

No: TA/TK/2018/68

**PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI
ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 50.000
TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : M Fachrizal S Nama : Wahyu Anjasmara
No. Mahasiswa : 14521286 No.Mahasiswa : 14521316

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

2018

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN OKSKIGEN
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : M Fachrizal S Nama : Wahyu A
No. Mahasiswa : 14521286 No.Mahasiswa : 14521316

Yogyakarta, 30 September 2018

Pembimbing I,

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M.

Pembimbing II

Lucky Wahyu Nuzulia, S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN OKSKIGEN DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Muhammad Fachrizal S
No. Mahasiswa : 14521286

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

Yogyakarta, 24 Oktober 2018

Tim Penguji

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M.

Ketua

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

Anggota I

Venitalitya Alethea Sari Agustia, S.T., M.Eng.

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Wahyu Anjasmara
No. Mahasiswa : 14521316

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

Yogyakarta, 24 Oktober 2018

Tim Penguji

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M.
Ketua

(*Aris Sugih Arto Kholil*)

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.
Anggota I

(*Lilis Kistriyani* 25/10 2018)

Venitalitya Alethea Sari Agustia, S.T., M.Eng.
Anggota II

(*Venitalitya Alethea Sari Agustia* 26/10 2018)

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi
Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: M Fachrizal S	Nama	: Wahyu Anjasmara
No. Mahasiswa	: 14521286	No. Mahasiswa	: 14521316

Yogyakarta, 30 September 2018

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

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

Td. Tangan



Muhammad Fachrizal S

Td. Tangan



Wahyu Anjasmara

Kata Pengantar

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala karunia dan rahmat-Nya, sehingga penulis dapat menyusun laporan tugas akhir ini tepat pada waktunya. Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk menyelesaikan program Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan laporan penelitian ini.
2. Orang tua dan keluarga penulis atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan moril maupun materil yang tak pernah henti-hentinya diberikan sejauh ini.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Lucky Wahyu Nuzulia, S.T., M.Eng. dan Bapak Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M. selaku dosen pembimbing tugas akhir atas penjelasan, bimbingan, bantuan, motivasi dan kesabarannya dalam penyusunan tugas akhir ini.

5. Muhammad Fachrizal Syarif/Wahyu Anjasmara selaku *partner* tugas akhir yang selalu membantu dalam penyusunan tugas akhir tanpa mengenal kata lelah.
6. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2014.
7. Semua pihak yang telah membantu berjalannya penelitian yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

Kami menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan tugas akhir ini. Untuk itu, saran dan kritik yang bersifat membangun sangat kami harapkan untuk memperbaiki penulisan di masa yang akan datang. Akhir kata, semoga laporan tugas akhir ini dapat memberi manfaat bagi semua pihak, amin.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.

Yogyakarta, 24 Oktober 2018

Penyusun

Daftar Isi

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iv
Kata Pengantar.....	v
Daftar Isi	vii
Daftar Tabel.....	ix
Daftar Gambar	xi
ABSTRAK	xii
ABSTRACK	xiii
BAB I	
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Putsaka	9
BAB II	15
PERANCANGAN PRODUK	15
2.1 Spesifikasi Produk.....	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	17
2.3 Pengendalian Kualitas	21
2.4 Tinjauan Termodinamika	23
2.5 Tinjauan Kinetika.....	28
BAB III.....	31
3.1 Uraian Proses	31
3.2 Spesifikasi Alat	34
3.3 Perencanaan Produksi.....	57
BAB IV	58
4.1 Lokasi Pabrik	58
4.2 Tata Letak Pabrik (Layout Plant)	63
4.3 Tata Letak Mesin/Alat (Machines).....	68

4.4	Alir Proses dan Material.....	72
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	88
4.6	Organisasi Perusahaan.....	108
4.7	Evaluasi Ekonomi	121
BAB V	141
5.1	Kesimpulan	141
5.2	Saran	143

Daftar Pustaka

LAMPIRAN

Daftar Tabel

Tabel 1.1 Impor Etilen Oksida Tahun 2013-2017	3
Tabel 1.2 Kebutuhan Etilen Oksida ASEAN Tahun 2011-2015	5
Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida yang Sudah Ada	8
Tabel 1.4 Proses Pembuatan Etilen Oksida.....	12
Tabel 3.1 Spesifikasi <i>plate</i>	37
Tabel 3.2 Kebutuhan Bahan Baku	57
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	65
Tabel 4.2 Neraca massa total	72
Tabel 4.3 Neraca massa reaktor	73
Tabel 4.4 Neraca massa absorber.....	74
Tabel 4.5 Neraca massa Menara distilasi.....	75
Tabel 4.6 Neraca massa CO ₂ Absorber.....	76
Tabel 4.7 Neraca massa <i>Stripper</i>	77
Tabel 4.8 Neraca panas Exchanger	78
Tabel 4.9 Neraca panas <i>Heater</i>	78
Tabel 4.10 Neraca panas reaktor.....	79
Tabel 4.11 Neraca panas <i>Cooler</i>	79
Tabel 4.12 Neraca panas <i>Water Absorber</i>	80
Tabel 4.13 Neraca panas <i>Heater</i>	80
Tabel 4.14 Neraca panas Menara Distilasi.....	81
Tabel 4.15 Neraca panas <i>Cooler</i>	81
Tabel 4.16 Neraca panas CO ₂ Absorber.....	82
Tabel 4.17 Neraca panas <i>Heater</i>	83
Tabel 4.18 Neraca panas <i>Cooler</i>	83
Tabel 4.19 Neraca panas <i>Stripper</i> (STP-01)	84
Tabel 4.20 Syarat air umpan boiler	91
Tabel 4.21 Kebutuhan air pembangkit steam.....	98
Tabel 4.22 Kebutuhan air proses.....	99
Tabel 4.23 Total kebutuhan air	100

