebagai umpan Reaktor dari suhu 48,5 °C menjadi suhu 57,326 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 105 °C dengan kecepatan umpan = 2.644,6330 kg/j.

Jenis : Double pipe Heat Exchanger.

Pemanas : Steam sebanyak 15,54395 kg/jam.

Spesifikasi :

- Anulus :

OD : 2,38 in, 40

ID : 1,939 in

Panjang pipa : 10 ft

- Tube :

ID, BWG : 1,38 in , 40

OD : 1,66 in

Hairpin : 1

Panjang pipa : 10 ft

13. Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan campuran, sebagai umpan Menara Distilasi I dari suhu 58,6 °C menjadi suhu 115,06 °C dengan pemanas



steam jenuh pada suhu 220 °C dengan kecepatan umpan 3.521,6372 kg/j.

Jenis : Double pipe Heat Exchanger.

Pemanas : Steam sebanyak 218,8349 kg/jam.

Spesifikasi :

- Anulus :

OD, BWG : 2,38 in, 40

ID : 1,94 in

Panjang pipa : 10 ft

- Tube :

OD, BWG : 1,66 in, 40

ID : 1,38 in

Hairpin : 4

Panjang pipa : 10 ft

14. Cooler 1

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi I sebagai umpan Menara Distilasi II dari suhu 209 °C menjadi suhu 162 °C dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C dengan kecepatan umpan 3.134,5880 kg/j.

Type alat : Double Pipe Heat Exchanger.

Aliran Fluida :

Spesifikasi :



- Tube

ID : 3,03 in
OD, BWG : 3,58 , 40
Panjang : 12 ft

- Annulus

ID : 4,07 in
OD, BWG : 4,63 , 40
Panjang : 12 ft

15. Cooler 2

Fungsi : Mendinginkan hasil atas Menara Distilasi II dari suhu 150 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin, air pendingin masuk pada suhu 30 °C dengan kecepatan umpan 2.525,1510 kg/jam.

Type alat : Shell and Tube Heat Exchanger.

Aliran Fluida :

Shell : Gas keluar Menara Distilasi II.

Tube : Air

Nt : 37 pipa

Spesifikasi :

- Tube

ID : 0,482 in
OD, BWG, pitch : 0,75, 10, 1 square pitch.
Jumlah Aliran : 2 pass



- Shell

ID	: 8 in
Baffle space	: 4 in
Pass	: 1 pass

16. Cooler 3

Fungsi :Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi II dari suhu 209,18 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin, air pendingin masuk pada suhu 30 °C dengan kecepatan umpan 609,4370 kg/j.

Type alat : Double Pipe Heat Exchanger.

Aliran Fluida :

Spesifikasi :

- Tube

ID	: 3,03 in
OD, BWG	: 3,58 , 40
Panjang	: 10 ft

- Annulus

ID	: 4,07 in
OD, BWG	: 4,63 , 40
Panjang	: 10 ft

**17. Condensor (CD-01)**

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi I pada suhu 100 °C dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C keluar suhu 50 °C sebanyak 347,8649 kg/jam.

Type : Shell and Tube Condenser.

Pendingin : Air sebanyak 6.678,796 kg/j.

Spesifikasi :

Tube side, cold fluid

Fluida : Air pendingin

Panjang : 12 ft

ID : 0,62 in

OD, BWG, pitch : 0,75 in, 16, 1 square pitch.

Jumlah aliran : 2 pass.

Shell

Fluida : Uao keluar MD I

ID : 8 in

Jumlah aliran : 1 pass

Baffle Space : 4 in

Beban panas : 530.063,19 Btu/j

Jumlah pipa (Nt) : 26 buah.



MILIK
PERPUSTAKAAN-FTI-UII
YOGYAKARTA

18. Condensor (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi II pada suhu 150 °C dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C keluar suhu 50 °C sebanyak 3.206,9620 kg/jam.

Type : Shell and Tube Condenser.

Pendingin : Air sebanyak 32.389,87 kg/j.

Spesifikasi :

Tube side, cold fluid

Fluida : Air pendingin

Panjang : 12 ft

ID : 0,62 in

OD, BWG, pitch : 0,75 in, 16, 1 square pitch.

Jumlah aliran : 2 pass.

Shell

Fluida : Uap keluar MD II

ID : 10 in

Jumlah aliran : 1 pass

Baffle Space : 5 in

Beban panas : 257.064,50 Btu/j

Jumlah pipa (Nt) : 52 buah.

19. Accumulator (Acc-01)

Tugas : Menampung sementara Cairan keluar dari Condensor yang akan direcycle kedalam menara dan sebagian lagi direcycle sebagai



umpan ke Reaktor, waktu tinggal 1 jam dengan kecepatan umpan 347,8649 kg/j.

Pilihan :

- jenis : Tangki Silinder Horizontal
- Diameter : 0,61 m
- Tinggi : 1,21 m
- bahan : Stainless Steel
- jumlah : 1 buah

20. Accumulator (Acc-02)

Tugas : Menampung sementara Cairan keluar dari Condensor yang akan direcycle kedalam menara dan sebagian lagi sebagai produk utama, waktu tinggal 1 jam dengan kecepatan umpan 3.206,9623 kg/j

Pilihan :

- jenis : Tangki Silinder Horizontal
- Diameter : 1,22 m
- Tinggi : 2,44 m
- bahan : Stainless Steel
- jumlah : 1 buah



21. Accumulator (Acc-03)

Tugas : Menampung sementara Cairan keluar dari Filter press yang akan diumpankan kedalam menara distilas II, waktu tinggal 10 menit dengan kecepatan umpan 3.134,5879 kg/j.

Pilihan :

- jenis : Tangki Silinder Horizontal
- Diameter : 0,67 m
- Tinggi : 1,33 m
- bahan : Stainless Steel
- jumlah : 1 buah

22. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi I (MD-01) pada suhu 209 °C sebanyak 4.135,348 kg/j.

Jenis : Kettle Reboiler Shell and Tube.

Pemanas : Steam jenuh pada suhu 220 °C sebanyak 587,6149 kg/j.

Spesifikasi :

Tube

- Fluida : Steam
- Panjang : 16 ft
- ID : 0,62 in
- OD, BWG, pitch : 0,75 in, 16, 1 square pitch.
- Jumlah aliran : 2 pass.



Shell

- ID : 17,25 in
- Fluida : Air hasil bawah Menara Distilasi I.
- Jumlah aliran : 1 pass.
- Jumlah pipa (Nt) : 166 buah.

23. Reboiler (RB-02)

- Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi II (MD-01) pada suhu 209,18 °C sebanyak 6.320,967 kg/j.
- Jenis : Kettle Reboiler Shell and Tube.
- Pemanas : Steam jenuh pada suhu 220 °C sebanyak 1.310,19 kg/j.

Spesifikasi :

Tube

- Fluida : Steam
- Panjang : 16 ft
- ID : 0,62 in
- OD, BWG, pitch : 0,75 in, 16, 1 square pitch.
- Jumlah aliran : 2 pass.

Shell

- ID : 27 in
- Fluida : Air hasil bawah Menara Distilasi II
- Jumlah aliran : 1 pass.
- Jumlah pipa (Nt) : 460 buah.



24. Steam Jet Ejecctor (SJE)

Tugas : Mempertahankan tekanan vakum Menara Distilasi II

Pilihan :

- jenis : Single Stage Steam Jet Ejecctor
- tekanan : 0,19 atm
- jumlah team : 946 lb/j
- bahan : Stainless Steel
- jumlah : 1 buah

25. Barometrik Condensor (BC)

Tujuan : Untuk mengambil destilat agar tekanan dalam Menara Distilasi II tidak terganggu.

Pilihan :

- air pendingin : 14,5538 gpm
- bahan : baja
- jumlah : 1 buah

26. Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan C_2H_4O dari produsen C_2H_4O menuju Tangki (T-01) dengan kecepatan 142.898,4356 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Francis-Screw Field
- Debit : 699,04 gpm
- Total head : 41,9 ft



- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 2327,096 rpm
- Power motor : 15 Hp

27. Pompa (P-02)

Fungsi : Mengalirkan C_2H_4O dari produsen C_2H_4O menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan 2.329,2961 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vine Field
- Debit : 11,39 gpm
- Total head : 18,6 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 547,0583 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

28. Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 dari produsen H_2SO_4 menuju Tangki (T-02) dengan kecepatan 72,400 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Mixed-Flow Field
- Debit : 177,71 gpm
- Total head : 4,84 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 5.927,982 rpm



- Power motor : 1,5 Hp

29. Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 dari Tangki (T-02) menuju Mixer dengan kecepatan 49,5121 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 0,122 gpm
- Total head : 3 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 223,0828 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

30. Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan NaOH dari produsen NaOH menuju Tangki (T-03) dengan kecepatan 57,280 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Mixed-Flow Field
- Debit : 215,26 gpm
- Total head : 9 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 4.103.701 rpm
- Power motor : 1,5 Hp



31. Pompa (P-06)

Fungsi : Mengalirkan NaOH dari Tangki (T-02) menuju Neutralizer dengan kecepatan 99,0228 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Vield
- Debit : 0,372 gpm
- Total head : 89,6 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 30,3678 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

32. Pompa (P-07)

Fungsi : Mengalirkan air proses dari Utilitas menuju Mixer dengan kecepatan 728,4696 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Vield
- Debit : 3,214 gpm
- Total head : 3,8 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 951,9105 rpm
- Power motor : 0,5 Hp



33. Pompa (P-08)

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil keluar Mixer menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan 777,9817 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 3,266 gpm
- Total head : 110,02 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 77,1444 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

34. Pompa (P-09)

Fungsi : Mengalirkan cairan keluar Accumulator (Acc-02) menuju Menara Distilasi I dan sebagian direcycle menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan 347,8649 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 1,595 gpm
- Total head : 36,97 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 122,1136 rpm
- Power motor : 0,5 Hp



35. Pompa (P-10)

Fungsi : Mengalirkan cairan yang akan direcycle menuju Reaktor (R-01)
dengan kecepatan 315,3373 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Filed
- Debit : 1,445 gpm
- Total head : 115,92 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 49,3458 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

36. Pompa (P-11)

Fungsi : Mengalirkan cairan Hasil bawah Menara Distilasi I menuju
Filter Press dengan kecepatan 3.206,3000 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Iimpeler Radial-Vane Vield
- Debit : 12,672 gpm
- Total head : 141,6 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 125,7637 rpm
- Power motor : 1,5 Hp



37. Pompa (P-12)

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil atas Menara Distilasi II untuk direcycle kembali menuju Menara Distilasi II dengan kecepatan 3.206,9622 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 12,676 gpm
- Total head : 35,4 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 355,8875 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

38. Pompa (P-13)

Fungsi : Mengalirkan cairan produk Ethylene Glycol dari hasil atas Menara Distilasi II menuju Tangki Penyimpanan (T-04) dengan kecepatan 2.525,1510 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 9,981 gpm
- Total head : 64,9 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 200,2527 rpm
- Power motor : 0,5 Hp



39. Pompa (P-14)

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil bawah Menara Distilasi II menuju tangki penyimpanan (T-05) dengan kecepatan 609,4369 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 2,508 gpm
- Total head : 38,7 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 147,9708 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

40. Pompa (P-15)

Fungsi : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan (T-04) menuju konsumen dengan kecepatan 75.754,5313 kg/j.

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Francis-Screw Field
- Debit : 299,424 gpm
- Total head : 24,7 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 2.266,074 rpm
- Power motor : 5 Hp

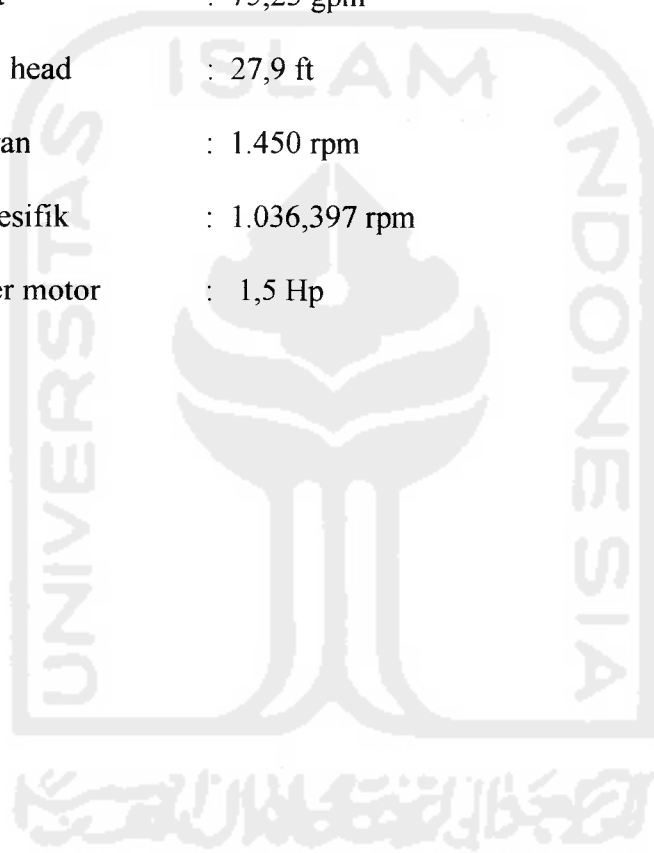


41. Pompa (P-16)

Fungsi : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan (T-05) menuju konsumen dengan kecepatan 18.283,1074 kg/j

Dipilih :

- Jenis : Centrifugal Pump Impeler Radial-Vane Field
- Debit : 75,23 gpm
- Total head : 27,9 ft
- Putaran : 1.450 rpm
- N Spesifik : 1.036,397 rpm
- Power motor : 1,5 Hp



BAB VIII

UTILITAS

Unit Utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan Air, Uap, Listrik dan Bahan Bakar. Dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan Steam dan penyediaan bahan bakar dan listrik.

8.1 Kebutuhan dan Pengadaan Air

Air yang digunakan :

1. Air pendingin
2. Air umpan boiler
3. Air kebutuhan kantor dan rumah tangga serta kebutuhan lain

Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

- Pengendapan
- Penggumpalan
- Penyaringan
- Demineralisasi
- Deaerasi

8.1.1 Unit Pengolahan Air

1. Air Pendingin

1. Reaktor	:	182.364,5000	kg/j
2. Cooler – 01	:	3.874,0701	kg/j
3. Cooler – 02	:	8.352,0615	kg/j
4. Cooler – 03	:	1.710,0800	kg/j
5. Condensor – 01	:	6.678,7959	kg/j
6. Condensor – 02	:	32.389,8691	kg/j
7. Barometrik Condensor	:	3,2970	kg/j
----- +			
Jumlah	:	235.372,6719	kg/j

Air pendingin yang hilang 10 %

$$\begin{aligned} \text{Make up air pendingin} &= 10 \% \times 235.372,6719 \text{ kg/j} \\ &= 23.537,26719 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

2. Steam

1. HE – 01	:	15.544	kg/j
2. HE – 02	:	218,835	kg/j
3. Reboiler – 01	:	587,615	kg/j
4. Reboiler – 02	:	1.310,190	kg/j
5. Steam Jet Ejector	:	430,000	kg/j
----- +			
Jumlah	:	2.562,184	kg/j



Steam yang hilang 10 %

$$\begin{aligned}\text{Make up Steam} &= 10 \% \times 2.562,184 \text{ kg/j} \\ &= 256,2184 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

3. Air Proses

1. Air proses tangki Mixer	: 728,4696	kg/j
2. Air proses Filter Press	: 641,2600	kg/j
----- +		
Jumlah air proses	: 1.369,7300	kg/j

4. Air Rumah Tangga dan Kantor

Dianggap 1 orang membutuhkan 15 kg/j air

$$\text{Jumlah Karyawan + keluarga} = \pm 250 \text{ orang}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air untuk keluarga dan karyawan} &= 15 \times 250 \\ &= 3.750.00 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

Kebutuhan lain-lain :

$$\text{- Laboratorium} = 375 \text{ kg/j (10\%)}$$

$$\text{- Bengkel} = 375 \text{ kg/j (10\%)}$$

Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor :

$$(3.750 + 375 + 375) \text{ kg/j} = 4500 \text{ kg/j}$$

5. Blow Down

a. Blow Down Cooling Tower

Air yang hilang pada saat Blow Down Cooling Tower 12,5 % :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 0,125 \times 23.537,2680 \text{ kg/j (12,5\%)} \\ &= 2.942,16 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

**b. Blow Down Boiler**

Air yang hilang pada saat Blow Down Boiler :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 0.1 \times 256.218 \text{ Kg/j (10\% Make up Steam)} \\ &= 25.62 \text{ Kg/j}\end{aligned}$$

c. Blow Down Clarifier

Air yang hilang pada saat Blow Down Clarifier :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 0.025 \times 29.663,215 \text{ Kg/j (2.5 \%)} \\ &= 741,58 \text{ Kg/j}\end{aligned}$$

Kebutuhan air Make Up keseluruhan

$$\begin{aligned}&= 23.537,2700 \text{ kg/j} + 256.22 \text{ kg/j} + 4.500 \text{ kg/j} + 1.369,73 \text{ kg/j} \\ &\quad + 741,58 \text{ kg/j} + 25,26 \text{ kg/j} + 2.942,16 \text{ kg/j} \\ &= 33.373,57 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

Over Design = 10 %

Maka kebutuhan air Make Up :

$$\begin{aligned}&= (1 + 0,10) \times 33.372,57 \text{ kg/j} \\ &= 36.709,83 \text{ kg/j} \\ &= 36,710 \text{ m}^3/\text{j}\end{aligned}$$

8.2 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas**8.2.1 Alat-Alat Proses Utilitas****1. Bak Pengendap Awal (BU - 01)**

Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air Pengendapan terjadi karena gaya gravitasi dengan waktu tinggal 4 jam.

Jumlah : 1 buah.



Bahan : Beton.
Dimensi : Dibuat Bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m dan pebandingan $P/L = 2$.

Dimensi bak :

Panjang : 11 m.

Lebar : 5 m.

Kedalaman : 3 m.

2. Tangki Flokulator (TF - 01)

Fungsi : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 80,6 kg/j.

Jenis : Tangki silinder vertical.

Jumlah : 1 buah.

Bahan : Baja karbon.

Dimensi Tangki :

Diameter (D) : 1,9 m

Tinggi (H) : 3,8 m

3. Clarifier (CL - 01)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak Penampung awal (BU-02) dengan waktu tinggal 8 jam.



Jenis : Clarifier berbentuk conis

Jumlah : 1 buah.

Bahan : Beton.

Dimensi Clarifier :

Diameter (D) : 9 m.

Kedalaman (L) : 5 m.

Tinggi Cone (H) : 2 m.

4. Tangki Tawas (TU - 01)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan Tawas 5 % yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 3,15 kg/j.

Jenis : Tangki Silinder Vertical.

Jumlah : 1 buah.

Bahan : Baja karbon.

Dimensi :

Diameter (D) : 4 m.

Tinggi (H) : 4 m.

5. Tangki Air Kapur (TU - 02)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan Kapur 5 % yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 5,43 kg/j.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal.



Jumlah : 1 buah.
Bahan : Baja karbon.
Dimensi :
Diameter (D) : 4,8 m.
Tinggi (H) : 4,8 m.

6. Tangki Polyelektrolit (TU -03)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan Poly elektrolit 5 % sebagai umpan Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 0,018 kg/j.
Jenis : Tangki Silinder Vetikal.
Jumlah : 1 buah.
Bahan : Baja karbon.
Dimensi :
Diameter (D) : 1,0 m.
Tinggi (H) : 1,0 m.

7. Saringan Pasir (SPU - 01)

Fungsi : Menyaring kotoran - kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air.
Jumlah : 1 buah.
Bahan : Beton bertulang.
Kecepatan air yang disaring : 36,710 Kg/j.
: 161,646 Gpm.



Luas penampang saringan : 15,395 ft².

Diameter (D) : 1,350 m.

Tinggi(L) : 5,133 m.

Pencucian Saringan pasir :

Kecepatan pencucian air : 10 gpm /ft².

Luas saringan pasir : 15,395 ft².

Kecepatan massa air pencuci :

$$= 10 \text{ gpm/ft}^2 \times 15,395 \text{ ft}^2$$

$$= 153,949 \text{ gpm}$$

Waktu pencucian : 5 menit

Kebutuhan air pencuci :

$$= 153,949 \text{ gpm} \times 5 \text{ menit}$$

$$= 769,743 \text{ Gallon}$$

8. Bak Penampung Air bersih (BU - 02)

Fungsi : Menampung air bersih yang berasal dari Saringan pasir (SPU -01) dengan waktu tinggal 12 jam.

Jumlah : 1 buah

Bahan : Beton

Dimensi : Dibuat Bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m dan pebandingan P/L=2

Dimensi bak :

Panjang : 19 m.



Lebar : 9 m.

Kedalaman : 3 m.

9. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU - 04)

Fungsi : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih (BU - 03) dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Tangki silinder vertical.

Jumlah : 1 buah.

Bahan : Baja karbon.

Dimensi :

Diameter : 5,5 m

Tinggi : 5,5 m

10. Cooling Tower (CT - 01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali.

Jenis : Deck Tower.

Jumlah : 1 buah.

Bahan : Baja karbon.

Jumlah air yang disirkulasi : 1.036,427 gpm.

Spesifikasi Cooling Tower dari fig. 511 Brown :

Kapasitas : 2,429 gpm/ft².



Luas Area Cooling Tower :

$$\begin{aligned} &= (1.036,427 \text{ gpm}) / (2,429 \text{ gpm/ft}^2) \\ &= 426,764 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

11. Pompa (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap awal (BU- 01) dengan kecepatan = 36.709,8320 Kg/j.

Jenis : Pompa Sentrifugal, Impeller radial-Vane Field

Jumlah : 1 pompa

Kapasitas : 161.628 gpm

Head : 21,42 m

Putaran : 1.450 rpm

N Specific : 759,3619 rpm

Motor : 7,5 Hp

12. Pompa (PU - 02)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung Awal (BU - 02) menuju Tangki Flokulasi (TF-01) dengan kecepatan = 36.709,8320 Kg/j.

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller radial – Vane Field

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 161,628 gpm.

Head : 11,42 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 1.216,8820 rpm.

Motor : 3 Hp.

13. Pompa (PU - 03)

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangki Flokulator (TF-01) menuju Clarifier (CL-01) dengan kecepatan 36.709,8320 Kg/j.

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller radial – Vane field.

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 161,628 gpm.

Head : 11,42 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 1.216,8820 rpm.

Motor : 3 Hp.

14. Pompa (PU - 04)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung Air bersih (BU-02) menuju proses demineralisasi dan kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga dan air pendingin dengan kecepatan 35.968,250 Kg/j.

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller radial – Vane Field.

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 158,363 gpm.

Head : 11,37 m.



Putaran : 1.450 rpm.
N spesifik : 1.209,05 rpm.
Motor : 3 Hp.

15. Pompa (PU - 05)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan 253.372,6720 Kg/j.

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller Francis – Screw Field.

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 1.036,314 gpm.

Head : 14,76 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 2.543,35 rpm.

Motor : 25 Hp.

16. Pompa (PU - 06)

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju Cooling Tower (CT) dengan kecepatan = 235.372,6720 Kg/j.

Jenis : Pompa sentrifugal , Impeller Francis – Srew Field.

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 1.036,314 gpm.

Head : 14,76 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 2.543,35 rpm.
Motor : 25 Hp.

8.2.2 Pengadaan Steam

Untuk menyediakan steam sejumlah 2.562,1840 kg/j pada pabrik Ethylene Glycol harus dilakukan proses demineralisasi dan daerasi untuk menghilangkan larutan garam dan asam yang akan merusak steel pada system steam serta melepaskan gas – gas yang terlarut dalam air.

Alat – alat yang digunakan :

1. Kation Exchanger (KE - 01)

Fungsi : Mengikat ion - ion positif yang ada dalam air lunak.
Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion.
Jumlah : 2 tangki.
Bahan : Baja karbon.
Resin : Jenis C - 300 dengan notasi RH₂.
Debit air : 7,160 gpm.
Dimensi :
Diameter : 0,531 m.
Tinggi : 3,176 m.

2. Anion Exchanger (AE - 01)

Fungsi : Mengikat ion - ion negatif yang ada dalam air lunak.



- Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion.
- Jumlah : 2 buah.
- Bahan : Baja karbon.
- Resin : Jenis C - 500P dengan notasi R(OH)₂.
- Debit air : 7,160 gpm.
- Dimensi :
- Diameter : 0,5431 m.
- Tinggi : 3,176 m.

3. Deaerator (D - 01)

- Fungsi : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂, CO₂ dan lain – lain.
- Alat : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara Countercurrent.

Bahan : Baja karbon

Rasio udara : air = 0,80

Kebutuhan udara panas = 23.601,1875 kg/j.

Suhu Udara panas = 150 °C.

Super Facial velocity = 1500 lb/j ft² (Ludwig,1964)

Bahan isian :

Type : Rascig Ring.

Jenis : Stone ware.



Ukuran : 0,25 in.
Dipakai alat dengan ukuran :
Diameter : 2,024 m.
Tinggi : 6,667 m.

4. Tangki Air Umpan Boiler (TU - 05)

Fungsi : Menampung air Umpan Boiler sebagai air pembuat steam didalam Boiler dengan waktu tinggal 24 jam.
Type : Tangki silinder vertical.
Jumlah : 1 buah.
Bahan : Baja karbon.
Dimensi :
Diameter : 4,5 m.
Tinggi : 4,5 m.

5. Tangki Bahan Bakar (TU - 06)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar Boiler.
Type Alat : Tangki silinder vertical.
Jumlah : 1 buah.
Bahan : Baja karbon.
Dimensi :
Diameter : 5,1 m.
Tinggi : 5,1 m.



6. Boiler (BLU - 01)

- Fungsi : Membangkitkan steam jenuh tekanan 308 psia pada suhu 420 °F sebanyak 2.562,1840 kg/j.
- Jenis : Ketel uap jenis Fire Tube boiler dengan bahan bakar fuel oil dilengkapi dengan drum separator dengan 25 % condensat direcycle.

Panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan steam :

$$Q_n = 4.269.086,500 \text{ Btu/j}$$

Digunakan bahan bakar Fuel Oil dengan Heating Value: 131.000 Btu/gal
fig. 9 – 4 Perry, 1958.

Kebutuhan Bahan Bakar : 928.064,88 kg/th.

Kebutuhan Udara : 2.039,00 kg/j.

7. Pompa (PU - 07)

Fungsi : Mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE - 01) menuju Anion Exchanger (AE-01) dengan kecepatan
 $= 1.625,9480 \text{ Kg/j.}$

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller Radial -Vane Field

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 7,159 gpm.

Head : 5,82 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 424,8925 rpm.

Motor : 0,5 Hp.



8. Pompa (PU - 08)

Fungsi : Mengalirkan air dari Anion Exchanger (AE - 01) menuju Deaerator (D-01) dengan kecepatan = 1.625,9480 Kg/j.

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller Radial – Vane Field

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 7,159 gpm.

Head : 5,82 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 424,8925 rpm.

Motor : 0,5 Hp.

9. Pompa (PU - 09)

Fungsi : Mengalirkan air dari Deaerator (D - 01) menuju Boiler (BLU - 06) dengan kecepatan = 2.562,1840 Kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal, Impeller Radial – Vane Field

Jumlah : 1 pompa.

Kapasitas : 11,281 gpm.

Head : 218,14 m.

Putaran : 1.450 rpm.

N spesifik : 35,20 rpm.

Motor : 5 Hp.

8.2.3 Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan $100 \text{ m}^3/\text{jam}$ dengan tekanan 5 atm. Udara yang dipakai adalah udara yang kering dan bersih. Udara dibutuhkan untuk pemakaian alat kontrol pneumatic, media pembersih dengan cara disemprotkan.

Untuk memenuhi kebutuhan udara bertekanan diperlukan kompressor. Udara setelah melalui saringan dikompresi dan keluar pada tekanan tertentu. Udara yang keluar kompresor ditampung didalam tangki udara untuk kemudian dikeringkan dalam silica gel.

Udara di distribusikan dalam keadaan kering dan bersih, sehingga bebas dari kandungan air, minyak dan debu agar cukup aman untuk penggerak pneumatic valve dan untuk mencegah terjadinya korosi.

8.3 Penyediaan Bahan Bakar dan Listrik

8.3.1 Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang diperlukan untuk menyediakan steam adalah fuel oil sebanyak $928.064,88 \text{ kg/th}$. Sedangkan kebutuhan udara $2.039,00 \text{ kg/j}$. Untuk penyimpanan bahan bakar disimpan dalam tangki Bahan Bakar (TU-06) untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler. Jenis alat adalah Tangki Silinder Vertikal dengan perbandingan $H/D = 1$. Adapun ukuran tangki adalah diameter 5,1 m dan tingginya 5,1 m.

8.3.2 Pengadaan Listrik

a) Alat Proses

Pengadaan listrik untuk peralatan proses dapat dilihat pada tabel 8.1 sebagai berikut :

Tabel 8.1 Pengadaan Listrik Alat Proses

No.	Alat	Daya (Hp)
1.	Pompa (P-01)	15 Hp
2.	Pompa (P-02)	0,5 Hp
3.	Pompa (P-03)	1,5 Hp
4.	Pompa (P-04)	0,5 Hp
5.	Pompa (P-05)	1,5 Hp
6.	Pompa (P-06)	0,5 Hp
7.	Pompa (P-07)	0,5 Hp
8.	Pompa (P-08)	0,5 Hp
9.	Pompa (P-09)	0,5 Hp
10.	Pompa (P-10)	0,5 Hp
11.	Pompa (P-11)	1,5 Hp
12.	Pompa (P-12)	0,5 Hp
13.	Pompa (P-13)	0,5 Hp
14.	Pompa (P-14)	0,5 Hp
15.	Pompa (P-15)	5 Hp
16.	Pompa (P-16)	1,5 Hp
17.	Tangki Reaktor (R-01)	2 Hp
18.	Tangki Reaktor (R-02)	2 Hp
19.	Tangki Reaktor (R-03)	2 Hp
20.	Tangki Mixer	0,5 Hp
21.	Tangki Neutralizer	0,5 Hp
	Total	38 Hp

b) Alat Utilitas

Pengadaan listrik untuk peralatan utilitas dapat dilihat pada table 8.2 sebagai berikut :

Tabel 8.2 Pengadaan Listrik Alat Utilitas

No.	Alat	Daya, Hp
1.	Pompa (PU – 01)	7,5 Hp
2.	Pompa (PU – 02)	3 Hp
3.	Pompa (PU – 03)	3 Hp
4.	Pompa (PU – 04)	3 Hp
5.	Pompa (PU – 05)	25 Hp
6.	Pompa (PU – 06)	25 Hp
7.	Pompa (PU – 07)	0,5 Hp
8.	Pompa (PU – 08)	0,5 Hp
9.	Pompa (PU – 09)	5 Hp
10.	Fan Cooling Tower	5 Hp
Total		77,5 Hp

kebutuhan listrik utilitas dan keperluan lain = 100 hp

Total kebutuhan listrik = 38 + 77,5 + 100.0 Hp

= 215,5 Hp

= 215,5 Hp x 0,7457 Kwatt/Hp

= 160,69853 Kwatt

Listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 200 Kwatt. Apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 200 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Digunakan 1 buah generator.



Kebutuhan bahan bakar minyak diesel oil dihitung sbb.:

Dianggap listrik padam 1x dalam satu bulan selama 3 jam

Effisiensi motor diesel = 80 %

Effisiensi bahan bakar = 70 %

Tenaga yang harus disediakan diesel :

$$= 200 \text{ Hp} / 0.8$$

$$= 250 \text{ Hp}$$

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

$$= (250 \text{ Hp} / 0,7) \times (0,7457 \text{ Kwatt/HP}) \times (0,9478 \text{ Btu/dt} / \text{kVA})$$

$$= 252,419 \text{ Btu/dt}$$

Spesifikasi Minyak Diesel Oil :

Heating Value = 144.000 Btu/gal

° API = 22 - 28 °API

Densitas = 0,9 kg / lt

μ = 1,2 cp

Kebutuhan Minyak Diesel :

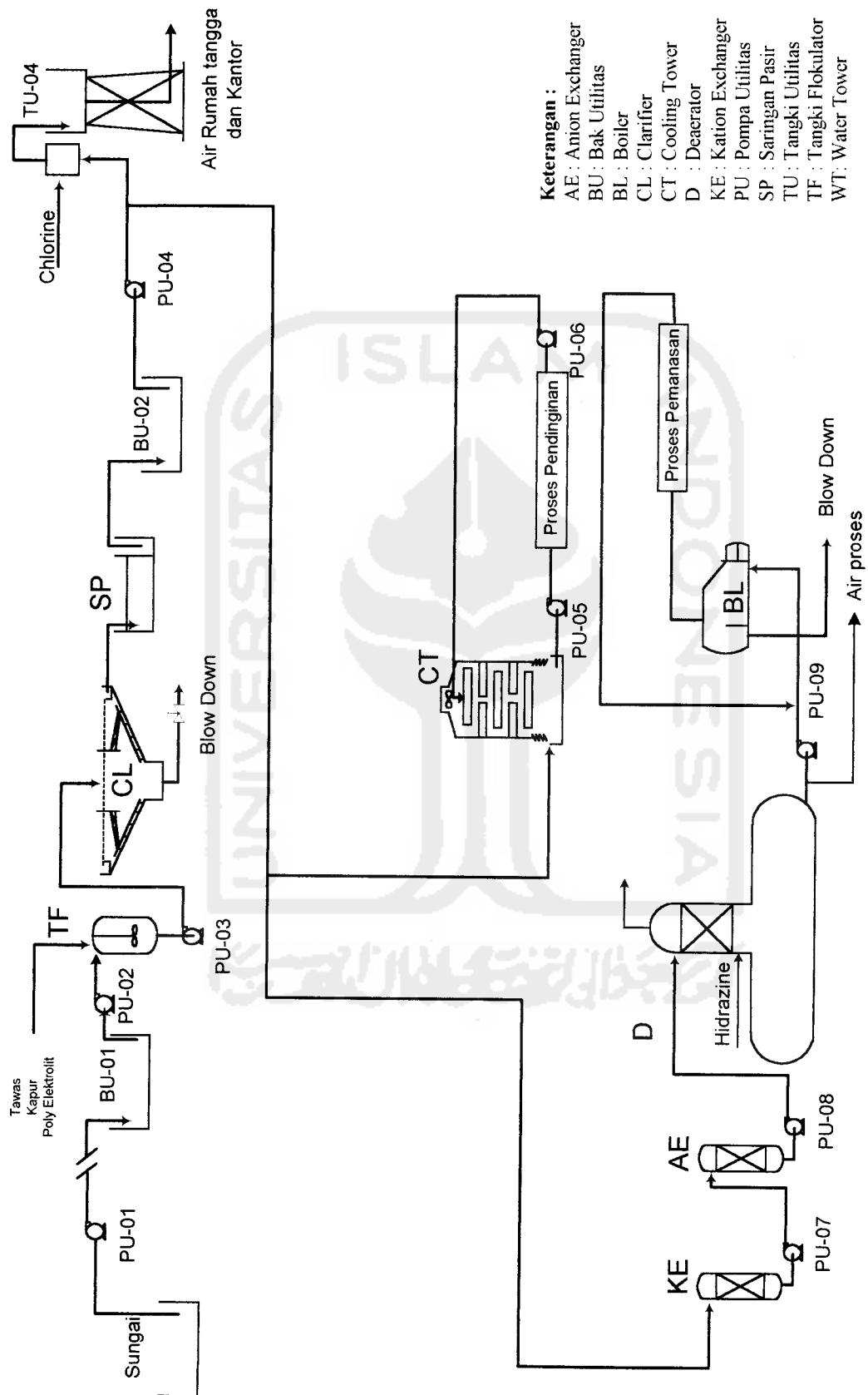
$$= \frac{252,419 \text{ Btu/dtk}}{144.000 \text{ Btu/gal}}$$

$$= 0,001753 \text{ gal/dtk}$$

Kebutuhan Minyak diesel selama 1 tahun :

$$= 0,001753 \text{ gal/dtk} \times 3.600 \text{ dtk/j} \times 3 \text{ j} \times 12 \text{ bulan}$$

$$= 227,1888 \text{ gallon/th}$$



Keterangan :
 AE : Anion Exchanger
 BU : Bak Utilitas
 BL : Boiler
 CL : Clarifier
 CT : Cooling Tower
 D : Deaerator
 KE : Kation Exchanger
 PU : Pompa Utilitas
 SP : Saringan Pasir
 TU : Tangki Utilitas
 TF : Tangki Flokulator
 WT : Water Tower

Gambar 8.1 Diagram Air Pengolahan Air



BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan suatu hal yang penting karena akan mempengaruhi kedudukan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan tersebut.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi suatu pabrik adalah sebagai berikut :

9.1.1 Faktor-faktor Utama

1. Letak Sumber Bahan Baku

Suatu pabrik hendaklah didirikan didaerah yang dekat dengan sumber bahan baku. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengadaan dan transportasi bahan baku adalah sebagai berikut :

- a. Jarak pabrik dengan sumber bahan baku.
- b. Kapasitas sumber bahan baku.
- c. Cara memperoleh dan membawanya ke lokasi pabrik.
- d. Kualitas bahan baku yang ada.