Tabel 4.24 Kebutuhan listrik alat proses.....	102
Tabel 4.25 Kebutuhan listrik alat utilitas	103
Tabel 4.26 Gaji karyawan	115
Tabel 4.27 Jadwal kerja masing-masing regu	120
Tabel 4.28 <i>Physical Plant Cost</i>	131
Tabel 4.29 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	132
Tabel 4.30 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	132
Tabel 4.31 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	132
Tabel 4.32 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	133
Tabel 4.33 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	133
Tabel 4.34 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	134
Tabel 4.35 <i>Working Capital (WC)</i>	134
Tabel 4.36 <i>General Expense (GE)</i>	135
Tabel 4.37 Total biaya produksi.....	135
Tabel 4.38 <i>Fixed cost (Fa)</i>	135
Tabel 4.39 <i>Variable cost (Va)</i>	136
Tabel 4.40 <i>Regulated cost (Ra)</i>	136
Tabel 4.41 Rekapitulasi komponen biaya untuk penentuan BEP dan SDP	139

Daftar Gambar

Gambar 1.1 Grafik Impor Etilen Oksida Indonesia Tahun 2013-2017.....	4
Gambar 1.2 Grafik Impor Etilen Oksida ASEAN Tahun 2011-2015.....	5
Gambar 1.3 Penggunaan Etilen Oksida di Dunia.....	7
Gambar 1.4 Produksi Etilen Oksida Beberapa Perusahaan Dunia.....	8
Gambar 4.1 Jalur <i>Pipeline</i> Bahan Baku.....	60
Gambar 4.2 <i>Lay Out</i> Pabrik	67
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Etilen oksida.....	71
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif	85
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif	86
Gambar 4.6 Diagram Alir Air Utilitas	107
Gambar 4.7 Indeks harga CEPCI dan linierisasinya.....	123
Gambar 4.8 Grafik penentuan BEP dan SDP secara grafis	140

ABSTRAK

Etilen oksida (EO) digunakan sebagai bahan baku utama pembuatan etilen oksida. Pembuatan etilen oksida dilakukan melalui reaksi oksidasi antara etilen dengan oksigen yang berlangsung di Reaktor *Fixed Bed MultiTube* (R-01) pada temperatur 234 °C dan tekanan 15 atm.

Pabrik etilen oksida dirancang dengan kapasitas 50.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah etilen sebanyak 47.722 ton/tahun dan oksigen 72.719 ton/tahun. Produk yang dihasilkan etilen oksida dengan kemurnian 99,7%. Lokasi pabrik direncanakan di daerah Cilegon, Banten. Pabrik beroperasi selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang direktur dengan jumlah karyawan 145 orang. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri karyawan *shift* dan non *shift*. Pabrik akan didirikan pada tahun 2023. Modal tetap pabrik sebesar Rp 83.955.306.055, biaya produksi sebesar Rp 2.451.853.369.793 per tahun dan hasil penjualan sebesar Rp 2.923.400.000.000 per tahun. Analisis kelayakan menunjukkan bahwa *Return of Investmen* (ROI) sebelum pajak 67,4%, setelah pajak 33,7%, *Pay Out time* (POT) sebelum pajak adalah 1,29 tahun, setelah pajak 2,29 tahun, *Break Even Point* (BEP) 47,04%, dan *Shut Down Point* (SDP) 37,61%. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa pabrik etilen oksida dari etilen dan oksigen kapasitas 50.000 ton/tahun layak didirikan.

Kata Kunci: etilen oksida, etilen, oksigen

ABSTRACT

Ethylene oxide (EO) is used as the main raw material for the manufacture of ethylene oxide. The manufacture of ethylene oxide made via oxidation reactions between ethylene with oxygen takes place in Fixed Bed Reactors MultiTube (R-01) at a temperature of 15 °C and pressure 234 atm.

Ethylene oxide plant is designed with a capacity of 50,000 ton/year. The raw materials used are as much ethylene 47,722 tons/year and oxygen 72,719 tons/year. The resulting product is ethylene oxide with a purity of 99.7%. The location of the planned factory in Cilegon, Banten area. The factory operates 24 hours per day and 330 days per year.

This factory is a company in the form of a limited liability company (PT) with the Organization's system of line and staff, headed by a Director with a number of employees of the 145 people. Employee system based on the Division of work hours consisting of employees shift and non-shift. The factory will be established by the year 2023. Factory fixed capital amounted to Rp 83,955,306,055, Rp 2,451,853,369,793 cost of production per year and the proceeds amounting to Rp 2,923,400,000,000 per year. Feasibility analysis showed that the Return of Investment (ROI) 67.4% before tax, after-tax 33.7%, Pay Out time (POT) before tax was 1.29 years, after taxes 2.29 year, Break Even Point (BEP) 47.04%, and Shut Down Point (SDP) 37.61%. Economic evaluation results indicate that ethylene oxide manufacturer of ethylene and oxygen capacity of 50,000 ton/year worth is established.

Keywords: ethylene oxide, ethylene, oxygen

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan dunia industri pada masa sekarang ini sangatlah pesat. Indonesia sebagai negara besar haruslah mampu bersaing dalam segala bidang industri, begitupun industri kimia. Indonesia harus mampu bersaing dengan negara-negara industri lain di dunia secara kualitas maupun kuantitas. Terutama pada bidang industri kimia, agar nantinya ketergantungan pada negara lain akan berkurang.

Kebutuhan etilen oksida akhir-akhir ini meningkat karena meningkatnya produksi etilen glikol di dalam negeri. Seperti diketahui kebutuhan etilen glikol semakin meningkat sehingga didirikan pabrik di daerah Merak. Bahan baku pembuatan etilen oksida adalah etilen. Beroperasinya pabrik etilen PT. Chandra Asri di Merak dengan kapasitas produksi 860.000 ton/tahun memuat kebutuhan bahan baku etilen akan mudah diperoleh.

Selain kebutuhan dalam negeri, meningkatnya penggunaan etilen oksida di dunia juga melatarbelakangi didirikannya pabrik ini. Terutama untuk wilayah ASEAN, untuk negara-negara ASEAN saat ini etilen oksida masih diperoleh dengan cara impor dari Amerika maupun China. Sehingga,

dengan didirikannya pabrik etilen oksida di Indonesia diharapkan dapat mengurangi

ketergantungan impor serta menjadi peluang bagi Indonesia untuk menjadi negara yang memasok kebutuhan etilen oksida di wilayah ASEAN.