2. Pemasaran

Sebaiknya lokasi pabrik dekat dengan pemasarannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai pemasaran ini adalah sebagai berikut :



- a. Dimana produk akan dipasarkan.
 - b. Kebutuhan dan kemampuan serap pasar serta prospek pasar di masa yang akan datang.
 - c. Pengaruh persaingan yang ada.
 - d. Jarak daerah pemasaran dari lokasi pabrik dan sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran tersebut.
3. Tenaga listrik dan Bahan Bakar

Hal-hal yang perlu diperhatikan sehubungan dengan pengadaan tenaga listrik dan bahan bakar dalam penentuan lokasi pabrik adalah :

- a. Kemungkinan pengadaan listrik dan bahan bakar di daerah tersebut.
 - b. Berapa harga listrik dan bahan bakar.
 - c. Bagaimana persediaan tenaga listrik dan bahan bakar di masa - masa mendatang.
4. Sumber Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu industri. Air digunakan untuk kebutuhan proses dan operasi, air pendingin, steam, serta kebutuhan yang lain. Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik dapat diperoleh melalui beberapa sumber :

- Dari sumbernya langsung (sungai maupun air tanah)
- Perusahaan air minum.
- Dari kawasan industri.



Jika air yang dibutuhkan besar, maka pengambilan air dari sumber langsung akan lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penggunaan sumber-sumber air :

- a. Sampai seberapa lama sumber air tersebut dapat memenuhi kebutuhan pabrik.
 - b. Bagaimana pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air.
 - c. Bagaimana kualitas airnya.
 - d. Nilai ekonomis dari air yang digunakan.
5. Iklim dan Alam sekitar

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- a. Keadaan alamnya, yang akan berpengaruh terhadap konstruksi dan spesifikasi peralatan yang digunakan serta akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi akan konstruksi.
- b. Humidity dan temperatur udara.
- c. Adanya badai, angin topan, gempa bumi, dan situasi buruk yang pernah terjadi di tempat itu.
- d. Kemungkinan untuk perluasan areal pabrik di masa-masa mendatang.

9.1.2 Faktor-faktor khusus

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pengangkutan bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin dan dalam waktu relatif singkat. Karena itu



perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada di daerah tersebut, diantaranya :

- a. Jalan raya.
- b. Rel kereta api.
- c. Adanya pelabuhan dan lapangan udara.

2. Waste Disposal

Mengenai pembuangan limbah pabrik ini ada beberapa hal yang harus diperhatikan :

- a. Cara penyaluran buangan, terutama hubungannya dengan peraturan pemerintah (pusat maupun setempat).
- b. Masalah polusi.

3. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- a. Mudah/tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
 - b. Peraturan pemerintah tentang ketenagakerjaan.
 - c. Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah itu.
 - d. Keahlian dan pendidikan tenaga kerja di daerah itu.
- ## 4. Undang-undang dan peraturan pemerintah (pusat maupun daerah)

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- a. Ketentuan tentang daerah industri.
- b. Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut.
- c. Ketentuan mengenai perpajakan dan asuransi.



5. Karakteristik lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- a. Susunan tanah, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan, serta pengaruh air.
- b. Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembuangan unit baru.
- c. Harga tanah dan fasilitas-fasilitas yang lain

6. Faktor lingkungan dan sekeliling lokasi pabrik

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- a. Adat istiadat kebudayaan didaerah sekitar lokasi.
- b. Apakah daerah atau perkotaan.
- c. Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik dan tempat ibadah.
- d. Fasilitas rekreasi.

9.2 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pabrik direncanakan dibangun di kawasan Pangkalan Brandan Medan, Sumatra Utara.

Pemilihan lokasi ini berdasarkan atas beberapa pertimbangan yaitu :

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku diimport dari Malaysia, pelabuhan untuk angkutan kapal dapat berjalan dengan lancar.

2. Penyediaan Air

Dekat dengan sumber air yang berada didaerah Pangkalan Brandan sehingga biaya tidak banyak.



3. Tersediannya jaringan angkutan darat seperti jalan raya dan pelabuhan.

4. Tenaga kerja

Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah. Untuk mencukupi kebutuhan tenaga kerja ini, dapat diambil dari daerah sekitar lokasi pabrik.

5. Pemasaran

Ethylene Glycol banyak dibutuhkan untuk additive minyak pelumas, antifreezer, resin dan lain sebagainya yang perlu untuk daerah Sumatera Utara dan sekitarnya. Sehingga dengan berdirinya pabrik diharapkan ketergantungan import dapat dikurangi.

9.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (plant lay out) adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik yang meliputi ; areal proses, areal penyimpanan, dan areal material handling sedemikian rupa sehingga dapat dioperasikan secara efektif.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata letak (plant lay out):

- a. Kemungkinan perluasan pabrik.
- b. Distribusi utilitas secara ekonomis.
- c. Kemungkinan timbulnya bahaya, seperti kebakaran, ledakan dan timbulnya gas/asap dan lain-lain.
- d. Adanya ruangan yang cukup untuk bekerja.
- e. Pondasi bangunan dan mesin-mesin.
- f. Bentuk kerangka bangunan, tembok dan atap.
- g. Penerangan yang cukup.



h. Masalah penyaluran zat-zat buangan (waste disposal).

9.4 Tata Letak Alat Proses

Alat proses disusun sedemikian rupa sehingga jalannya produksi menjadi lancar. Adapun pertimbangan-pertimbangan yang diambil dalam menentukan letak alat proses adalah :

1. Biaya

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

2. Operasi

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

3. Jarak Antar Alat

Jarak antar alat proses dibuat agar pada saat pembersihan atau pemeliharaan alat ada ruang kosong untuk menempatkan peralatan-peralatan tersebut.

4. Maintenance

Jarak antar alat proses dibuat sedekat mungkin sehingga proses alat/pembersihan sewaktu turn around dapat dengan mudah dilaksanakan.

5. Safety

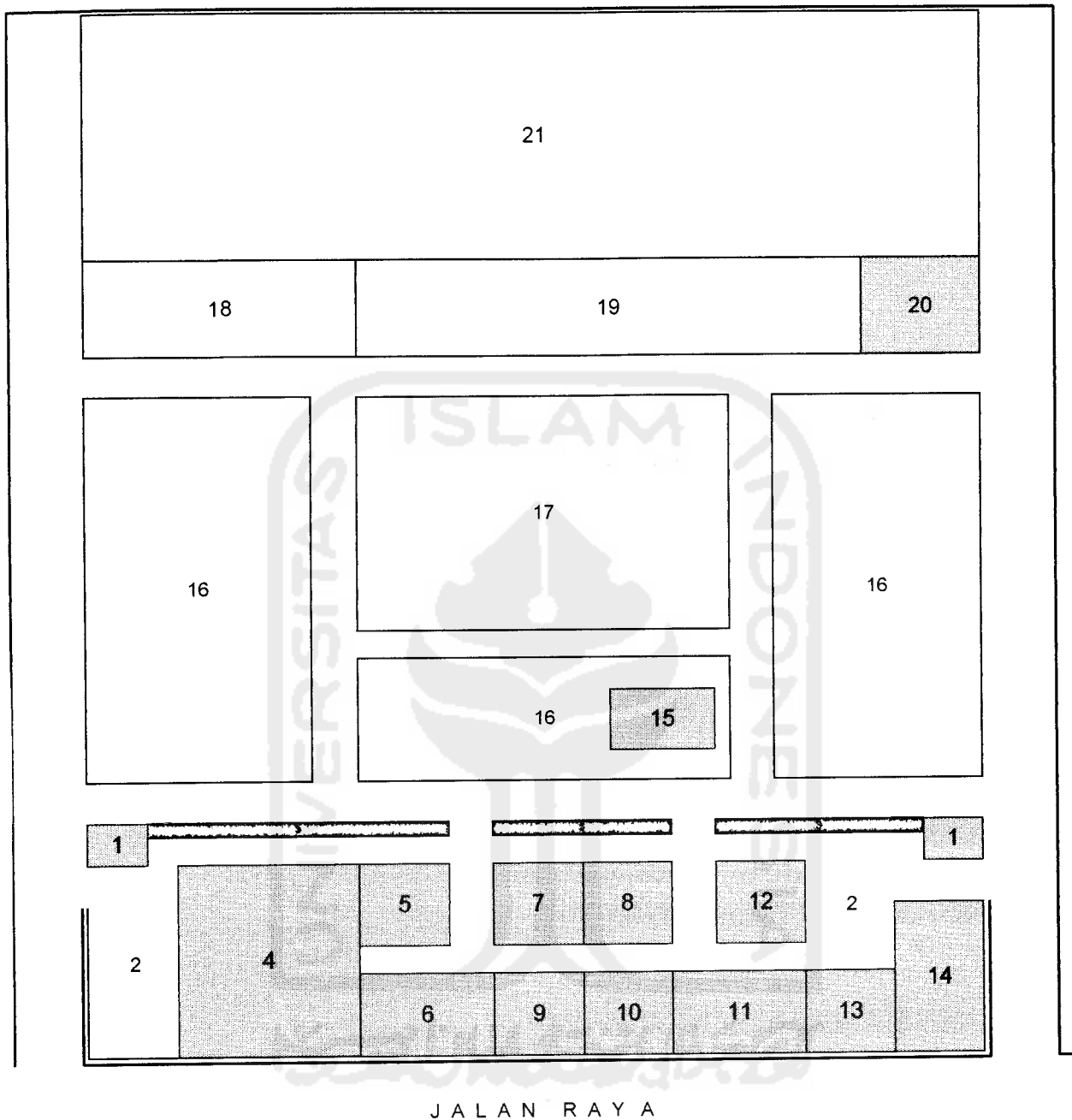
Alat disusun sehingga jarak antara sumber dan alat lainnya cukup aman. Dengan demikian adanya bahaya ledakan maupun kebakaran dapat diminimalisir. Selain itu juga dapat memudahkan operator untuk segera mencari keselamatan jika terjadi ledakan maupun kebakaran.



6. Perluasan Pabrik

Peralatan seyogyanya ditempatkan dalam posisi yang mudah untuk kemungkinan pengembangan pabrik dimasa yang akan datang.

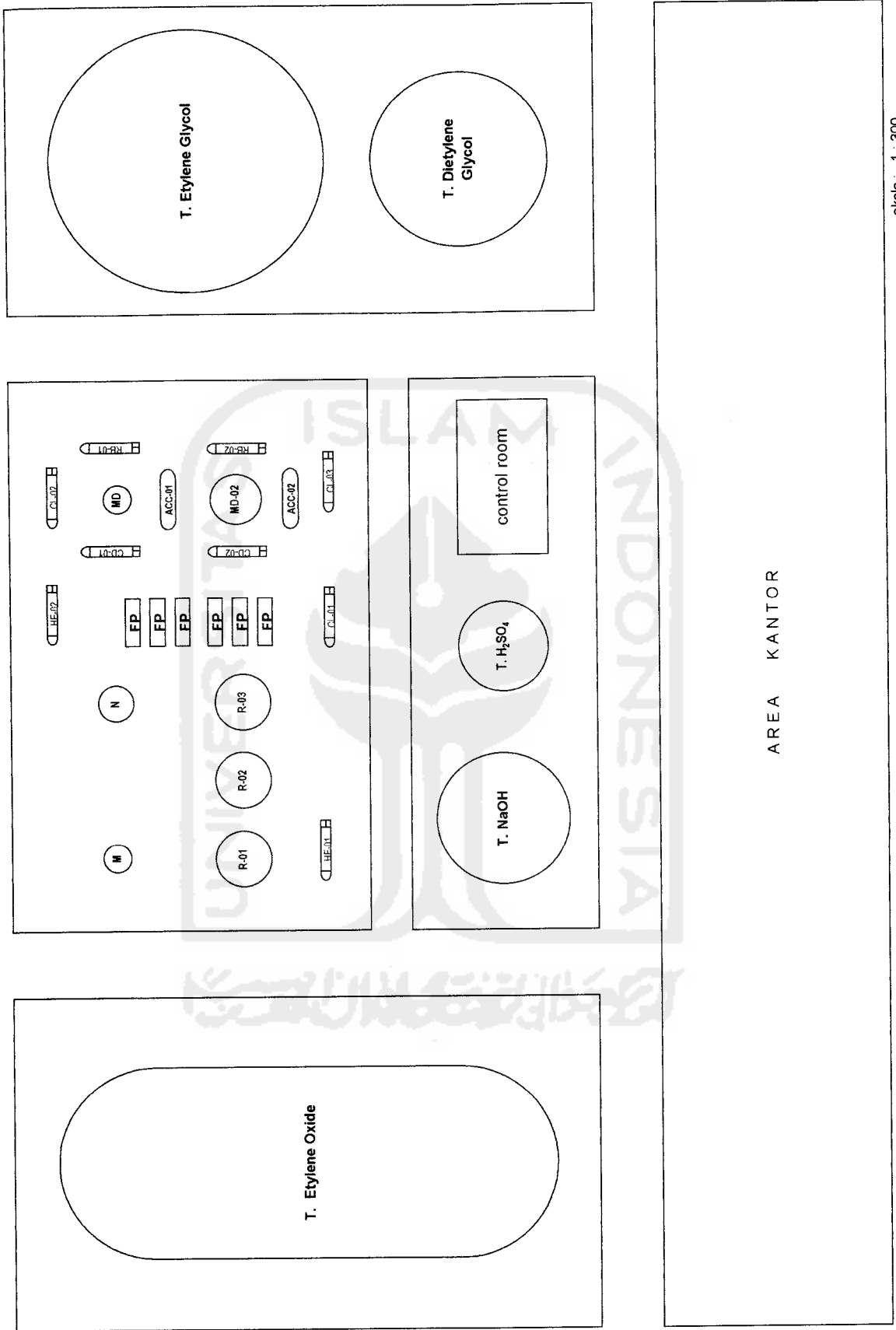




Gambar Tata Letak Pabrik

Keterangan :

- | | | |
|-------------------------------|-----------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Jaga | 8. Poliklinik | 15. Ruang Kontrol |
| 2. Area Parkir | 9. Tempat Ibadah | 16. Area Tangki |
| 3. Taman / Pepohonan | 10. Laboratorium | 17. Area Prosas Produksi |
| 4. Kantor | 11. Bengkel | 18. Area Pengolahan Limbah |
| 5. Perpustakaan | 12. Pemadam Kebakaran | 19. Area Utilitas |
| 6. Gedung Serbaguna | 13. Gudang | 20. Gudang |
| 7. Kantin / Koperasi Karyawan | 14. Garasi Kendaraan Pabrik | 21. Area Perluasan Pabrik |



AREA KANTOR

skala : 1 : 300

Gambar Tata Letak Alat Proses



BAB X

ORGANISASI PERUSAHAAN

Struktur organisasi pabrik Ethylene Glycol adalah sebagai berikut :

Organisasi dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri atas direktur utama, direktur umum, direktur teknik dan produksi, dan direktur keuangan, dewan direksi dibantu oleh pembantu direksi yang terdiri atas kepala biro dan kepala biro pengawasan intern, rinciannya adalah sebagai berikut :

10.1 Direksi

1. Direktur Utama : 1 orang
Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia atau Sarjana Ekonomi
Pembantu : - sekretaris : 1 orang
 - pembantu umum : 2 orang
Pendidikan : - 1 Akademi sekretaris
 - 2 Sarjana muda semua jurusan
2. Direktur Umum : 1 orang
Pendidikan : Sarjana semua jurusan
Pembantu : - sekretaris : 1 orang
 - pembantu umum : 2 orang
Pendidikan : - 1 Sarjana muda sekretaris
 - 2 SMU



3. Direktur Teknik dan Produksi : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Pembantu : - sekretaris : 1 orang

- pembantu umum : 2 orang

Pendidikan : - 1 sarjana muda sekretaris

- 2 SMU

4. Direktur Keuangan : 1 orang

Pendidikan : Sarjana semua jurusan

Pembantu : - sekretaris : 1 orang

- pembantu umum : 2 orang

Pendidikan : - 1 sarjana muda

- 2 SMU

B. Pembantu Direksi

1. Kepala Biro Direksi : 1 orang

Pendidikan : Sarjana semua jurusan

Pembantu : - bagian sekretaris : 1 orang

- bagian hukum : 2 orang

Pendidikan : - 2 sarjana muda

- 1 sarjana hukum

2. Kepala Biro Pengawasan Intern : 1 orang

Pendidikan : Sarjana semua jurusan

Pembantu : - bagian pengawasan operasional : 2 orang

- bagian analisis : 2 orang



Pendidikan : 4 sarjana muda semua jurusan

C. Unit Umum

1. Kepala Bagian Litbang : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Pembantu : 16 orang

- seksi laboratorium : 4 orang

- seksi penelitian dan pengembangan manajemen: 3 orang

- seksi penelitian dan pengembangan proses dan teknologi
: 5 orang

- seksi penelitian dan pengembangan produksi dan
pemasaran : 3 orang

Pendidikan : 16 sarjana muda

2. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja : 1 orang

Pendidikan : Sarjana psikologi / ekonomi / kedokteran

Pembantu : 23 orang

- seksi kesehatan dan keselamatan kerja : 5 orang

- seksi keamanan : 10 orang

- seksi emergensi : 8 orang

Pendidikan : - 2 orang sarjana

- 2 orang sarjana muda

- 6 SLTA

- 16 SMU

3. Kepala Bagian Akuntansi : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Ekonomi



- Pembantu : 8 orang
- seksi pembukuan : 4 orang
 - seksi anggaran : 4 orang
- Pendidikan : - 2 sarjana muda
- 6 SMU

4. Kepala Bagian Humas : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Komunikasi / psikologi

- Pembantu : 8 orang
- seksi tenaga kerja : 4 orang
 - seksi diklat : 4 orang

5. Kepala Bagian Finansial : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

- Pembantu : 8 orang
- seksi keuangan : 4 orang
 - seksi pajak dan asuransi : 4 orang

D. Unit Pelaksana

1. Kepala Bagian Produksi : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

- Pembantu : 48 orang
- seksi proses produksi : 28 orang
 - seksi utilitas : 20 orang

2. Kepala Bagian Pemeriksaan dan pemeliharaan : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin / Elektro



Pembantu : 15 orang

- seksi pemeriksaan : 4 orang
- seksi perbekalan : 7 orang
- seksi instrumentasi : 4 orang

Pendidikan : - 4 Sarjana muda
- 11 SMU

3. Kepala Bagian Pemasaran dan pengadaan : 1 orang

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / psikologi

Pembantu : 6 orang

- seksi pemasaran : 3 orang
- seksi pengadaan : 3 orang

Tabel 10.1 Perincian Jumlah Pegawai dan Penggajian

Pendidikan	Jumlah
Sarjana	20
SMU	50
SLTP	82
SD	10
Total	200

E. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Ethylene Glycol cair direncanakan beroperasi 24 jam per hari selama 330 hari dalam satu tahun. Sisa hari dalam satu tahun digunakan untuk perbaikan dan perawatan tahunan.

Pembagian kerja karyawan ada 2 kelompok yaitu : jam kerja karyawan shift dan karyawan non shift.



1. Jam Kerja Karyawan Non Shift

Senin-Jumat : 08.00-16.00

Hari Sabtu, Minggu dan hari besar nasional libur.

2. Jam Kerja Karyawan Shift

Dibagi menjadi 4 shift dengan 3 shift bekerja dan 1 shift libur.

Jam kerja shift :

Shift I pagi : 08.00-16.00

Shift II sore : 16.00-24.00

Shift III malam : 00.00-08.00

Pengaturan Tugas Shift :

Tabel 10.2 Jadwal Kerja Karyawan Pabrik.

Shift	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	A	A	A	B	B	B	C	C	C	D	D	D
II	B	B	C	C	C	D	D	D	A	A	A	B
III	C	D	D	D	A	A	A	B	B	B	A	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A

A, B, C dan D : kelompok shift

Mulai hari ke-13 jadwal kembali seperti awal



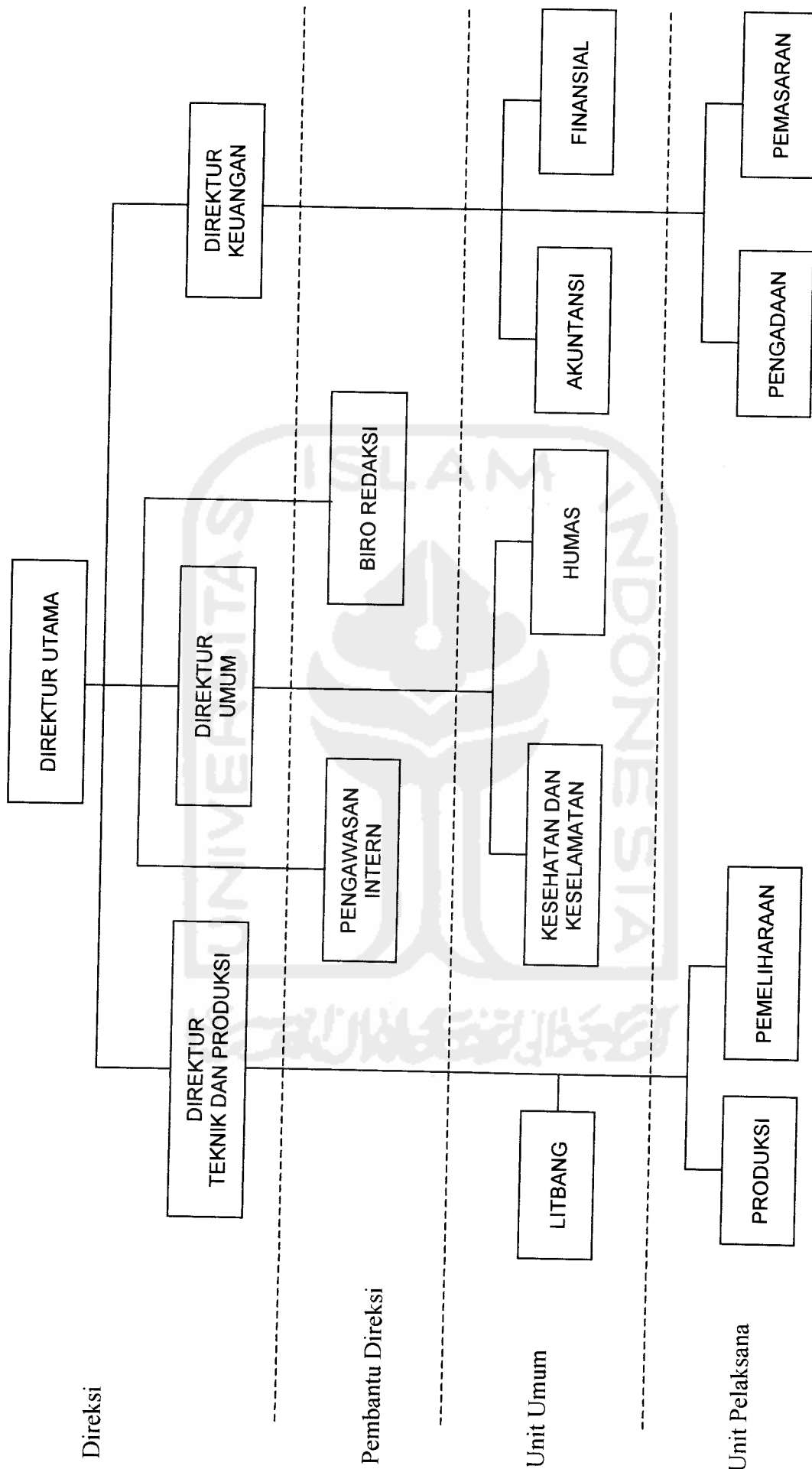
Sistem gaji karyawan

Tabel 10.3 Daftar Gaji /Upah Karyawan

Jabatan	Gaji per Bulan (Rp)	Jumlah Orang	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	15.000.000,-	1	15.000.000,-
Direktur	8.500.000,-	3	25.500.000,-
Kepala Bagian	5.000.000,-	6	30.000.000,-
Kepala Seksi	3.500.000,-	18	63.000.000,-
Staff	1.500.000,-	35	52.500.000,-
Operator Lapangan	900.000,-	82	73.800.000,-
Operator Adm.	700.000,-	55	38.500.000,-
Jumlah		200	298.300.000,-

Pengeluaran untuk gaji dalam satu tahun = $298.300.000 \times 12$ bulan
= 3.579.600.000,00

Gaji karyawan dibayar setiap tanggal 1, jika tanggal 1 hari libur, maka hari pengambilan gaji dimajukan satu hari.



Gambar 10.1 Struktur Organisasi

BAB XI

EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi prarancangan pabrik Ethylene Glycol dari Ethylene Oxide, meliputi penentuan harga alat, investasi biaya operasional dan analisis kelayakan. Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan resiko index harga. Perkiraan harga ini sangat sering digunakan.

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

Dimana :

- E_x : Harga alat pada tahun x
 E_y : Harga alat pada tahun y
 N_x : Index harga pada tahun x
 N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6}$$

Dimana :

- E_a : harga alat a
 E_b : harga alat b
 C_a : kapasitas alat a



Cb : kapasitas alat b

1) Harga alat diambil dari :

- a. CE index 1954 = 86,1 (Aries dan Newton)
- b. CE index 1993 = 359,2 (<http://www.che.com>)
- c. CE index Mei 1999 = 390,6 (<http://www.che.com>)
- d. CE index Mei 2000 = 391,2 (<http://www.che.com>)
- e. CE index 2002 = 426

2) Harga dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat.

Harga dalam dollar dibulatkan dalam satuan terdekat

Kurs Dollar Mei 2002 \$ 1 = Rp. 9.500

3) Upah buruh

- a. Buruh asing = \$. 20 /man hour
- b. Buruh lokal = Rp. 6.500 /man hour
- c. Perbandingan Man Hour asing = 1,5 man hour lokal

Tabel 11.1 Harga alat-alat proses

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan (\$)	Harga (\$)
1.	Accumulator-01	1	20,780	20,780
2.	Accumulator-02	1	74,216	74,216
3.	Accumulator-03	1	22,265	22,265
4.	Condenser-01	1	10,390	10,390
5.	Condenser-02	1	13,854	13,854
6.	Filter Press	3	25,728	77,184
7.	He - 01	1	3,463	3,463
8.	He - 02	1	6,432	6,432
9.	He - 03	1	3,513	3,513
10.	He - 04	1	5,937	5,937
11.	He - 05	1	4,453	4,453
12.	Menara Distilasi-01	1	10,885	10,885
13.	Menara Distilasi-02	1	49,477	49,477
14.	Mixer	1	59,373	59,373
15.	Netralizer	1	494,774	494,774
16.	Pompa - 01	2	8,906	17,812
17.	Pompa - 02	2	1,484	2,969
18.	Pompa - 03	2	3,463	6,927
19.	Pompa - 04	2	1,385	2,771
20.	Pompa - 05	2	3,958	7,916
21.	Pompa - 06	2	1,385	2,771
22.	Pompa - 07	2	1,385	2,771
23.	Pompa - 08	2	1,385	2,771
24.	Pompa - 09	2	1,385	2,771
25.	Pompa - 10	2	1,385	2,771
26.	Pompa - 11	2	1,534	3,068
27.	Pompa - 12	2	1,534	3,068
28.	Pompa - 13	2	1,435	2,870
29.	Pompa - 14	2	1,385	2,771
30.	Pompa - 15	2	4,948	9,895
31.	Pompa - 16	2	2,523	5,047
32.	Reaktor-01	1	494,774	494,774
33.	Reaktor-02	1	494,774	494,774
34.	Reaktor-03	1	494,774	494,774
35.	Reboiler-01	1	3,562	3,562
36.	Reboiler-02	1	50,467	50,467
37.	Steam Jet Ejector	1	1,385	1,385
38.	Barometrik Condensor	1	1,039	1,039
39.	Tangki - 01	1	494,774	494,774
40.	Tangki - 02	1	49,477	49,477
41.	Tangki - 03	1	52,941	52,941
42.	Tangki - 04	1	494,774	494,774
43.	Tangki - 05	1	247,387	247,387



	Jumlah			3.893.274
--	---------------	--	--	------------------

I. PHYSICAL PLANT COST

$$\begin{aligned} 1. \text{Harga alat sampai ditempat} &= 125\% \text{ PEC} \\ &= 1,25 \cdot \$ 3.893.274 \\ &= \$ 4.866.592 \end{aligned}$$

2. Instalasi

$$\begin{aligned} \text{Material (11\% PEC)} &= 0,11 \cdot \$ 3.893.274 \\ &= \$ 428.260,13 + \text{Transport 25\%} \\ &= \$ 535.325,13 \\ \text{Buruh (32\% PEC)} &= 0,32 \cdot \$ 3.893.274 \\ &= \$ 1.245.847,63 \\ \text{Jumlah Man hour} &= \$ 1.245.847,63 / (\$ 20/\text{man hour}) \\ &= \$ 62.292,38 \text{ man hour} \\ \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \cdot \$ 62.292,38 \text{ man hour } (\$ 20/\text{man hour}) \\ &= \$ 62.292,38 \\ \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \cdot 1,5 \cdot \$ 62.292,38 \text{ man hour } (\text{Rp.6500}/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp. 576.983.168,00} \end{aligned}$$

3. Pemipaan

$$\begin{aligned} \text{Material (49\% PEC)} &= 0,49 \cdot \$ 3.893.274 \\ &= \$ 1.907.704,13 + \text{Transport 25\%} \\ &= \$ 2.384.630,25 \\ \text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \cdot \$ 3.893.274 \\ &= \$ 1.440.511,25 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Jumlah Man hour} &= \$. 1.440.511,25 / (\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 72.025,56 \text{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 . \$. 72.025,56 \text{ man hour } .(\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 72.025,56 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 . 1,5 . \$. 72.025,56 \text{ man hour.} (\text{Rp.}6500/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp. } 667.137.768,00 \end{aligned}$$

4. Instrumentasi

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 0,12 . \$. 3.893.274 \\ &= \$. 467.192,84 + \text{Transport 25\%} \\ &= \$. 583.991,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 . \$. 3.893.274 \\ &= \$. 116.798,21 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Man hour} &= \$. 116.798,21 / (\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 5.839,91 \text{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 . 5.839,91 \text{ man hour } .(\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 5.839,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 . 1,5 . 5.839,91 \text{ man hour.} (\text{Rp}6500/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp. } 54.092.172,00 \end{aligned}$$

5. Isolasi

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 0,03 \$. 3.893.274 \\ &= \$. 116.798,21 + \text{Transport 25\%} \\ &= \$. 145.997,75 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 . \$. 3.893.274 \\ &= \$. 194.663,69 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Jumlah Man hour} &= \$. 194.663,69 / (\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 9.773,18 \text{ man hour}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 . \$. 9.773,18 \text{ man hour} . (\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 9.773,18\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 . 1,5 . \$. 9.773,18 \text{ man hour} . (\text{Rp} . 6500/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp} . 90.153.624,00\end{aligned}$$

6. Listrik

$$\begin{aligned}\text{Material (10\% PEC)} &= 0,10 \$. 3.893.274 \\ &= \$. 389.327,38 + \text{Transport 25\%} \\ &= \$. 486.659,22\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 . \$. 3.893.274 \\ &= \$. 116.798,21\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Man hour} &= \$. 116.798,21 / (\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 5.839,91 \text{ man hour}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 . \$. 5.839,91 \text{ man hour} . (\$. 20/\text{man hour}) \\ &= \$. 5.839,91\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 . 1,5 . \$. 5.839,91 \text{ man hour} . (\text{Rp} 6500/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp} . 54.092.172,00\end{aligned}$$

7. Bangunan

Luas masing-masing bangunan :

1. Gedung kantor = 1000 m²
2. Gedung pertemuan = 500 m²
3. Gedung klinik = 100 m²



4. Gedung kantin	=	100 m ²
5. Tempat ibadah	=	400 m ²
6. Bengkel	=	300 m ²
7. Laboratorium	=	200 m ²
8. Gudang	=	1.100 m ²
9. Pos jaga	=	50 m ²
10. Pemadam kebakaran	=	210 m ²
11. Perpustakaan	=	100 m ²
12. Jalan/taman	=	8000 m ²
13. Area parkir	=	500 m ²
<hr/>		
Total bangunan	=	12.560 m ²
Harga bangunan rata-rata	=	Rp. 1.200.000,00/ m ²
Biaya bangunan	=	Rp. 15.072.000.000,00

8. Tanah

- Luas tanah = 30.000 m²
- Harga tanah = Rp. 200.000,00/ m²
- Biaya tanah = Rp. 6.000.000.000,00



9. Utilitas

Tabel 11.2 Harga alat dalam Dollar

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan (\$)	Harga (\$)
1.	PU – 01	2	3.364	6.729
2.	PU – 02	2	3.364	6.729
3.	PU – 03	2	3.364	6.729
4.	PU – 04	2	3.216	6.432
5.	PU – 05	2	14.348	28.697
6.	PU – 06	2	14.348	28.697
7.	PU – 07	2	1.385	2.771
8.	PU – 08	2	1.385	2.771
9.	PU – 09	2	1.534	3.068
10.	Demineralisasi	2	44.530	89.059
11.	Softening	1	183.066	183.066
12.	Boiler	1	143.484	143.484
13.	Generator	1	192.962	192.962
14.	TU – 01	1	64.321	64.321
15.	TU – 02	1	89.059	89.059
16.	TU – 03	1	7.422	7.422
17.	TU – 04	1	103.902	103.902
18.	TU – 05	1	79.164	79.164
19.	TU – 06	1	94.007	94.007
	Jumlah			1.139.068

Tabel 11.3 Harga alat lokal

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan (Rp)	Harga (Rp)
20.	BU – 01	1	13.750.000	13.750.000
21.	BU – 02	1	42.750.000	42.750.000
22.	Coolong Tower-01	1	50.000.000	50.000.000
	Jumlah			106.500.000

PEC Utilitas = \$ 1.139.067,6

$$\begin{aligned} 9.1 \text{ Harga alat sampai ditempat} &= 125 \% \cdot \text{PEC} \\ &= 1,25 \cdot \$ 1.139.067,6 \\ &= \$ 1.423,835 \end{aligned}$$

9.2 Instalasi

$$\begin{aligned}
 \text{Material (11\% PEC)} &= 0,11 \cdot \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 125.297,44 + \text{Transport 25\%} \\
 &= \$ 156.621,80 \\
 \text{Buruh (49\% PEC)} &= 0,49 \cdot \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 364.501,63 \\
 \text{Jumlah man hour} &= \$ 364.501,63 / (\$ 20/\text{man hour}) \\
 &= 18.225,08 \text{ man hour} \\
 \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \cdot \$ 18.225,08 \text{ man hour} \cdot (\$ 20/\text{man hour}) \\
 &= \$ 18.225,08 \\
 \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \cdot 1,5 \cdot \$ 18.225,08 \text{ manhour} \cdot (\text{Rp.} 6500/\text{man hour}) \\
 &= \text{Rp. } 168.809.824,00
 \end{aligned}$$

9.3 Pemipaan

$$\begin{aligned}
 \text{Material (49\% PEC)} &= 0,49 \cdot \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 558.143,13 + \text{Transport 25\%} \\
 &= \$ 697.678,94 \\
 \text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \cdot \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 421.455,03 \\
 \text{Jumlah man hour} &= \$ 421.455,03 / (\$ 20/\text{man hour}) \\
 &= 21.072,75 \text{ man hour} \\
 \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \cdot \$ 21.072,75 \text{ man hour} \cdot (\$ 20/\text{man hour}) \\
 &= \$ 21.072,75 \\
 \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \cdot 1,5 \cdot \$ 21.072,75 \text{ manhour} \cdot (\text{Rp.} 6500/\text{man hour}) \\
 &= \text{Rp. } 195.186.368,00
 \end{aligned}$$

9.4 Instrumentasi

$$\begin{aligned}
 \text{Material (24\% PEC)} &= 0,24. \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 273.376,22 + \text{Transport 25\%} \\
 &= \$ 341.720,28
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03. \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 34.172,03
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah man hour} &= \$ 34.172,03 / (\$ 20/\text{man hour}) \\
 &= 1.708,60 \text{ man hour}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 . \$ 1.708,60 \text{ man hour} . (\$ 20/ \text{man hour}) \\
 &= \$ 1.708,60
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95.1,5. \$ 1.708,60 \text{ manhour. (Rp.6500/man hour)} \\
 &= \text{Rp. 15.825.920,00}
 \end{aligned}$$

9.5 Isolasi

$$\begin{aligned}
 \text{Material (3\% PEC)} &= 0,03. \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 34.172,03 + \text{Transport 25\%} \\
 &= \$ 72.715,04
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,5. \$ 1.139.067,6 \\
 &= \$ 56.953,38
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah man hour} &= \$ 107.210,00 / (\$ 20/\text{man hour}) \\
 &= 2.847,67 \text{ man hour}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 . \$ 2.847,67 \text{ man hour} . (\$ 20/ \text{man hour}) \\
 &= \$ 2.847,67
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95.1,5. \$ 2.847,67 \text{ manhour. (Rp.6500/man hour)} \\
 &= \text{Rp. 26.376.536,00}
 \end{aligned}$$



9.6 Listrik

$$\begin{aligned} \text{Material (10\% PEC)} &= 0,10 \cdot \$ 1.139.067,6 \\ &= \$ 113.906,77 + \text{Transport 25\%} \\ &= \$ 142.383,45 \\ \text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \cdot \$ 1.139.067,6 \\ &= \$ 34.172,03 \\ \text{Jumlah man hour} &= \$ 34.172,03 / (\$ 20/\text{man hour}) \\ &= 1.708,60 \text{ man hour} \\ \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \cdot 1.708,60 \text{ man hour} \cdot (\$ 20/\text{man hour}) \\ &= \$ 1.708,60 \\ \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \cdot 1,5 \cdot \$ 1.708,60 \text{ manhour} (\text{Rp.6500}/\text{man hour}) \\ &= \text{Rp.15.825.920,00} \end{aligned}$$