Dalam penentuan kapasitas pabrik oxirane yang akan dibangun diperlukan beberapa pertimbangan yang akan dijadikan parameter dalam menentukan besarnya kapasitas pabrik. Adapun beberapa hal yang menjadi acuan penentuan kapasitas pabrik antara lain:

1. Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia dan regional ASEAN

Selama ini Indonesia masih mengimpor etilen oksida dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri. Berikut ini merupakan data impor etilen oksida yang diperoleh dari Biro Pusat Statistik (BPS):

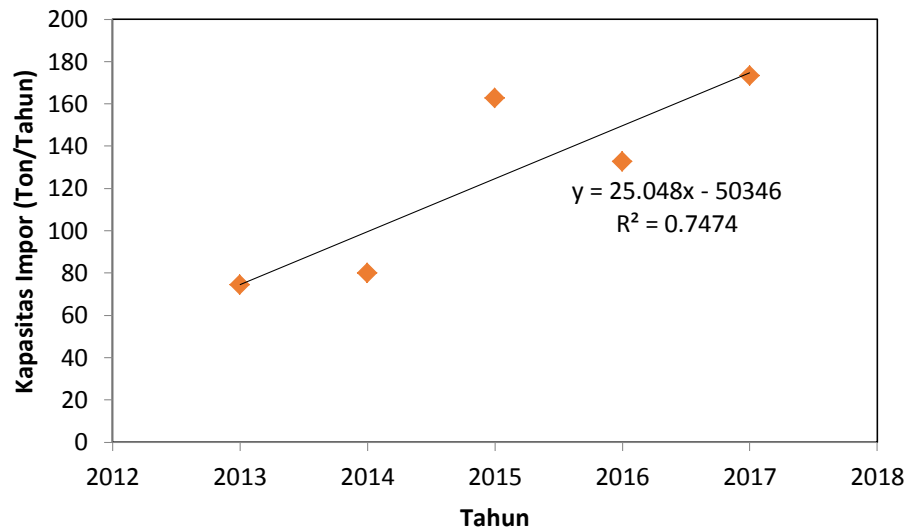
Tabel 1.1 Impor Etilen Oksida Tahun 2013-2017

Tahun	Jumlah Import (Ton/Tahun)
2013	74,498
2014	79,903
2015	162,630
2016	132,722
2017	173,326

Sumber : BPS, 2013-2017

Dari data tersebut dapat dilihat bahwa kapasitas impor etilen oksida mengalami tren yang meningkat setiap tahunnya. Oleh karena itu direncanakan dibangun pabrik etilen oksida di Indonesia guna memenuhi kebutuhan dalam

negeri serta diharapkan Indonesia menjadi negara pengekspor etilen oksida khususnya untuk wilayah ASEAN.



Gambar 1. 1 Grafik Impor Etilen Oksida Indonesia Tahun 2013-2017

Dari kurva tersebut didapatkan persamaan garis lurus $y = 25,04x - 50346$ dengan x sebagai fungsi tahun dan nilai $R^2 = 0,747$. Maka dari persamaan tersebut dapat dihitung kebutuhan etilen oksida dalam negeri pada tahun 2023 mendatang.

$$y = 25,04x - 50346$$

$$y = 25,04 (2023) - 50346$$

$$y = 309,92 \text{ Ton/Tahun}$$

Maka kebutuhan etilen oksida di Indonesia pada tahun 2023 meningkat menjadi sebesar 309,92 Ton/Tahun.

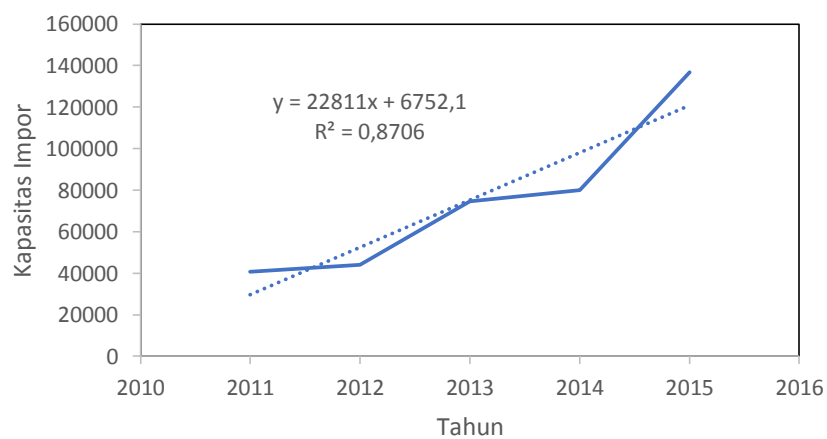
Penentuan besarnya kapasitas pabrik pembuatan etilen oksida yang akan didirikan juga didasarkan pada data impor etilen oksida negara-negara ASEAN dalam kurun waktu 2011 hingga tahun 2015. Dengan rincian data sebagai berikut:

Tabel 1.2 Kebutuhan Etilen Oksida ASEAN Tahun 2011-2015

Tahun	Jumlah (Ton)
2011	40.621
2012	44.116
2013	74.498
2014	79.903
2015	136.780

(Sumber : Comtrade, 2011-2015)

Data tersebut merupakan data impor etilen oksida untuk kebutuhan etilen oksida secara keseluruhan di Negara-negara ASEAN.