9.7 Harga alat lokal

$$\text{Harga alat total} = \text{Rp. 106.500.000,-}$$

PPC utilitas

$$\text{Di bayar dalam Dollar} = \$ 2.565.749,75$$

$$\text{Dibayar dengan Rupiah} = \text{Rp. 528.524.576,00}$$

I. PHYSICAL PLANT COST

$$\text{Dibayar dalam dollar} = \$ 11.724.676,00$$

$$\text{Dibayar dalam rupiah} = \text{Rp. 22.989.479.936,00}$$

10. Engineering & Construction :

Dibayar dalam rupiah :

$$= 0,2 \cdot \text{Rp. 22.989.479.936,00} + (0,2 \cdot \$ 11.724.676,00) \cdot 9500$$

$$= \text{Rp. 26.874.781.696,00}$$



II. DIRECT PLANT COST

Dibayar dalam dollar :

$$= \$. 11.724.676,00$$

Dibayar dalam rupiah :

$$= \text{Rp.}22.989.479.936,00 + \text{Rp.} 26.874.781.696,00$$

$$= \text{Rp.}49.864.261.632,00$$

11. Contractor Fee :

Dibayar dalam dollar :

$$= 5 \% . \$. 11.724.676,00$$

$$= \text{Rp.} 586.233,81$$

Dibayar dalam rupiah :

$$= 5 \% . \text{Rp.}49.864.261.632,00$$

$$= \text{Rp.} 2.493.213.184,00$$

12. Contingency :

Dibayar dalam dollar :

$$= 25 \% . \$. 11.724.676,00$$

$$= \$. 2.931.169,00$$

Dibayar dalam rupiah :

$$= 25 \% . \text{Rp.} 49.864.261.632,00$$

$$= \text{Rp.} 12.466.065.408,00$$

I. PHYSICAL PLANT COST

No	Komponen	Rp	\$
1.	Harga alat sampai ditempat	0	4.866.592
2.	Instalasi	576.983.168	597.618
3.	Pemipaan	667.137.768	2.456.656
4.	Intrumentasi	54.092.172	589.831
5.	Isolasi	90.153.624	155.731
6.	Listrik	54.092.172	492.499
7.	Bangunan	15.072.000.000	0
8.	Tanah	6.000.000.000	0
9.	Utilitas	528.524.576	2.565.750
	Jumlah	22.989.479.936	11.724.676

PHYSICAL PLANT COST = Rp 134.373.902,00

II. DIRECT PLANT COST

No	Komponen	Rp	\$
1.	PPC	22.989.479.936	11.724.676
2.	Engineering & Contruction	26.874.781.696	0
	Jumlah	49.864.261.632	11.724.676

III. FIXED CAPITAL INVESMENT

No	Komponen	Rp	\$
1.	DPC	49.864.261.632	11.724.676
2.	Contractor Fee	2.493.213.184	586.234
3.	Contingency	12.466.065.408	2.931.169
	Jumlah	64.823.541.760	15.242.079

FIXED CAPITAL INVESMENT = Rp. 64.823.541.760 + \$. 15.242.079

= Rp. 209.623.285.760



IV. MANUFACTURING COST

A. Direct Manufacturing Cost

1. Bahan baku dan Pembantu

a. C₂H₄O

Harga = Rp.7500 /kg

Kebutuhan = 2.329,2960 . 24 . 330

Biaya = 1,844802 E +07 kg . Rp. 7500

= Rp. 138.360.176.640,00

b. H₂SO₄

Harga = Rp. 6000 /kg

Kebutuhan = 49,5121 . 24 . 330

Biaya = 392.135,8 kg . Rp. 6000

= Rp. 2.352.815.104,00

c. NaOH

Harga = Rp. 6000 /kg

Kebutuhan = 99,0228 . 24 . 330

Biaya = 784.260,6 kg . Rp.6000

= Rp. 4.705.563.136,00

Biaya bahan total = Rp.138.360.176.640,00 + Rp.2.352.815.104,00 +

Rp. 4.705.563.136,00

= Rp. 145.418.551.296,00



Gaji karyawan

Gaji karyawan pabrik perbulan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan
1.	Dirut	1	15.000.000
2.	Direktur	3	25.500.000
3.	Ka. Bagian	6	30.000.000
4.	Ka. Seksi	18	63.000.000
5.	Staff	35	52.500.000
6.	Operator Lapangan	82	73.800.000
7.	Operator Administrasi	55	38.500.000
	Jumlah	200	298.300.000

2. Gaji karyawan = Rp. 3.579.599.872,00
3. Supervisi (10% karyawan) = Rp. 357.960.000,00
4. Maintenance (2% FCI) = Rp. 4.192.465.664,00
5. Plant Suplies (15% Maintenance) = Rp. 628.869.888,00
6. Royal dan Patt. (1% sales) = Rp. 3.599.855.104,00
7. Utilitas dan Unit Pengolahan Limbah :
- a. Alum (Tawas)
- Harga = Rp. 1300/kg
- Kebutuhan = 38779,49 kg
- Biaya = Rp. 50.413.336,00
- b. Chlorin
- Harga = Rp. 1200/kg
- Kebutuhan = 224,136 kg
- Biaya = Rp. 268.963,19
- c. Kapur
- Harga = Rp. 800/kg



Kebutuhan = 66947,75 kg

Biaya = Rp. 53.558.200,00

d. Poly Elektrolit

Harga = Rp. 5200/kg

Kebutuhan = 224.136 kg

Biaya = Rp. 1.165.507,25

e. H₂SO₄

Harga = Rp. 6000/kg

Kebutuhan = 27011,67 kg

Biaya = Rp. 162.070.032,00

f. NaOH

Harga = Rp. 6000/kg

Kebutuhan = 22050.34 kg

Biaya = Rp. 132.302.064,00

g. Hidrazin

Harga = Rp. 11.200/kg

Kebutuhan = 21.0023 kg

Biaya = Rp. 235.225,77

h. Fuel Oil

Harga = Rp. 1200/kg

Kebutuhan = 4209025 kg

Biaya = Rp. 5.050.829.312,00



i. Listrik

Harga = Rp. 270 / KWh

Kebutuhan = 2.376.000 KWh

Biaya = Rp. 641.520.000,00

Utilitas (Total) = Rp. 6.092.362.752,00

DIRECT MANUFACTURING COST

= Rp. 6.092.362.752,00 + Rp. 3.579.599.872,00 + Rp. 357.960.000,00 +
Rp. 4.192.465.664,00 + Rp. 628.869.888,00 + Rp. 3.599.855.104,00 +
Rp. 145.418.551.296,00
= Rp. 163.869.671.424,00

B. Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead (20 % Kary.) = Rp. 715.920.000,00
2. Laboratorium (20 % Kary.) = Rp. 715.920.000,00
3. Pack dan Ship (1 % Sales) = Rp. 3.599.855.104,00
4. Plant Overhead (50 % Kary.) = Rp. 3.579.599.872,00

INDIRECT MANUFACTURING COST = Rp. 8.611.295.232,00**C. Fixed Manufacturing Cost**

1. Depresiasi (10 % FCI) = Rp. 20.962.328.576,00
2. Property tax (5 % FCI) = Rp. 10.481.168.288,00
3. Asuransi (5 % FCI) = Rp. 10.481.168.288,00

FIXED MANUFACTURING COST = Rp. 41.924.657.152,00

MANUFACTURING COST**= DMC + IMC + FMC****= Rp. 163.869.671.424,00 + 8.611.295.232,00 + 41.924.657.152,00****= Rp. 214.405.627.904,00****V. WORKING CAPITAL**

1. Raw material inventory = Rp. 12.118.212.608,00

2. In process inventory = Rp. 8.933.567.488,00

3. Product inventory = Rp. 17.867.134.976,00

4. Available cash = Rp. 17.867.134.976,00

5. Extended credit = Rp. 29.998.792.704,00

WORKING CAPITAL = Rp. 86.784.843.776,00**VI. GENERAL EXPENSE**

1. Administrasi (3 % Manu. Cost) = Rp. 6.432.168.448,00

2. Sales (5 % Manu. Cost) = Rp. 10.720.281.600,00

3. Finance (20 % WC+FCI) = Rp. 59.281.625.088,00

4. Riset = Rp. 6.432.168.448,00

GENERAL EXPENSE = Rp. 82.866.241.536,00**VII. TOTAL BIAYA PRODUKSI**

= Manufacturing Cost + General Expense

= Rp. 214.405.627.904,00 + Rp. 82.866.241.536,00

= Rp. 297.271.885.824,00

TOTAL CAPITAL INVESTMENT

$$\begin{aligned}
 &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital} \\
 &= \text{Rp. } 209.623.285.760,00 + \text{Rp. } 86.784.843.776,00 \\
 &= \text{Rp. } 296.408.121.344,00
 \end{aligned}$$

HARGA JUAL PRODUK :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Volume Produksi}} \\
 &= \frac{\text{Rp. } 297.271.885.824/\text{th}}{19,999,196 \text{ kg/th}}
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 14864/\text{kg}$$

$$\text{Harga jual} = 121 \% \text{. Harga dasar}$$

$$= 1,21 \text{. Rp. } 14864/\text{kg}$$

$$= \text{Rp. } 18.000/\text{kg}$$

Total Sales :

$$\text{Harga Cl}_2 = \text{Rp. } 18.000/\text{kg}$$

$$\text{Produksi tiap tahun} = 1,99992 \text{ E} + 0,7 \text{ kg}$$

$$\text{Annual Sales} = \text{Rp. } 18000 \times 19,999,196$$

$$= \text{Rp. } 359.985.512.448,00$$

$$\text{Total Annual Sales} = \text{Rp. } 359.985.512.448,00$$

VIII. ANALISA KEUNTUNGAN

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\text{Total sales} = \text{Rp. } 359.985.512.448,00$$

$$\text{Total biaya produksi} = \text{Rp. } 297.271.885.824,00$$



Keuntungan = Rp. 62.713.626.624,00

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = 50 %

Keuntungan = Rp. 31.356.813.312,00

IX. ANALISA KELAYAKAN

1. Return on Investment

a. Sebelum Pajak

Pb.ra = Rp. 62.713.626.624,00

If = Rp. 209.623.285.760,00

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Pb.ra}}{\text{If}} \times 100\% \\ &= \frac{62.713.626.624,00}{209.623.285.760,00} \times 100\% \\ &= 29,9173 \% \end{aligned}$$

b. Sesudah Pajak

Pb.ra = Rp. 31.356.813.312,00

If = Rp. 209.623.285.760,00

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Pb.ra}}{\text{If}} \times 100\% \\ &= \frac{31.356.813.312,00}{209.623.285.760,00} \times 100\% \\ &= 14,9586 \% \end{aligned}$$



2. Pay Out Time

a. Sebelum Pajak

$$\text{Pb.ra} = \text{Rp. } 62.713.626.624,00$$

$$\text{If} = \text{Rp. } 209.623.285.760,00$$

$$0,1 \text{ If} = \text{Rp. } 20.962.328.576,00$$

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{If}}{\text{Pb.ra} + 0,1 \text{ If}} \\ &= \frac{209.623.285.760,00}{62.713.626.624,00 + 0,1 \cdot 209.623.285.760,00} \\ &= 2,51 \text{ th} \end{aligned}$$

b. Sesudah Pajak

$$\text{Pb.ra} = \text{Rp. } 31.356.813.312,00$$

$$\text{If} = \text{Rp. } 209.623.285.760,00$$

$$0,1 \text{ If} = \text{Rp. } 20.962.328.576,00$$

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{If}}{\text{Pb.ra} + 0,1 \text{ If}} \\ &= \frac{209.623.285.760,00}{31.356.813.312,00 + 0,1 \cdot 209.623.285.760,00} \\ &= 4,01 \text{ th} \end{aligned}$$

3. Break Event Point

Fixed Cost (Fa) :

$$1. \text{ Depresiasi (10 \% FCI)} = \text{Rp. } 20.962.328.576,00$$

$$2. \text{ Property tax (5 \% FCI)} = \text{Rp. } 10.481.164.288,00$$

$$3. \text{ Asuransi (5 \% FCI)} = \text{Rp. } 10.481.164.288,00$$

$$\text{Total Fixed Cost} = \text{Rp. } 41.924.657.152,00$$

Variable Cost (Va) :

1. Biaya Bahan Baku	= Rp. 145.418.551.296,00
2. Pack dan Ship (1 % sales)	= Rp. 3.599.855.104,00
3. Utilitas dan UPL	= Rp. 6.092.362.752,00
4. Royal dan Patt (1 % Sales)	= Rp. 3.599.855.104,00
Variable Cost	= Rp. 158.710.628.352,00

Regulated Cost (Ra) :

1. Gaji Karyawan	= Rp. 3.579.599.872,00
2. Payroll Overhead (20 % karyawan)	= Rp. 715.920.000,00
3. Plant Overhead (50% karyawan)	= Rp. 3.579.599.872,00
4. Supervisi (10% karyawan)	= Rp. 357.960.000,00
5. Laboratorium (20 % karyawan)	= Rp. 715.920.000,00
6. General Expense	= Rp. 82.866.241.536,00
7. Maintenance (2 % FCI)	= Rp. 4.192.465.664,00
8. Plant Suplies (15 % Maint)	= Rp. 628.869.888,00
Regulated Cost	= Rp. 96.636.575.744,00

Sales = Rp. 359.985.512.448,00

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{(\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra})}{(\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra})} \times 100\% \\ &= \frac{(41.925 + 0,3 \cdot 96.637) \cdot 10^9}{(359.986 - 158.711 - 0,7 \cdot 96.637) \cdot 10^9} \times 100\% \\ &= 53,07 \% \end{aligned}$$



Shut Down Point :

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ Ra}}{(\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra})} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \cdot 96,637) \cdot 10^9}{(359,986 - 158,711 - 0,7 \cdot 96,637) \cdot 10^9} \times 100\% \\ &= 21,70 \% \end{aligned}$$

Grafik BEP dan SDP

- Titik disisi kiri :

$$\text{Fa} = \text{Rp. } 4.192466 \text{ E} + 10$$

$$\text{Fa} + 0,3 \cdot \text{ra} = \text{Rp. } 7.091563 \text{ E} + 10$$

- Titik disisi kanan :

$$\text{Fa} = \text{Rp. } 4.192466 \text{ E} + 10$$

$$\text{Fa} + \text{Va} = \text{Rp. } 2.006353 \text{ E} + 11$$

$$\text{Fa} + \text{Va} + \text{ra} = \text{Rp. } 2.972719 \text{ E} + 11$$

$$\text{Sales} = \text{Rp. } 3.599855 \text{ E} + 11$$

$$\text{Sales} + \text{fa} = \text{Rp. } 4.019102 \text{ E} + 11$$

4. Discount Cash Flow Rate

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Salvage value} = \text{Rp. } 20.962.328.576,00$$

$$\begin{aligned} \text{Cash flow} &= \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance} \\ &= \text{Rp. } 111.600.762.880,00 \end{aligned}$$

Discount cash flow dihitung secara trial & error

$$\begin{aligned} (\text{WC} + \text{FCI}) \times (1+i)^{10/cf} &= ((1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + (\text{WC} + \text{SV}) / \text{CF} \\ \text{R} &= \dots \text{S} \end{aligned}$$



Dengan cara trial & Error untuk mencari harga i diperoleh tabel coba :

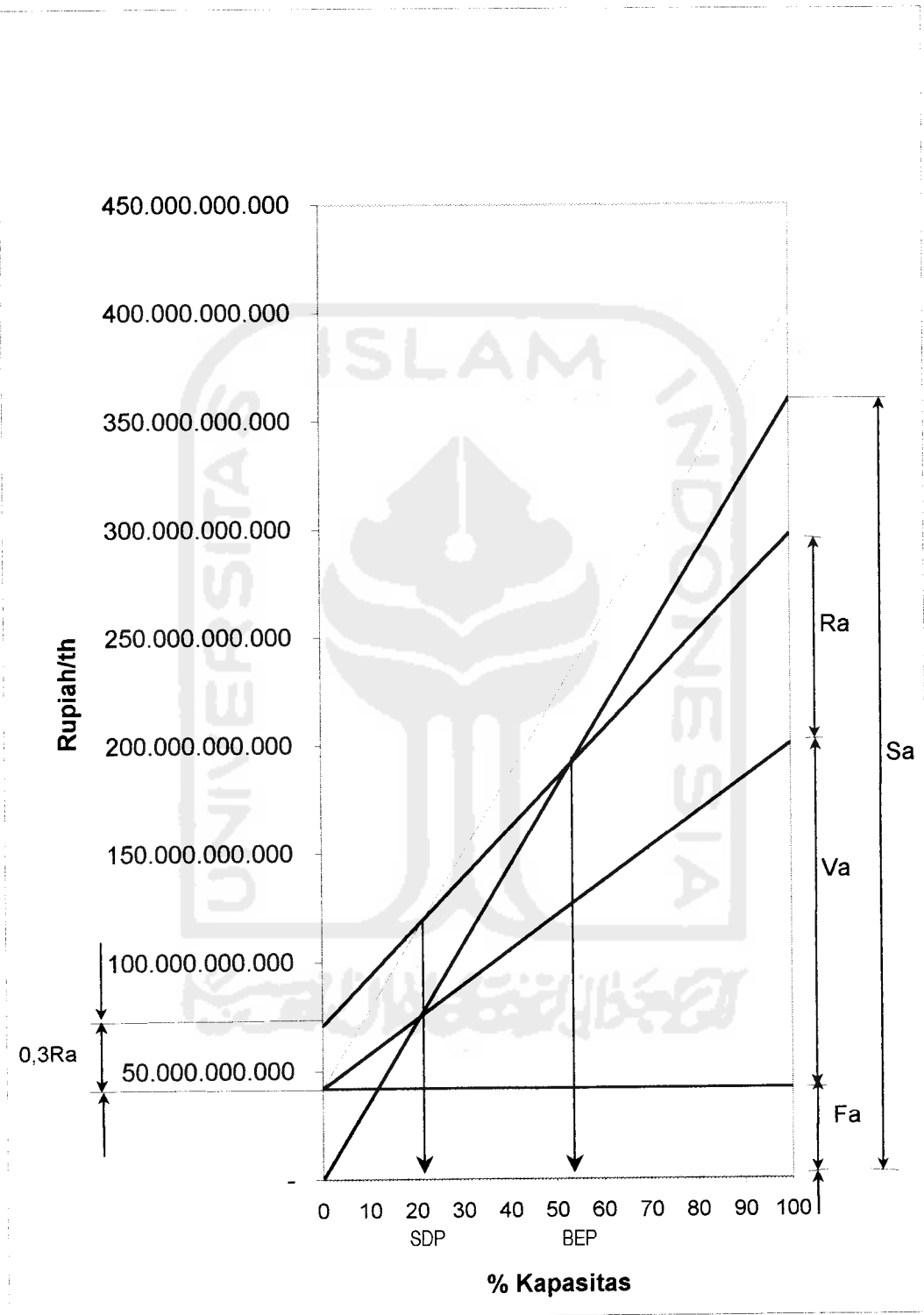
I	R	S
⋮	⋮	⋮
⋮	⋮	⋮
⋮	⋮	⋮
0,3620	58,343128	58,8850174
0,3630	58,772903	59,1712379
0,3640	59,205528	59,4588280
0,3650	59,641017	59,7477951
0,3660	60,079383	60,0381470

Sehingga diperoleh :

$$\text{Interest (i)} = 36,59986 \%$$

Summary Evaluasi Ekonomi :

Kriteria	Terhitung	Batasan	Pustaka
ROI (a)	29,9173 %		Aries Newton, 1995
(b)	14,9586 %	11 %	
POT (a)	2,51 th		Aries Newton, 1995
(b)	4,01 th	Max. 5 th	
BEP	53,07 %	40-60 %	
SDP	21,70 %	20-40 %	
DCF	36,59986 %	Bunga Bank 17 %	





BAB XII

KESIMPULAN

1. Dengan berdirinya pabrik Ethylene Glycol dari Ethylene Oxide dan dapat memacu tumbuhnya Industri-industri lain yang menggunakan Ethylene Glycol sebagai bahan utama, sehingga akan membantu perekonomian nasional.
2. Pabrik Ethylene Glycol merupakan pabrik dengan resiko rendah.
3. Dari hasil perhitungan Evaluasi Ekonomi terhadap prarancangan pabrik Ethylene Glycol, diperoleh :

- a. Percent Return On Investment (ROI)

ROI sebelum pajak = 29,92 %.