Gambar 1. 2 Grafik Impor Etilen Oksida ASEAN Tahun 2011-2015

Dari kurva tersebut didapatkan persamaan garis lurus $y = 22.811x - 6.752,1$ dengan x sebagai fungsi tahun dan nilai $R^2 = 0,8706$. Maka dari persamaan tersebut dapat dihitung kebutuhan etilen oksida dalam negeri pada tahun 2023 mendatang.

$$y = 22.811x - 6.752,1$$

$$y = 22.811 (2023) - 6.752,1$$

$$y = 303.288 \text{ ton/tahun}$$

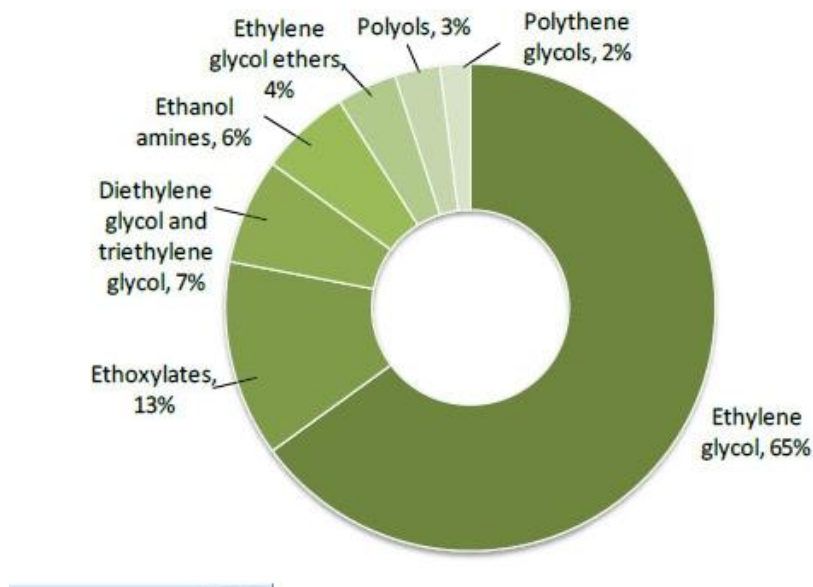
Maka kebutuhan impor etilen oksida di ASEAN pada tahun 2023 meningkat menjadi sebesar 303.288,6 ton/tahun.

Dari grafik tersebut terlihat peningkatan kebutuhan impor produk etilen oksida untuk Negara-negara ASEAN sehingga direncanakan didirakannya pabrik etilen oksida di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan tersebut.

2. Kebutuhan Etilen Oksida Dunia dan Kapasitas Pabrik Etilen Oksida yang Sudah Ada

Aplikasi utama etilen oksida adalah sebagai bahan baku utama dari berbagai industri kimia serta sebagai bahan *intermediate*. Berikut ini merupakan beberapa industri yang menggunakan bahan baku etilen oksida:

- a. Etilen Glikol digunakan dalam produksi bahan antibeku, poliester, dan polietilen tereftalat (PET)
- b. Polietilen Glikol digunakan dalam industri parfum, kosmetik, *paint thinners* dan *plasticizers*
- c. Etilen Glikol Eter digunakan dalam produksi *solvent* dan *detergent*
- d. Etoksilat digunakan dalam produksi surfaktan dan *emulsifier*



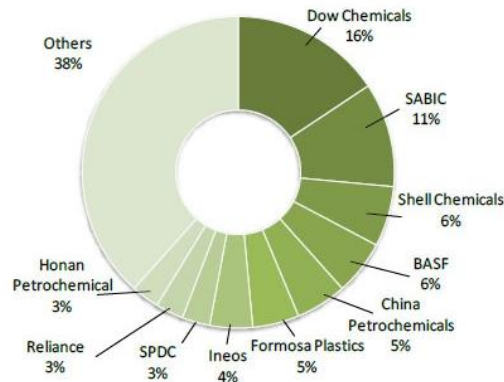
Gambar 1. 3 Penggunaan Etilen Oksida di Dunia. Sumber: *SRI Consulting*, 2009

Dari Gambar 1.3 dapat dilihat bahwa sintesis etilen glikol adalah aplikasi utama dari penggunaan etilen oksida di dunia. Pangsa penggunaan etilen oksida di dunia sangatlah bervariasi tergantung pada wilayah. Untuk wilayah Eropa Barat sebesar 44% etilen oksida digunakan untuk sintesis etilen glikol, 63% untuk Jepang, 73% untuk Amerika Utara, 90% untuk wilayah Asia, dan 99% untuk kawasan Afrika. (*Chemical Intelligence*, 2009)

Produksi global ethylene oxide sekitar 19 juta metrik ton di tahun 2008 dan 2009, meningkat sedikit dari 18 juta ton pada tahun 2007 (*SRI Consulting*, 2009). Ini menempatkan etilen oksida sebagai kimia organik yang paling banyak diproduksi ke-14 di dunia. (*SRI Consulting*, 2009).

Saat ini pabrik etilen oksida sudah didirikan di berbagai negara seperti Amerika Serikat, China, Kanada, Venezuela, dan lain-lain. Menurut data yang dihimpun dari *SRI Consulting*, hingga tahun 2006 produksi etilen oksida di dunia mencapai 19 juta ton/tahun. Jumlah tersebut pada umumnya didominasi oleh

perusahaan-perusahaan kimia dan petrokimia multinasional yang besar seperti Dow Chemical Company, SABIC, *Shell*, BASF, China Petrochemicals, Formosa Plastics and Ineos, yang secara kolektif memproduksi lebih dari 50% kebutuhan etilen oksida dunia.



Gambar 1.4 Produksi Etilen Oksida Beberapa Perusahaan Dunia. Sumber: *SRI*

Consulting, 2009

Berikut ini merupakan beberapa pabrik etilen oksida yang sudah ada di dunia antara lain:

Tabel 1. 3 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida yang Sudah Ada

Negara	Produksi	Kapasitas (Kiloton/tahun)
Kanada	Dow	208
	Union Carbide	68
United State	BASF Wyandotte	218
	Celanese	227
	Olin	50
	<i>Shell</i>	317
	Sunolin	45
	PPG	73
Belgium	BASF Antwerpent	160
	PB Chemicals	120
Italia	Anic	40
Spainyol	Quimicas (IQS)	70

Negara	Produksi	Kapasitas (Kiloton/tahun)
United Kingdom	ICI	240
	Shell U.K.	120
	BP Chemicals	25
Jepang	Mitsubishi Petrochemical	195
	Nisso Petrochemical	72

(Sumber : Mc.Ketta, 1976)

Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan dan kapasitas pabrik baru yang menguntungkan berkisar antara 50.000 hingga 250.000 ton/tahun (Mc. Ketta, 1976). Berdasarkan data kebutuhan dalam dan luar negeri serta kapasitas pabrik yang sudah ada maka kapasitas pabrik direncanakan sebesar 50.000 ton/tahun dengan pertimbangan di samping untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri sisanya dapat diekspor terutama untuk negara-negara ASEAN diantaranya Malaysia, Singapura, Vietnam, dan Philipina yang masih memenuhi kebutuhan produk etilen oksida melalui impor dari negara lain.

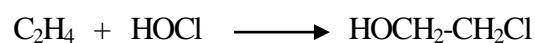
1.2 Tinjauan Putsaka

1.2.1 Macam-Macam Proses

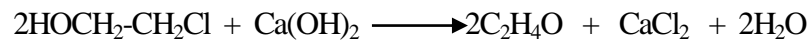
1. Proses Klorohidrin

Proses pembuatan etilen oksida pada proses klorohidrin terdiri dari dua reaksi utama yaitu reaksi pembentukan klorohidrin dan reaksi pembentukan etilen oksida dari klorohidrin. Reaksinya sebagai berikut:

- a. Reaksi etilen dengan asam hipoklorit untuk menghasilkan klorohidrin.



- b. Reaksi klorohidrin dengan kalsium hidroksida sehingga diperoleh etilen oksida.



Reaksi klorohidrin berlangsung di dalam reaktor *packed tower* yang terbuat dari material tahan korosi pada kondisi optimum yaitu temperatur 27–43°C dan tekanan 2-3 bar dengan *selectivity* 85-90%. Pada reaktor pertama ini perlu pengendalian yang cermat untuk menekan terbentuknya produk reaksi samping, yaitu etilen diklorida.

Produk dari reaktor pertama berupa cairan etilen klorohidrin yang keluar dari dasar reaktor selanjutnya direaksikan dengan *slurry* Ca(OH)_2 dalam reaktor hidrolisa pada 100 °C. *Selectivity* reaksi kedua sebesar 90-95%. Hasil reaktor kedua berupa uap etilen oksida kemudian dikondensasikan untuk diembunkan, dan selanjutnya dialirkan ke unit pemurnian (Faith. Keyes, 1957). Pada proses klorohidrin terdapat beberapa kekurangan jika dibandingkan dengan proses oksidasi langsung, yaitu:

1. Terdapat produk samping yang mengandung klor.
2. Memerlukan bahan baku yang lebih beraneka ragam.
3. Terdapatnya klor dalam aliran bahan baku sehingga dibutuhkan peralatan tahan korosi yang harganya sangat mahal
4. Memerlukan rangkaian alat yang cukup banyak sehingga investasi awal cukup mahal

2. Proses Oksidasi Etilen Langsung dengan Udara

Pembuatan etilen oksida melalui proses ini dengan menggunakan udara bertekanan tinggi yang kemudian dimurnikan guna menghilangkan pengotornya, kemudian dicampurkan dengan etilen dan aliran gas *recycle*. Gas yang telah

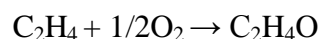
bercampur lalu diumpankan ke dalam reaktor yang di dalamnya terdapat katalis, agar terjadi reaksi oksidasi menjadi etilen oksida, karbon dioksida, dan air. Untuk memperlambat terbentuknya karbon dioksida, maka ditambahkan inhibitor berupa halida organik seperti etilen diklorida.

Reaksi berlangsung pada temperatur 220-277 °C dan tekanannya berkisar antara 10-30 bar dengan katalis perak. *Selectivity* yang dihasilkan berkisar 63-75% lebih rendah dibandingkan dengan oksidasi langsung etilen dengan menggunakan oksigen. Proses ini memerlukan volume reaktor yang lebih besar dibanding proses menggunakan oksigen dan untuk mencegah akumulasi nitrogen dalam reaktor dibutuhkan purging pada reaktor sehingga membutuhkan biaya investasi yang lebih besar dan proses pengendalian yang lebih cermat. Selain itu pada proses oksidasi menggunakan udara membutuhkan lebih banyak katalis yang digunakan, reaktor yang digunakan lebih banyak (untuk mendapatkan selektifitas yang tinggi), membutuhkan *multi-stage compressors* serta membutuhkan unit pengolahan gas buang yang lebih rumit.

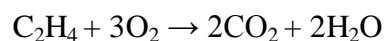
3. Proses Oksidasi Langsung Etilen dengan Oksigen

Dalam proses ini terjadi reaksi utama yaitu pembentukan etilen oksida dan reaksi samping menghasilkan karbondioksida dan air.

Reaksi utama :



Reaksi samping :



Reaksi dijalankan dalam reaktor *fixed bed multiTube* dengan kondisi tekanan 10-30 bar dan suhu 200-300 °C dengan menggunakan katalis perak. *Selectivity* etilen menjadi etilen oksida yang dihasilkan berkisar 50-82%. Selain terbentuk etilen oksida, juga terbentuk produk samping berupa gas CO₂ dan H₂O dengan kandungan CO₂ yang tinggi. Hal ini menyebabkan diperlukan rangkaian CO₂ absorber dan CO₂ *stripper* untuk mengurangi kadar CO₂ yang dihasilkan dan gas yang akan keluar sebelumnya dapat di-*recycle* ke dalam reaktor.

Terdapat 3 proses yang bisa digunakan pada pembuatan etilen oksida seperti yang telah dijelaskan diatas, proses yang dapat digunakan ialah oksidasi langsung etilen menggunakan udara, oksidasi langsung etilen menggunakan oksigen teknis, dan Klorohidrin. Untuk mengetahui beberapa perbandingan pada setiap proses tersebut, dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Proses Pembuatan Etilen Oksida

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Klorohidrin	<ul style="list-style-type: none"> • Selektivitas proses berkisar 45-85% mol 	<ul style="list-style-type: none"> • Biaya produksi lebih mahal • Limbah cukup banyak.
Proses Oksidasi Langsung dengan Oksigen	<ul style="list-style-type: none"> • Selektivitas proses ini tinggi berkisar 50-82% mol. • Relatif membutuhkan lebih sedikit katalis. • Jumlah gas inert dalam siklus relatif tetap 	<ul style="list-style-type: none"> • Perlu ditambahkan diluen gas N₂ atau metana untuk mencegah eksplosivitas etilen terhadap oksigen. • Membutuhkan <i>CO₂ removal section</i>
Proses Oksidasi Langsung dengan Udara	<ul style="list-style-type: none"> • Udara mudah didapat. • Selektivitas proses ini berkisar 20-65%. • N₂ pada udara 	<ul style="list-style-type: none"> • Untuk memperoleh selektivitas yang sama (proses oksidasi dengan oksigen)

	merupakan diluent	diperlukan katalis lebih banyak, reaktor lebih banyak, membutuhkan <i>air purification, multi-stage compressor</i> , dan <i>vent gas treating</i> .
--	-------------------	---