ROI setelah pajak = 14,96 %.

Dari tabel 54 Aries & Newton, ROI sebelum pajak Industri Kimia minimum adalah 11 % (Low Risk) dan 44 % (High Risk).

- b. Pay Out Time (POT)

POT sebelum pajak = 2,51 tahun.

POT sesudah pajak = 4,01 tahun.

Dari tabel 55 Aries & Newton, POT sebelum pajak Industri Kimia maximum adalah 5 tahun (Low Risk) dan 2 tahun (High Risk).

- c. Break Even Point (BEP) = 53,07 %.

- d. Shut Down Point (SDP) = 21,70 %.

- e. Discounted Cash Flow = 36,59 %.



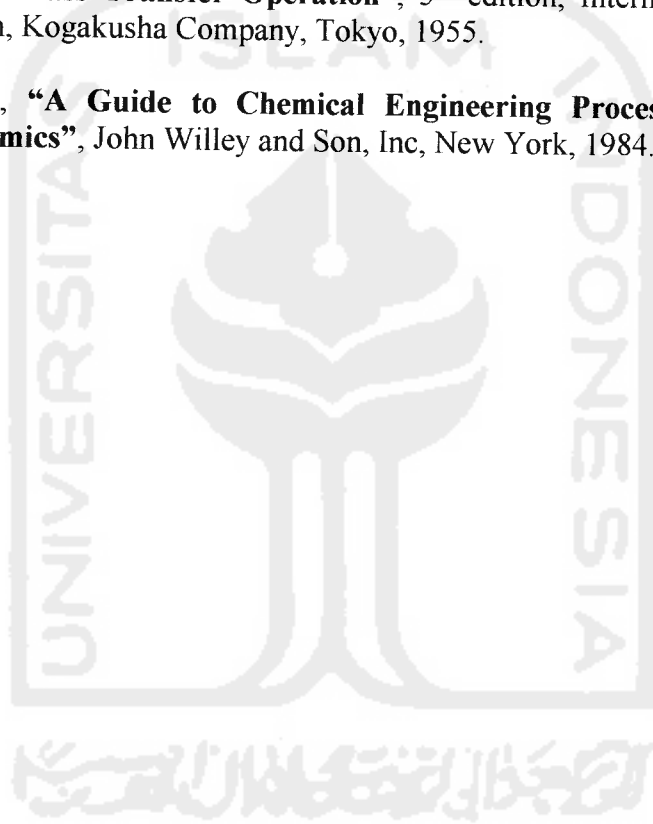
Maka prarancangan pabrik Ethylene Glycol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

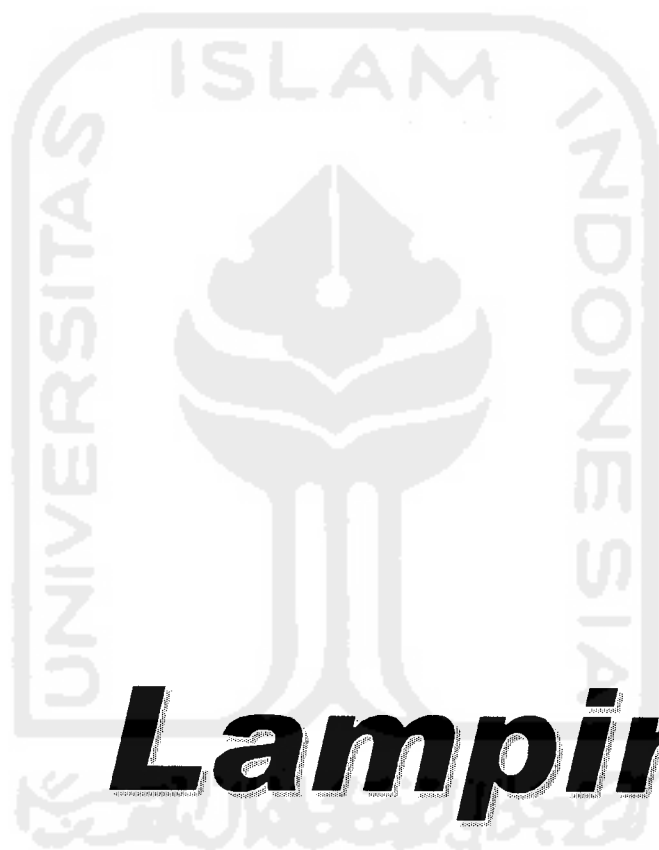


DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton R.D, **“Chemical Engineering Cost Estimation”**, Mc. Graw Hill Company, New York, 1995.
- Brown, G.G, **“Unit Operation”**, Modern Asia Edition, John Willey and Son Inc, Tokyo, 1978.
- Brownell, L.E, and Young E.H., **“Process Equipment Design”**, Willey Easthem Limited, New Delhi, 1979.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. **“Chemical Engineering”**, 1st edition Vol. 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Evans, F.L, **“Equipment Design for Refineries and Chemical”**, Vol. 1, Book Devision Gulf Publishing Houston, Texas, 1971.
- Foust, A.S, **“Principles of Unit Operation”**, 2nd edition, John Willey and Son, New York, 1980.
- Grogin, T.J, 1950, **“Organic Chemical Engineering”**, 6th edition, Mc. Graw Hill Kokagusha, LTD, Tokyo.
- Kern, D.Q, **“Process Heat Transfer”**, International Student Edition, Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo, 1963.
- Kirk, K.E and Othmer, D.F, **“Encyclopedia of Chemical Technology”**, 3rd edition Vol 5,7 & Supplement, Te Interscience Encyclopedia, John Willey & Son, Inc, New York, 1979.
- Levenspile, 1972, **“Chemical Reaction Engineering”**, Mc. Graw Hill Book, Co, New York.
- Ludwig, E.E., **“Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants”**, 2nd edition, Gulf Publishing Company Houston, Texas.
- Mc. Ketta, J.J., **“Encyclopedia of Chemical Processing and Design”**, Marchell Dekker inc, New York, 1978.
- Nelson, W.I, **“Petroleum Refinery Engineering”**, 4th edition, Mc. Grand Hill Book, Inc, New York, Toronto London, 1958.

- Perry, R.H and Green, D.W, "**Perry's Chemical Engineers Hand Book**", 6th edition, Mc. Graw Hill Book Co, International Student Edition, Singapura, 1986.
- Peter, M.S. and Timmerhous, K.D. "**Plant Design Economics for Chemical Engineering**", 3rd edition, Mc. Graw Hill Kagokusha Ltd, Tokyo, 1981.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C, "**Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic**", 3rd edition, Mc. Graw Hill Kagokusha Ltd, Tokyo, 1975.
- Treyball, R.E. "**Mass Transfer Operation**", 3rd edition, International Student edition, Kogakusha Company, Tokyo, 1955.
- Ulrich, Gael d, "**A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics**", John Willey and Son, Inc, New York, 1984.





Lampiran

REAKTOR

Tugas : Mereaksikan Ethylene oxide dengan H_2O menjadi Ethylene glycol dengan kecepatan umpan Ethylene oxide = 2.426,0945 kg/j dan kecepatan umpan H_2SO_4 = 48,5219 kg/j.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 4 atm

- Suhu : 50 °C

1. NERACA MASSA :

Umpan Masuk :

a. Umpan H_2SO_4

$$H_2SO_4 = 0,49512 \text{ Kgmol/j} = 48,5219 \text{ Kg/j}$$

$$H_2O = 40,52554 \text{ Kgmol/j} = 729,4598 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 41,02066 \text{ Kgmol/j} = 777,9817 \text{ Kg/j}$$

b. Umpan Ethylene Oxide

$$C_2H_4O = 55,13851 \text{ Kgmol/j} = 2426,0945 \text{ Kg/j}$$

$$C_2H_6O_2 = 0,02543 \text{ Kgmol/j} = 1,5767 \text{ Kg/j}$$

$$H_2O = 12,05345 \text{ Kgmol/j} = 216,9621 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 67,21739 \text{ Kgmol/j} = 2.644,6333 \text{ Kg/j}$$

Hasil reaksi :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= 0,49512 \text{ Kgmol/j} = 48,5219 \text{ Kg/j} \\ \text{H}_2\text{O} &= 6,50900 \text{ Kgmol/j} = 117,1620 \text{ Kg/j} \\ \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= 2,75692 \text{ Kgmol/j} = 121,3045 \text{ Kg/j} \\ \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 &= 40,79738 \text{ Kgmol/j} = 2.529,4375 \text{ Kg/j} \\ \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 &= 4,28451 \text{ Kgmol/j} = 454,1581 \text{ Kg/j} \\ \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 &= 1,01354 \text{ Kgmol/j} = 152,0310 \text{ Kg/j} \\ \hline \text{Jumlah} &= 55,85647 \text{ Kgmol/j} = 3.422,6150 \text{ Kg/j} \end{aligned}$$

2. NERACA PANAS

Diketahui C_p rata-rata untuk masing-masing komponen sebagai berikut :

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 33,20 \text{ Kcal/kmol K} \\ C_p \text{ H}_2\text{O} &= 17,97 \text{ Kcal/kmol K} \\ C_p \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} &= 11,54 \text{ Kcal/kmol K} \\ C_p \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2 &= 35,80 \text{ Kcal/kmol K} \\ C_p \text{ H}_2\text{O} &= 17,97 \text{ Kcal/kmol K} \end{aligned}$$

a. Panas massa masuk umpan 1 :

$$\text{Suhu Umpan masuk Reaktor} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	cp	mcp
H ₂ SO ₄	0,495	33,200	16,438
H ₂ O	40,526	17,970	728,244
Jumlah	41,021		744,682

$$\begin{aligned} \text{Panas massa masuk} &= 744,6820 \times (50 - 25) \\ &= 18.617,0508 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

b. Panas massa masuk umpan 2 :

$$\text{Suhu Umpan masuk Reaktor} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	cp	mcp
C ₂ H ₄ O	55,139	11,540	636,298
C ₂ H ₆ O ₂	0,025	35,800	0,910
H ₂ O	12,053	17,970	216,600
Jumlah	67,217		853.809

$$\begin{aligned} \text{Panas massa masuk} &= 853,8093 \times (50 - 25) \\ &= 21.345,2324 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

c. Panas massa keluar :

$$\text{Suhu hasil reaksi keluar Reaktor} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	cp	mcp
H ₂ SO ₄	0,495	33,200	16,438
H ₂ O	6,509	17,970	116,967
C ₂ H ₄ O	2,757	11,540	31,815
C ₂ H ₆ O ₂	40,797	35,800	1.460,546
C ₄ H ₁₀ O ₃	4,285	32,300	138,390
C ₆ H ₁₄ O ₄	1,014	49,000	49,663
Jumlah	55,856		1.813,819
Panas massa keluar	= 1.813,8190 x (50 - 25) = 45.345,4727 Kcal/j		

c. Panas Reaksi :

Dari data Literatur diperoleh :

$$\text{Panas Pembentukan H}_2\text{O} = -68,32 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan C}_2\text{H}_4\text{O} = -12,58 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan C}_2\text{H}_6\text{O}_2 = -108,70 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi pada suhu } 25 \text{ }^\circ\text{C} &= \text{DHf produk} - \text{DHf reaktan} \\ &= \text{DHf C}_2\text{H}_6\text{O}_2 - (\text{DHf C}_2\text{H}_4\text{O} + \text{DHf H}_2\text{O}) \\ &= -108,700 - (-12,580 + -68,315) \text{ KCal/gmol} \\ &= -27,805 \text{ KCal/gmol} \end{aligned}$$

$$\text{Panas reaksi pada suhu } 57 \text{ }^\circ\text{C} = \text{DHr}_0 + \int_{298}^T d \text{ cp dT}$$

dimana :

$$\int_{298}^T d c_p dT = \int_{298}^T 35,800 - (11,540 + 17,970) \text{ KCal/gmol}$$

$$\begin{aligned} \int_{298}^T d c_p dT &= \int_{298}^T 6,28999996 dT \\ &= 6,28999996 \times (323 - 298) \\ &= 157,2500 \text{ Kcal/Kgmol} \\ &= 0,1572500 \text{ Kcal/gmol} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi pada suhu } 57 \text{ C} &= D_{Hr0} + \int_{298}^T d c_p dT \\ &= -27,805 + 0,157 \text{ KCal/gmol} \\ &= -27,648 \text{ KCal/gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi total} &= d_{Hr0} \cdot N_{Ao} \cdot X_a \\ &= -27,65 \times 1000 \times 55,139 \times 0,6314 \text{ Kcal/j} \\ &= -962.541,1875 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

Jadi :

$$\text{Panas Masuk (Q1)} = 18.617,0508 \text{ KCal/j}$$

$$\text{Panas Keluar (Q2)} = 21.345,2324 \text{ KCal/j}$$

$$\text{Panas Reaksi (Qr)} = -962.541,1875 \text{ KCal/j}$$

Neraca Panas disekitar reaktor : Input - output = Accumulation

Panas Masuk - (Panas keluar + panas reaksi + panas dibuang) = 0

$$Q_1 - (Q_2 + Q_r + Q_l) = 0$$

Panas Yang dibuang (Q_l) = $Q_1 - (Q_2 + Q_r)$

$$= 18.617,051 - (21.345,2324 + -962.541,1875)$$

$$= 959.813,0000 \text{ KCal/j}$$

Diperkirakan panas yang hilang ke dinding 5 %

Panas terserap pendingin = 0.95 x panas yang dibuang

$$= 911.822,31250 \text{ KCal/j}$$

$$= 3.618.342,50000 \text{ Btu/j}$$

3. Evaluasi Harga K



$$\frac{1}{V} \frac{dNA}{dt} = r_A$$

$$-r_A = KC_A$$

$$C_A = \frac{NA}{V} = \frac{NA}{V_0}$$

$$\frac{1}{V_0} \left[\frac{dNA}{dt} \right] = \frac{d(NA/V_0)}{dt} = \frac{dC_A}{dt}$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = KC_A$$

$$\frac{-dC_A}{C_A} = Kdt$$

$$C_A = C_{AO}(1-X_A)$$

$$dC_A = -C_{AO} dX_A$$

Maka :

$$\frac{C_{AO} dX_A}{C_{AO}(1-X_A)} = k \cdot dt$$

$$\frac{dX_A}{(1-X_A)} = k \cdot dt$$

Maka :

$$\int_{X_0}^{X_1} \frac{dX_A}{(1-X_A)} = k \int dt$$

$$-\ln(1-X_A) = k \cdot \theta$$

$$k = \frac{-\ln(1-X_A)}{\theta}$$

Dari Literatur

$$\theta = 1,55 \text{ menit}$$

$$\frac{C_{AO} - C_c}{C_{AO}} = 0,6$$

$$\frac{C_{AO} - C_{AO} X_A}{C_{AO}} = 0,6$$

$$\frac{C_{AO} (1-X_A)}{C_{AO}} = 0,6$$

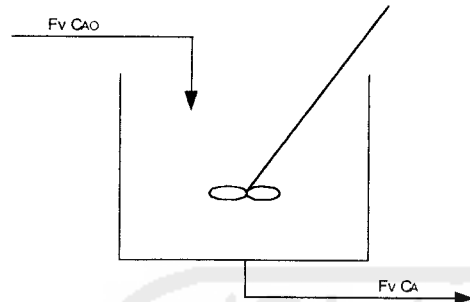
$$1-X_A = 0,6$$

Maka :

$$K = \frac{-\ln(1-X_A)}{\theta} = \frac{-\ln 0,6}{1,55} = 0,3296 \text{ menit}^{-1}$$