Dari ketiga proses diatas dipilih pembuatan etilen oksida dengan proses oksidasi menggunakan oksigen dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Biaya investasi yang tidak terlalu tinggi
2. Selektifitas dan konversi yang dihasilkan cukup tinggi
3. Produk samping yang dihasilkan tidak terlalu berbahaya.
4. Jumlah gas inert (N_2) dalam siklus tetap sehingga mudah untuk di control
5. Tidak membutuhkan reaktor yang terlalu banyak

1.2.2 Kegunaan produk

Penggunaan etilen oksida selain sebagai bahan baku etilen glikol adalah sebagai bahan insektisida, bahan intermediate pembuatan etanol amine, glikol eter dan poli etilen oksida (Kirk and Othmer, 1979).

Beberapa keuntungan dari didirikannya Pabrik Etilen Oksida diantaranya:

1. Menambah pendapatan negara dengan adanya pajak dan kemungkinan untuk ekspor produk.
2. Terciptanya lapangan pekerjaan, yang berarti akan mengurangi pengangguran.
3. Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan bahan baku etilen oksida.

4. Menurunkan ketergantungan impor.
5. Meningkatkan pendapatan negara dari sector industri, serta menghemat devisa negara.
6. Meningkatkan sumber daya manusia melalui proses alih teknologi.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Etilen oksida memiliki komposisi 99,7% etilen oksida dan 0,03% air sesuai spesifikasi produk etilen oksida di pasaran.

2.1.1 Sifat Fisis dan Kimia Produk

a. Etilen Oksida

Rumus Molekul	: C_2H_4O
Berat Molekul	: 44,054 kg/kmol
Densitas	: 899 kg/m ³ cairan
Wujud	: Gas
Titik didih	: 10,3 °C
Titik leleh	: -112,2 °C
Temperatur kritis	: 469 K
Tekanan kritis	: 71,9 bar
Kapasitas Panas (Cp)	: $-7,519 T + 22,224 \times 10^{-2} T^2 + (-1,256 \times 10^{-4} T^3) + 25,916 \times 10^{-9} T^4$ (J/mol.K)

Sifat kimia etilen oksida adalah senyawa yang sangat mudah bereaksi (reaktif), biasanya reaksinya dimulai dengan terbakarnya struktur cincinnya dan umumnya bersifat eksotermis. Suatu ledakan dapat terjadi jika etilen oksida dalam bentuk uap mendapatkan pemanasan yang berlebihan. Sifat kimia dari etilen oksida diantaranya adalah:

1. Dekomposisi

Etilen Oksida dalam bentuk gas akan mulai terdekomposisi pada 400°C membentuk CO, CH₄, C₂H₄, H₂ atau CH₃CHO. Langkah pertama yang terjadi adalah isomerisasi menjadi asetaldehid.

2. Reaksi dengan atom hidrogen labil

Etilen bereaksi dengan senyawa yang mengandung atom hidrogen yang labil dan membentuk gugus hidroksil etil.

3. Reaksi oleh senyawa ikatan rangkap

Etilen oksida dapat bereaksi dengan senyawa-senyawa berikatan rangkap (double bond) membentuk senyawa siklis, misalnya dengan CO₂.

4. Isomerisasi katalitik

Etilen oksida dapat bereaksi membentuk asetaldehid dengan bantuan katalis Ag, pada kondisi tertentu.

b. Air

Rumus Molekul : H₂O

Berat Molekul : 18,015 kg/kmol

Densitas : 998 kg/m³ cairan

Wujud	: liquid
Titik didih	: 100 °C
Titik leleh	: 0 °C
Temperatur kritis	: 647,3 K
Tekanan kritis	: 220 bar
Kapasitas Panas (Cp)	: $32,243 T + 19,238 \times 10^{-4} T^2 + 10,555 \times 10^{-6} T^3 + (-3,596 \times 10^{-9} T^4)$ (J/mol.K)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku pembuatan etilen oksida adalah etilen dan oksigen. Etilen mempunyai komposisi 99,85% etilen dan 0,15% etana, serta oksigen dengan kemurnian tinggi 99%, yang merupakan spesifikasi produk PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, Cilegon dan PT. Air Liquide Tbk, Cilegon.

2.2.1 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku

a. Etilen

Rumus Molekul	: C ₂ H ₄
Berat Molekul	: 28,054 kg/kmol
Densitas	: 577 kg/m ³ cairan
Wujud	: Gas
Titik didih	: -103,8 °C
Titik leleh	: -169,2 °C
Temperatur kritis	: 282,4 K
Tekanan kritis	: 50,4 bar

$$\text{Kapabilitas Panas (Cp)} \quad : 3,806 T + 15,659 \times 10^{-2} T^2 + (-8,348 \times 10^{-5} T^3) + 17,551 \times 10^{-9} T^4 \text{ (J/mol.K)}$$

Sifat kimia dari etilen :

1. Polimerisasi

Etilen dapat dipolimerisasikan dengan cara memutuskan ikatan rangkapnya dan bergabung dengan molekul etilen yang membentuk molekul yang lebih besar pada tekanan dan temperatur tertentu.

2. Oksidasi

Etilen dapat dioksidasi sehingga menghasilkan senyawa-senyawa etilen oksida, etilen dioksida, etilen glikol.

3. Alkilasi

Etilen dapat dialkilasi dengan katalis tertentu, misalnya alkilasi fiedel-craft, mereaksikan etilen dengan benzena untuk menghasilkan produk etilbenzen dengan katalis AlCl_3 pada suhu 400°C .

4. Klorinasi

Etilen dapat diklorinasi oleh klorine menjadi dikloro etan dan dengan klorinasi lanjutan akan terbentuk trikloroetan.

5. Oligomerisasi

Etilen dapat dioligomerisasi, misalnya menjadi Linear Alfa Olefini (LAO), C_{10} – C_{14} dengan rantai lurus dan alifatik alkohol.

6. Hidrogenasi

Etilen dapat dihidrogenisasi secara langsung dengan katalis nikel pada suhu 300°C atau direaksikan dengan katalis Platina pada suhu kamar

b. Oksigen

Rumus Molekul	: O ₂
Berat Molekul	: 31,999 kg/kmol
Densitas	: 1149 kg/m ³ cairan
Wujud	: Gas
Titik didih	: -183,0 °C
Titik leleh	: -218,8 °C
Temperatur kritis	: 154,6 K
Tekanan kritis	: 50,5 bar
Kapasitas Panas (Cp)	: 28,106 T + (-3,680x10 ⁻⁶ T ²) + 17,459x10 ⁻⁶ T ³ + (-1,065x10 ⁻⁸ T ⁴) (J/mol.K)

Sifat kimia dari oksigen:

1. Oksigen membentuk senyawa kimia dengan semua elemen lain selain gas inert cahaya
2. Oksigen dapat berinteraksi langsung dengan unsur-unsur yang paling reaktif
3. Reaksi yang melibatkan oksigen pada umumnya merupakan reaksi eksotermis

c. Nitrogen

Rumus Molekul	: N ₂
Berat Molekul	: 28,02 kg/kmol
Densitas	: 899 kg/m ³ cairan
Wujud	: Gas
Titik didih	: -195,8 °C
Titik leleh	: -209,9 °C

Temperatur kritis	: 126,2 K
Tekanan kritis	: 33,9 bar
Kapasitas Panas (Cp)	: $21,621 T + 72,808 \times 10^{-3} T^2 + (-5,778 \times 10^{-5} T^3) + 18,301 \times 10^{-9} T^4$ (J/mol.K)

Sifat kimia dari nitrogen:

1. Nitrogen merupakan unsur yang stabil (kurang reaktif). Dalam keadaan bebas, nitrogen merupakan molekul diatomik dengan ikatan kovalen rangkap tiga.
2. Pada suhu rendah, nitrogen sukar bereaksi dengan unsur lain, hanya logam litium yang dapat bereaksi dengan nitrogen.
3. Pada suhu tinggi, dapat bereaksi dengan beberapa logam alkali dan alkali tanah.
4. Pada suhu tinggi, dapat bereaksi dengan unsur nonlogam, misalnya oksigen dan hidrogen.

d. Katalis

Rumus Molekul	: Ag
Berat Molekul	: 107,87kg/kmol
Wujud	: Padat
Titik didih	: 1950 °C
Titik leleh	: 960,5 °C
Kapasitas Panas (Cp)	: $5,6 + 0,0015 T$ (J/mol.K)

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil *monitoring* atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik etilen oksida meliputi :

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi etilen oksida.

c. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk etilen oksida pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*).

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki/*vessel*.

- *Flow Rate Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

- *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu *actual* yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

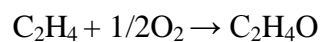
Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

2.4 Tinjauan Termodinamika

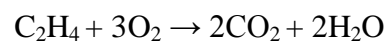
Reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat diketahui dengan menghitung panas reaksi (ΔH) pada suhu 25 °C (298 K) dan tekanan 1 atm.

Persamaan reaksi:

Reaksi utama :



Reaksi samping :



Data-data harga ΔH°_f untuk masing-masing komponen pada 298 K

adalah:

$$\Delta H^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_4 = 52510 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{O}_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_4\text{O} = -52630 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O} = -241814 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_f \text{CO}_2 = -393510 \text{ J/mol}$$

Jika $\Delta H = (-)$ maka reaksi bersifat eksotermis

Jika $\Delta H = (+)$ maka reaksi bersifat endotermis

(Smith-Van Ness, 1987)

Untuk reaksi (1):

Dalam hubungan ini:

$$\Delta H_r^{\circ} 298(1) = \sum \Delta H^{\circ}_{\text{Produk}} - \sum \Delta H^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H^{\circ} 298(1) = -52630 \text{ J/mol} - (52510 \text{ J/mol} + 0 \text{ J/mol})$$

$$= -105140 \text{ J/kmol}$$

$$= -105,14 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi (2):

$$\Delta H^{\circ} 298(2) = \sum \Delta H^{\circ}_{\text{Produk}} - \sum \Delta H^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H^{\circ} 298(2) = (-393510 \text{ J/mol} \times 2) + (-241814 \text{ J/mol} \times 2) -$$

$$(52510 \text{ J/mol} + (3 \times 0 \text{ J/mol}))$$

$$= -1323158 \text{ J/kmol}$$

$$= -1323,158 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan di atas, harga ΔH masing-masing reaksi bernilai negatif, maka dapat disimpulkan bahwa kedua reaksi tersebut bersifat eksotermis. Sedangkan reaksi berjalan searah atau bolak-balik dapat diketahui dari harga konstanta kesetimbangan (K), menurut persamaan.

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT}$$

Dimana:

ΔG^0 = energi bebas Gibbs

R = konstanta gas

T = suhu

K = konstanta keseimbangan reaksi

Dimana ΔG^0 untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

$\Delta G^0 \text{ C}_2\text{H}_4$ = 68840 J/kmol

$\Delta G^0 \text{ O}_2$ = 0 J/kmol

$\Delta G^0 \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}$ = -13230 J/kmol

$\Delta G^0 \text{ H}_2\text{O}$ = -228590 J/kmol

$\Delta G^0 \text{ CO}_2$ = -394370 J/kmol

Untuk reaksi (1):

$\Delta G^0 \text{ reaksi (1)}$ = $\sum \Delta G^0 \text{ produk} - \sum \Delta G^0 \text{ reaktan}$

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ \text{ reaksi (1)} &= -13230 \text{ J/kmol} - (68840 \text{ J/kmol} + 0) \\
 &= -82070 \text{ J/kmol} \\
 &= -82,070 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Untuk reaksi (2):