Persamaan Matematis Optimasi Volume Reaktor RATB

1. Untuk 1 Reaktor



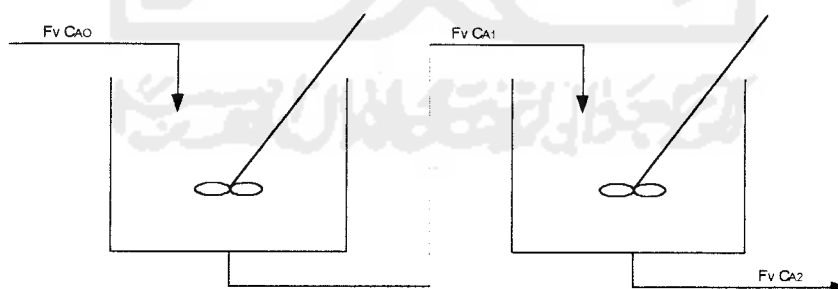
$$\theta = \frac{V}{Fv} = \frac{CA0 \cdot XA}{(-rA)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot CA0 \cdot XA}{(-rA)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot CA0 \cdot XA}{K \cdot CA}$$

$$-rA = k \cdot CA \longrightarrow \text{Orde 1}$$

2. Untuk 2 Reaktor

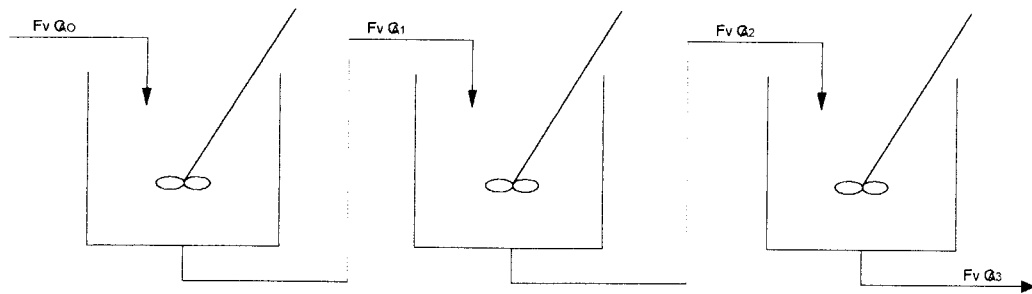


$$V_1 = \frac{Fv \cdot CA0 (XA1 - XA0)}{K \cdot CA1}$$

$$V_2 = \frac{Fv \cdot CA0 (XA2 - XA1)}{K \cdot CA2}$$

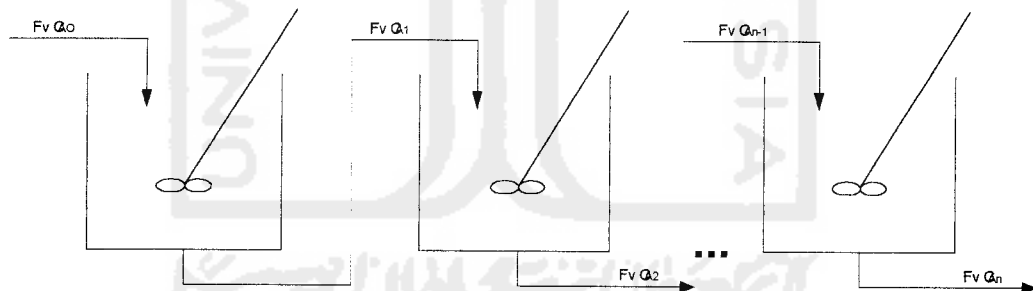
$$V_1 = V_2$$

3. Untuk 3 Reaktor



$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{F_v \cdot C_{AO} (X_{A1} - X_{AO})}{K \cdot C_{A1}} \\
 V_2 &= \frac{F_v \cdot C_{AO} (X_{A2} - X_{A1})}{K \cdot C_{A2}} \\
 V_3 &= \frac{F_v \cdot C_{AO} (X_{A3} - X_{A2})}{K \cdot C_{A3}}
 \end{aligned}
 \left. \vphantom{\begin{aligned} V_1 \\ V_2 \\ V_3 \end{aligned}} \right\} V_1 = V_2 = V_3$$

4. Untuk n Reaktor



$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{F_v \cdot C_{AO} (X_{A1} - X_{AO})}{K \cdot C_{A1}} \\
 V_2 &= \frac{F_v \cdot C_{AO} (X_{A2} - X_{A1})}{K \cdot C_{A2}} \\
 &\vdots \\
 V_n &= \frac{F_v \cdot C_{AO} (X_{An} - X_{An-1})}{K \cdot C_{An}}
 \end{aligned}
 \left. \vphantom{\begin{aligned} V_1 \\ V_2 \\ \vdots \\ V_n \end{aligned}} \right\} V_1 = V_2 = \dots = V_n$$

$$\begin{aligned}
 V_n &= \frac{Fv.CAO(XAn - XAn-1)}{K.CAn} \\
 &= \frac{Fv.CAO(XAn - XAn-1)}{K.CAO(1 - XAn)} \\
 &= \frac{Fv.(XAn - XAn-1)}{K.(1 - XAn)}
 \end{aligned}$$

Bila dicoba $V_n = V$, maka :

$$V_n \cdot K (1-XAn) = Fv (XAn - XAn-1)$$

$$V \cdot K (1-XAn) = Fv (XAn - Fv XAn-1)$$

$$Fv XAn-1 = Fv XAn - V.K (1-XAn)$$

$$XAn-1 = \frac{Fv.XAn}{Fv} - \frac{V.K(1 - XAn)}{Fv}$$

$$XAn-1 = XAn - \frac{V.K(1 - XAn)}{Fv}$$

V_n coba dinyatakan benar bila $X_{A0} = 0$

Optimasi Jumlah Reaktor

Rumus :

$$\text{Harga} = n \cdot K \cdot V_R^{0,6}$$

n = Jumlah reaktor

K = Tetapan (ambil 1)

V_R = Volume reaktor

Kecepatan Volume Umpan :

Komponen	Kg / Jam	ρ , Kg / lt	$V = m / \rho$
H ₂ SO ₄	48,5219	1,8314	26,4944
C ₂ H ₄ O	2.426,0945	0,8870	2.735,1686
C ₂ H ₆ O ₂	1,5767	1,111	1,4192
H ₂ O	946,4219	1	946,4219
			3.709,5041

1. Jumlah reaktor = 1

$$X_{A1} = 0,95$$

$$K = 0,3296$$

$$F_v = 3709,5041$$

Persamaan Umum :

$$X_{An} - 1 = X_{An} - \frac{V \cdot K \cdot (1 - X_{An})}{F_v}$$

V coba = 213836,7018

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V \cdot K \cdot (1 - X_{A1})}{F_v}$$

$$= 0,95 - \frac{213836,7018 \times 0,3296 \times 0,05}{3709,5041}$$

$$= 0$$

2. Jumlah reactor = 2

$$X_{A2} = 0,95$$

$$K = 0,3296$$

$$F_v = 3.709,5041$$

Persamaan Umum :

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.(1 - X_{An})}{F_v}$$

$$V \text{ coba} = 39066,7629$$

$$X_{A1} = X_{A2} - \frac{V.K.(1 - X_{A2})}{F_v}$$

$$= 0,95 - \frac{39066,7629 \times 0,3296 \times 0,05}{3709,5041}$$

$$= 0,7764$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V.K.(1 - X_{A1})}{F_v}$$

$$= 0,7764 - \frac{39066,7629 \times 0,3296 \times 0,2236}{3709,5041}$$

$$= 0$$

3. Jumlah reaktor = 3

$$X_{A3} = 0,95$$

$$K = 0,3296$$

$$F_v = 3709,5041$$

Persamaan Umum :

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.(1 - X_{An})}{F_v}$$

$$V \text{ coba} = 19303,2324$$

$$\begin{aligned} X_{A2} &= X_{A3} - \frac{V.K.(1 - X_{A3})}{Fv} \\ &= 0,95 - \frac{19303,2324 \times 0,3296 \times 0,05}{3709,5041} \\ &= 0,8642 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{A1} &= X_{A2} - \frac{V.K.(1 - X_{A2})}{Fv} \\ &= 0,8642 - \frac{19303,2324 \times 0,3296 \times 0,1358}{3709,5041} \\ &= 0,6314 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{A0} &= X_{A1} - \frac{V.K.(1 - X_{A1})}{Fv} \\ &= 0,6314 - \frac{19303,2324 \times 0,3296 \times 0,3686}{3709,5041} \\ &= 0 \end{aligned}$$

4. Jumlah reaktor = 4

$$X_{A4} = 0,95$$

$$K = 0,3296$$

$$Fv = 3709,5041$$

Persamaan Umum :

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.(1 - X_{An})}{Fv}$$

$$V \text{ coba} = 12547,4472$$

$$X_{A3} = X_{A4} - \frac{V.K.(1 - X_{A4})}{Fv}$$

$$= 0,95 - \frac{12547,4472 \times 0,3296 \times 0,05}{3709,5041}$$

$$= 0,8943$$

$$X_{A2} = X_{A3} - \frac{V.K.(1 - X_{A3})}{Fv}$$

$$= 0,8943 - \frac{12547,4472 \times 0,3296 \times 0,1057}{3709,5041}$$

$$= 0,7764$$

$$X_{A1} = X_{A2} - \frac{V.K.(1 - X_{A2})}{Fv}$$

$$= 0,7764 - \frac{12547,4472 \times 0,3296 \times 0,2236}{3709,5041}$$

$$= 0,5270$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V.K.(1 - X_{A1})}{Fv}$$

$$= 0,5270 - \frac{12547,4472 \times 0,3296 \times 0,4730}{3709,5041}$$

$$= 0$$

5. Jumlah reaktor = 5

$$X_{A5} = 0,95$$

$$K = 0,3296$$

$$Fv = 3709,5041$$

Persamaan Umum :

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.(1 - X_{An})}{Fv}$$

$$V \text{ coba} = 9234,9644$$

$$\begin{aligned} X_{A4} &= X_{A5} - \frac{V.K.(1 - X_{A5})}{Fv} \\ &= 0,95 - \frac{9234,9644 \times 0,3296 \times 0,05}{3709,5041} \\ &= 0,9090 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{A3} &= X_{A4} - \frac{V.K.(1 - X_{A4})}{Fv} \\ &= 0,9090 - \frac{9234,9644 \times 0,3296 \times 0,0910}{3709,5041} \\ &= 0,8343 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{A2} &= X_{A3} - \frac{V.K.(1 - X_{A3})}{Fv} \\ &= 0,8343 - \frac{9234,9644 \times 0,3296 \times 0,1657}{3709,5041} \\ &= 0,6983 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{A1} &= X_{A2} - \frac{V.K.(1 - X_{A2})}{Fv} \\ &= 0,6983 - \frac{9234,9644 \times 0,3296 \times 0,3017}{3709,5041} \\ &= 0,4507 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X_{A0} &= X_{A1} - \frac{V.K.(1 - X_{A1})}{Fv} \\ &= 0,4507 - \frac{9234,9644 \times 0,3296 \times 0,5493}{3709,5041} \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\text{Harga} = n \cdot K \cdot V_R^{0,6}$$

$$K = 1$$

- Untuk 1 reaktor

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= n \cdot K \cdot V_R^{0,6} \\ &= 1 \cdot 1 \cdot 213.836,7018^{0,6} \\ &= 1.577,7905\end{aligned}$$

- Untuk 2 reaktor

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= n \cdot K \cdot V_R^{0,6} \\ &= 2 \cdot 1 \cdot 39.066,7629^{0,6} \\ &= 1.137,9271\end{aligned}$$

- Untuk 3 reaktor

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= n \cdot K \cdot V_R^{0,6} \\ &= 3 \cdot 1 \cdot 19.303,2324^{0,6} \\ &= 1.118,1480\end{aligned}$$

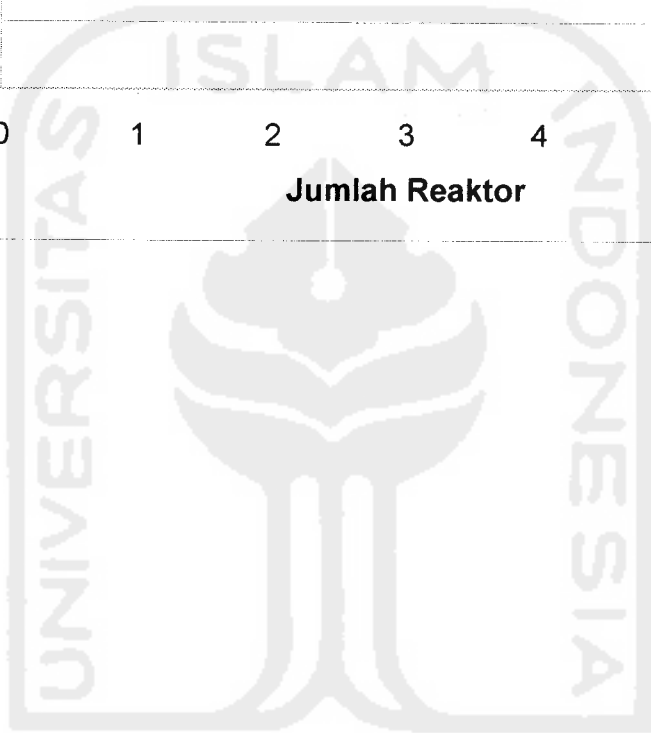
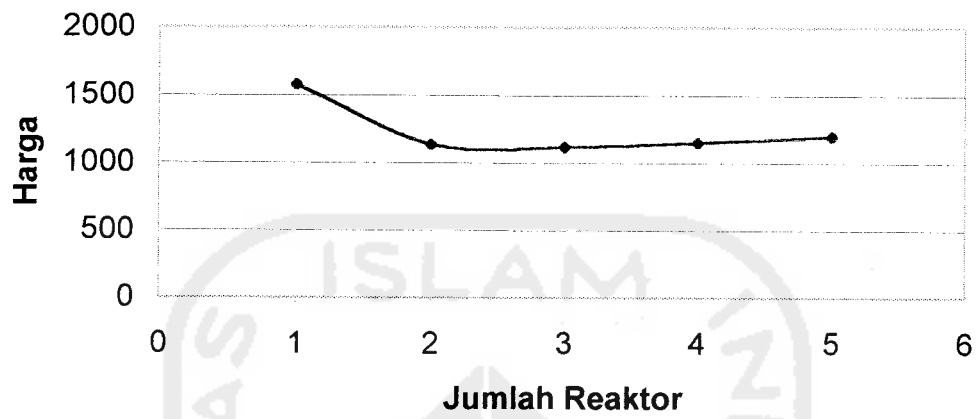
- Untuk 4 reaktor

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= n \cdot K \cdot V_R^{0,6} \\ &= 4 \cdot 1 \cdot 12.547,4472^{0,6} \\ &= 1.151,3125\end{aligned}$$

- Untuk 5 reaktor

$$\begin{aligned}\text{Harga} &= n \cdot K \cdot V_R^{0,6} \\ &= 5 \cdot 1 \cdot 9.234,9644^{0,6} \\ &= 1.197,3776\end{aligned}$$

Grafik Hubungan Antara Jumlah Reaktor Dengan Harga



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

4. Perhitungan Volume dan ukuran reaktor

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua terhadap C_3H_3N dan H_2SO_4



$$\text{dengan } -r_a = -dCA/dt = k \cdot CA \cdot CB$$

Volume cairan :

Komponen	massa kg	densitas	volume
H_2SO_4	48,5219	1,8100	26,8077
H_2O	729,4598	1,0000	729,4598
C_2H_4O	2.426,0945	0,8990	2.698,6592
$C_2H_6O_2$	1,5767	1,1140	1,4154
H_2O	216,9621	1,0000	216,9621
			3.673,3042

Kondisi Awal :

$$\text{Konsentrasi awal } C_3H_3N = 0,015011 \text{ Kgmol/lit}$$

$$\text{Konsentrasi awal } H_2SO_4 = 0,003281 \text{ Kgmol/lit}$$

$$\text{Perbandingan konsentrasi} = 0,218603$$

Maka diperoleh volume reaktor dengan volume :

$$\text{- Konversi Reaktor } (X_a) = 0,6314$$

Volume cairan dalam reaktor :

$$V = \frac{F_v \cdot x_a}{k \cdot (1 - x_a)}$$
$$= \frac{3.673,304 \times 0,6314}{0,329600 \times (1 - 0,6314)}$$
$$= 19.090,570 \text{ liter}$$

Over Design : 25 %

$$\text{Volume reaktor} = 1,25 \times 19.090,570 \text{ liter}$$
$$= 23.863,213 \text{ liter}$$

$$\text{Dipakai Volume reaktor} = 23,86 \text{ m}^3$$

Menghitung ukuran reaktor :

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1.5 : 1

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4} + \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot D$$

Atau :

$$\text{Diameter (D)} = \left[\frac{V_t}{\pi/4(h/d) + \pi/12} \right]$$
$$= \left[\frac{3.673,304}{\pi/4 \cdot 1,50 + \pi/12} \right]$$
$$= 2,55 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 1,5 \cdot 2,55$$
$$= 3,82 \text{ m}$$

diperoleh ukuran Reaktor :

- diameter = 2,55 m

- tinggi = 3,82 m

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan dalam head} &= (1/2)(\pi/12) 2,550^3 \\ &= 2,169 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= 19,091 \text{ m}^3 - 2,169 \text{ m}^3 \\ &= 16,921 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= 16,921 / 5,104 \text{ m} \\ &= 3,315 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Menghitung tebal shell dan head

Tebal shell :

Tekanan design (p) = 22,05 psi

Allowable stress = 13750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari Reaktor = 50,20 in

$$t_{shell} = \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,6 \cdot p} + c$$

$$t_{shell} = \frac{22 \cdot 50,20}{13750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 22} + 0,125$$

$$= 0,220 \text{ in}$$

- Dipilih tebal shell 4/16 in

Tebal Head :

$$t_{shell} = \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{S \cdot e - 0,1 \cdot p} + c$$

$$t_{shell} = \frac{0,885 \cdot 22 \cdot 100,39}{13750 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 22} + 0,125$$

$$= 0.293 \text{ in}$$

- Dipilih tebal head 5/16 in

6. Menghitung pengaduk dalam Reaktor

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade

Jumlah baffle 4 buah

Dari tabel 477. Brown diperoleh :

$$Dt/Di = 3$$

$$zi/Di = 0.75 - 1.3$$

$$W/Di = 0.1$$

$$\text{Diameter Impeler} = 85.00 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi Impeler} = 85.00 \text{ cm}$$

$$\text{Lebar Baffle} = 8.50 \text{ cm}$$

diambil :

$$zi/Di = 1$$

$$\text{Putaran} = 1.5 \text{ rps}$$

$$\text{efisiensi} = 80 \%$$

Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan bilangan Reynold dalam

Reaktor :

$$Re = \frac{n \cdot di^2 \cdot \text{densitas}}{Visc}$$

$$Re = \frac{1,5 \cdot 85^2 \cdot 0,932}{0,0395}$$

$$= 255576.8$$

Dari fig. 477 brown diperoleh $Po = 0.83$

$$Po = \frac{p \cdot gc}{n^3 \cdot \text{den} \cdot Di^5} \text{ (pers . 461 Brown)}$$

Atau,

$$P = \frac{po \cdot n^3 \cdot \text{den} \cdot Di^5}{gc}$$

$$P = \frac{0,83 \cdot 1,50^3 \cdot 58,141 \cdot 2,789^5}{550 \cdot 32,17}$$

$$= 1.677 \text{ Hp}$$

effisiensi : 80 %

$$Power = \frac{P}{eff} = \frac{1,677}{0,80}$$

$$= 2.096 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan daya = 2.0 Hp

7. Menghitung perpindahan panas :

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air dengan :

suhu masuk = 30 °C

suhu keluar = 35 °C

Kebutuhan Air pendingin :

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

dengan :

Q : Jumlah panas yang harus diserap = -911822.3 Kcal/j.

Cp : Panas jenis pendingin = 1 Kcal/Kg °C.

ΔT : beda suhu pendingin = 5 °C

$$W_a = \frac{911822,31}{1,5,0}$$

$$W_a = 182364.5 \text{ Kg/j}$$

Pemilihan Diameter pipa Coil

Kecepatan massa pendingin = 182364.469 kg/j

Densitas pendingin = 1000.000 kg/m³

$$Q_v = \frac{182364,47 \text{ kg / j}}{1000,00 \text{ kg / m}^3}$$

$$= 182.36 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 0.0507 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Dari hal 159 Coulson & Richardson,1987 diperoleh kecepatan linier

pendingin dalam pipa = 3 m/dt

Luas Penampang :

$$A = \frac{0,0507 \text{ m}^3 / dt}{3 \text{ m} / dt}$$
$$= 0.01689 \text{ m}^2$$

Diameter pipa coil :

$$Di = \left[\frac{4 \cdot 0,01689}{\pi} \right]^{1/2}$$
$$= 0.147 \text{ m}$$
$$= 5.774 \text{ in}$$

Dipilih diameter pipa coil 1.0 inches, 40 NPS.

Dari tabel 11. Kern :

$$\text{OD} = 6.625 \text{ in}$$
$$\text{ID} = 6.065 \text{ in}$$
$$\text{At} = 28.87562 \text{ in}^2$$
$$\text{At}' = 1.587008 \text{ sqft/ft}$$

a. Menghitung koefisien transfer panas :

- Untuk cairan dalam mixer maka dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$\frac{1}{hc} = \frac{0,87 \cdot k}{D} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot den}{Visc} \right]^{2/3} \left[\frac{Cp \cdot Visc}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{Visc}{Viscw} \right]^{0.14}$$

dengan :

hc = Koeff. transfer panas cairan, Btu/sqft j F

Di = Diameter mixer = 8,366124 ft

k = Konduktivitas panas = 1,76 Btu/j sqft (F/ft)

- L = Diameter putar pengaduk = 2,788708 ft
 den = Densitas larutan = 58,14144 lb/cuft
 Cp = Panas jenis = 0,5299512 Btu/lb F
 Visc = Viskositas cairan = 9,56142 lb/j ft
 Viscw = Viskositas air = 4,4044 lb/j ft

$$h_c = \frac{0,87 \cdot 1,760}{8,37} \left[255576,81 \right]^{2/3} \left[\frac{0,53 \cdot 9,56}{1,760} \right]^{1/3} \left[\frac{9,56}{4,40} \right]^{0,14}$$

$$h_c = 1.496,923 \text{ Btu/j sqft F}$$

- Untuk pendingin dalam coil

$$Re = \frac{D \cdot wa \cdot 2,2}{Visc \cdot at}$$

$$Re = \frac{0,51 \cdot 182364,47 \cdot 2,2}{4,404 \cdot 0,201}$$

$$= 229.592,1$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh $jH = 1200$

$$hi = jH \frac{k}{D} \left[\frac{Cp \cdot Visc}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{Visc}{Viscw} \right]^{0,14}$$

dengan :

- hi = Koeff. transfer panas pipa, Btu/sqft j F
 Di = Diameter dalam pipa = 0,5054167 ft
 k = Konduktivitas panas = 0,03369 Btu/j sqft (F/ft)
 Cp = Panas jenis pendingin = 1 Btu/lb F
 Visc = Viskositas cairan = 4,4044 lb/j ft

$$\text{Viscw} = \text{Viskositas air} = 4,4044 \text{ lb/j ft}$$

$$h_i = 1200 \frac{0,034}{0,51} \left[\frac{1.4,404}{0,034} \right]^{1,3} \left[\frac{4,404}{4,404} \right]^{0,14}$$

$$h_i = 405,3117 \text{ Btu/j sqft } ^\circ\text{F}$$

$$D_{\text{coil}} = 0,5 \cdot D_i - W + 0,5 \cdot D_p$$

$$= 0,5 \cdot 2,550 - 0,08 + 0,5 \cdot 0,850$$

$$= 1,614997 \text{ m}$$

$$= 5,298545 \text{ ft}$$

$$h_{io} = h_i \cdot (1 + 3,5 \cdot d/D_c) \quad \text{Kern. hal.721}$$

$$= 405,31 \cdot (1 + 3,5 \cdot 0,552/1,615)$$

$$= 890,2542 \text{ Btu/j sqft } ^\circ\text{F}$$

b. Overall heat transfer U_d :

- Overall transfer panas saat start up :

$$U_c = \frac{h_{io} - h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{890,25 \cdot 1.496,92}{890,25 + 1.496,92}$$

$$= 558,2502 \text{ Btu/j sqft } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari Kern p.846 untuk larutan garam } R_d = 0,001$$

$$\text{dan untuk bahan organik } R_d = 0,001$$

$$\text{Jadi } R_d \text{ total} = 0,002$$

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$

$$Ud = \frac{558,25}{558,25 \cdot 0,0015 + 1}$$

$$Ud = 303.8302 \text{ Btu/sqft } ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung Luas transfer panas :

- Luas perpindahan panas yang diperlukan :

$$LMTD = \frac{Dt1 - Dt2}{\ln Dt1 / Dt2}$$

dengan :

$$Dt1 = 50 - 35 = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Dt2 = 50 - 30 = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

maka diperoleh :

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{15 - 20}{\ln (15 / 20)} \\ &= 17.38 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 31,28453 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

maka luas perpindahan panas :

$$Ao = \frac{Q}{Ud \cdot LMTD}$$

$$Ao = \frac{3.618.342,50}{303,83 \cdot 31,28}$$

$$= 380,6703 \text{ sqft}$$

$$\text{Diameter lilitan} = 5.298545 \text{ ft}$$

Luas perpindahan panas per coil :

$$\begin{aligned} A' &= At' \cdot \pi \cdot Dc \\ &= 1,587 \cdot \pi \cdot 5,298545 \\ &= 26,40375 \text{ sqft} \end{aligned}$$

Jumlah lilitan :

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{Ao}{At'} \\ Nt &= \frac{380,67}{26,40} \\ &= 14,41728 \end{aligned}$$

diambil jumlah lilitan (Nt) = 15

panjang total coil :

$$\begin{aligned} L &= \frac{Ao}{At'} = \frac{380,670}{1,587} \\ &= 239,8666 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak yaitu :

$$\begin{aligned} H_{min} &= Nt \cdot OD = 15 \cdot 6,6 / 12 \\ &= 8,511626 \text{ ft} \\ &= 2,594344 \text{ m} \end{aligned}$$

diambil jarak antar coil = 1 inchi

Tinggi coil total :

$$\begin{aligned} H &= H_{min} + (Nt - 1) \cdot pt / 12 \\ &= 8,512 + (15 - 1) \cdot 1 / 12 \end{aligned}$$

$$= 9,713067 \text{ ft}$$

$$= 2,960543 \text{ m}$$

Jadi Tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi Coil.

8. Spesifikasi Reaktor

Tugas : Mereaksikan Ethylene oxide dengan H_2O menjadi Ethylene glycol dengan kecepatan umpan Ethylene oxide = 2.426,0945 kg/j dan kecepatan umpan H_2SO_4 = 48,5219 kg/j.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 4 atm

Suhu : 50 °C

Diperoleh ukuran Reaktor :

Diameter = 2,55 m

Tinggi = 3,82 m

Volume cairan dalam head = 2,169 m³

Volume cairan dibadan Reaktor = 16,921 m³

Tinggi cairan dibadan mixer = 3,315 m

Dipilih Tebal shell = $\frac{4}{16}$ in

Tebal Head = $\frac{5}{16}$ in

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade Jumlah baffle 4 buah

Diameter Impeler = 85 cm

Tinggi Impeler = 85 cm

Lebar Baffle = 8,50 cm

Digunakan motor dengan daya = 2 Hp

Luas perpindahan Panas :

$$A = 380,6703 \text{ sqft}$$

Coil (Lilitan) :

$$\text{Diameter Coil} = 5,299 \text{ ft}$$

$$\text{Luas perpindahan panas per coil} = 26,40 \text{ sqft}$$

$$\text{Jumlah Coil} = 15 \text{ Lilitan}$$

$$\text{Tinggi lilitan Coil minimum} = 2,594 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antar Coil} = 1 \text{ inchi}$$

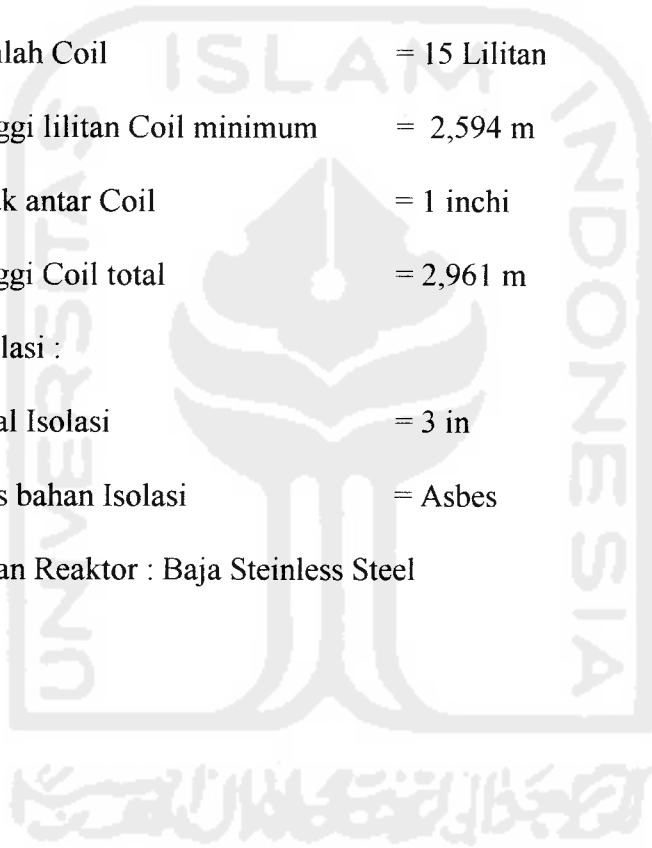
$$\text{Tinggi Coil total} = 2,961 \text{ m}$$

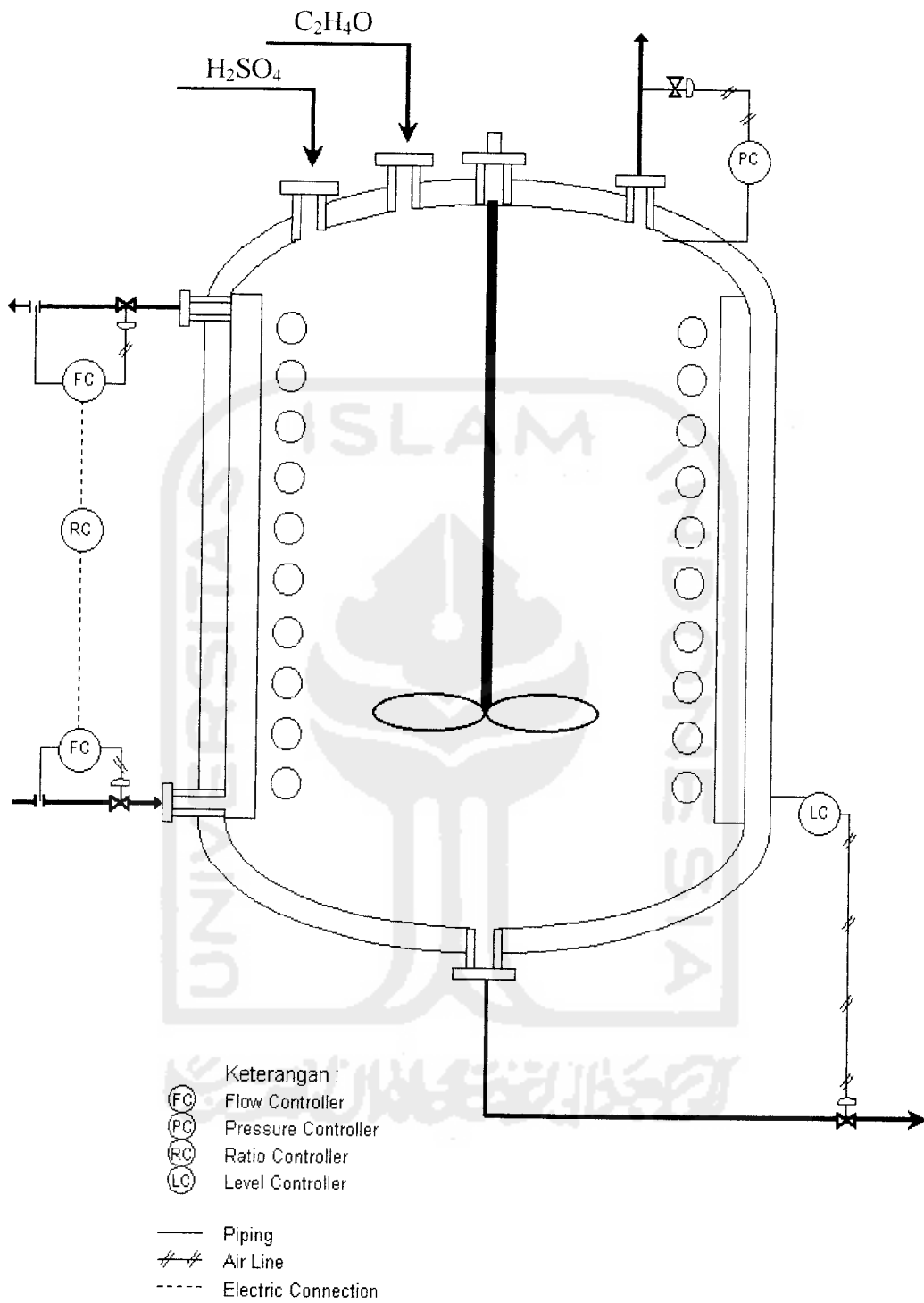
Tebal Isolasi :

$$\text{Tebal Isolasi} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Jenis bahan Isolasi} = \text{Asbes}$$

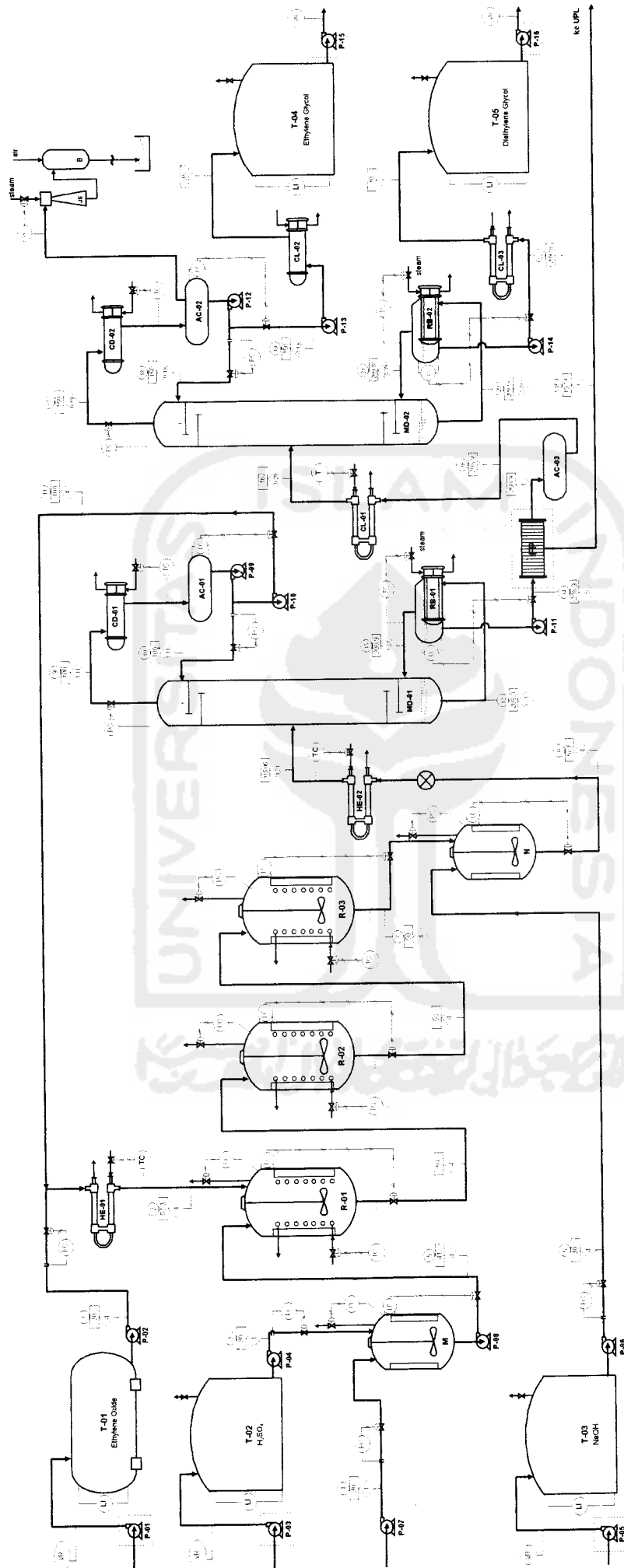
Jenis Bahan Reaktor : Baja Steinless Steel





SKEMA ALAT KONTROL REAKTOR


PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI ETHYLENE OXIDE
 KAPASITAS PRODUKSI: 20.000 TON / TAHUN



NERACA MASSA (Kg/Jam)

KOMPONEN	N O M O R																				A R U S	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20		21
1 Ethylene Oxide	2.304.700	2.425.0946					121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005	121.3005
2 Ethylene Glycol		1.8767					2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376	2.529.4376
3 Diethylene Glycol							484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681	484.1681
4 Triethylene Glycol							162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310	162.0310
5 H ₂ SO ₄							48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219	48.8219
6 H ₂ O							39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091	39.8091
7 H ₂ O							729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998	729.6998
8 H ₂ O							0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902	0.9902
Jumlah:	2.329.2905	2.644.8333	48.8219	729.6998	777.9817	99.0229	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101	3.422.8101

KETERANGAN	T	Tanggal Penyimpanan
AC Accumulator	EV	Barometric Condens
FP Filter Press	FC	Expansion Valve
JE Steam-Jet Ejector	TC	Flow Controller
N Nozzle	LC	Level Controller
P Pump	LI	Level Indicator
M Motor	PC	Pressure Controller
MD Membran Distilat	TC	Temperature Control
HE Heater	VR	Volume Recorder
CD Condenser	N	Nomor Adui
RB Reboiler	N	Temperatur (°C)
CL Cooler	N	Tekanan (Atm)


 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RAN - PABRIK ETHYLENE GLYCOL DARI ETHYLENE OXIDE
 KAPASITAS PRODUKSI : 20.000 TON/TAHUN

Dosen Pembimbing	No. Sidik
N.A.M.A	08021102
DOSEN PEMBIMBING	08021108
	08021109
	08021110
	08021111
	08021112
	08021113
	08021114
	08021115
	08021116
	08021117
	08021118
	08021119
	08021120