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ \text{ reaksi (2)} &= \sum \Delta G^\circ_{\text{produk}} - \sum \Delta G^\circ_{\text{reaktan}} \\
 \Delta G^\circ \text{ reaksi (2)} &= (-228590 \text{ J/mol} \times 2) + (-394370 \text{ J/mol} \times 2) - \\
 &\quad (68840 \text{ J/mol} + (3 \times 0)) \\
 &= -1314760 \text{ J/mol} \\
 &= -1314,760 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Untuk reaksi (1):

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{298} &= -RT \ln K_{298} \\
 -82,070 \text{ kJ/mol} &= -(0,008314 \text{ kJ/mol K} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{298}) \\
 \ln K_{298} &= 33,125 \\
 K_{298} &= 2,4 \times 10^{14}
 \end{aligned}$$

$$\ln \left[\frac{K_2}{K_1} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{523}}{K_{298}} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{523} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{523}}{K_{298}} \right] = \left[\frac{-(-105,14 \text{ kJ/mol})}{0,008314 \text{ kJ/molK}} \right] \left[\frac{1}{523 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{523}}{K_{298}} \right] = -18,25$$

$$\left[\frac{K_{523}}{K_{298}} \right] = 1,186 \times 10^{-8}$$

$$K_{523} = 1,186 \times 10^{-8} \times (4 \times 10^{14})$$

$$K_{523} = 2,484 \times 10^6$$

Untuk reaksi (2):

$$\Delta G^\circ_{298} = -RT \ln K_{298}$$

$$-1314,760 \text{ kJ/mol} = -(0,008314 \text{ kJ/mol K} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{298})$$

$$\ln K_{298} = 530,665$$

$$\ln \left[\frac{K_2}{K_1} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{523}}{K_{298}} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{523} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{523}}{K_{298}} \right] = \left[\frac{-(-1323,158 \text{ kJ/mol})}{0,008314 \text{ kJ/molK}} \right] \left[\frac{1}{523 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln K_{523} - \ln K_{298} = -229,756$$

$$\ln K_{523} - 530,665 = -229,756$$

$$\ln K_{523} = 300,909$$

$$K_{523} = 1.942426e + 130$$

Karena harga K untuk masing-masing reaksi sangat besar, maka kedua reaksi tersebut bersifat searah (*irreversible*).

2.5 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan etilen oksida melalui oksidasi etilen merupakan reaksi katalitik dengan menggunakan katalis Silver (Ag). Katalis yang digunakan merupakan katalis heterogen, artinya fase katalis berbeda dengan fase reaktan yang masuk.

Jika ditinjau dari kinetika reaksinya, kecepatan reaksi pembentukan *Ethylene Oxide* dari *Ethylene* akan semakin besar dengan kenaikan suhu. Sesuai dengan Persamaan Arrhenius.

$$k = A \cdot e^{-Ea / RT}$$

$$\ln k = \ln A - Ea / RT$$

Dimana:

k = konstanta kecepatan reaksi

A = faktor frekuensi tumbukan

Ea = energi aktivasi

R = konstanta gas

T = suhu

Dari persamaan di atas, harga A, Ea, dan R konstan. Sehingga harga konstanta kecepatan reaksi (k) hanya dipengaruhi oleh suhu, dimana dengan kenaikan suhu maka kecepatan reaksinya akan semakin besar.

Dari persamaan diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi (k) untuk reaksi pembentukan *Ethylene Oxide* adalah:

$$r_1 = k_1 \frac{(Pc)K_{C_2H_4}}{1 + K_{C_2H_4}}$$

$$r_2 = k_2 \frac{(Pc)K_{C_2H_4}}{1 + K_{C_2H_4}}$$

Dengan:

k_1, k_2 = konstanta kecepatan reaksi 1 dan reaksi 2 . (mol gramkatalis⁻¹.detik⁻¹)

$$k_1 = 40,69 \exp\left[\frac{-76970}{RT}\right]$$

$$k_2 = 1,34 \exp\left[\frac{-63070}{RT}\right]$$

$k_{C_2H_4}$ = konstanta kesetimbangan *over-all*, bar⁻¹

$$k_{C_2H_4} = 1,84 \times 10^{-4} \exp\left[\frac{-53550}{RT}\right]$$

T = suhu reaksi, K

R = konstanta gas ideal, $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$

(Pc) = tekanan parsial etilen, bar

$$k_{C_2H_4} = 1,84 \times 10^{-4} \exp\left[\frac{-53550}{8,314 \times 523}\right]$$

$$k_{C_2H_4} = 41,050 \text{ bar}^{-1}$$

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan etilen oksida dengan metode oksidasi langsung etilen dengan oksigen teknis dapat dibagi menjadi tiga tahap :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku
2. Tahap Reaksi
3. Tahap Pemurniaan Produk
4. Tahap *Recycle*

3.1.1 Tahap persiapan bahan baku

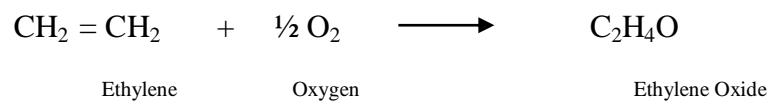
Bahan baku etilen yang didapatkan dari PT, Chandra Asri dialirkan melalui *pipeline* menuju ke tangki penyimpanan bahan baku T-01. Sementara itu bahan baku gas oksigen dialirkan melalui *pipeline* dari PT Air Liquide menuju tangki penyimpanan T-02. Gas etilen *fresh feed* dari T-01 akan dicampur dengan gas *recycle* yang mengandung etilen, oksigen, nitrogen, etilen oksida dan sedikit CO₂ di MP-01. Gas yang telah bercampur tersebut akan mengalir menuju ke MP-02 untuk dicampur dengan aliran yang berasal dari MP-03. Di MP-03 *fresh feed* oksigen dan nitrogen *gas inject* akan bertemu. Gas campuran dari MP-01 dan MP-03 akan dialirkan menuju ke MP-02. *Feed* yang telah tercampur ini akan dinaikkan tekanannya menggunakan kompresor (K-01). Lalu *feed* dilewatkan di *heat exchanger* (HE-01) untuk menaikkan temperaturnya, kemudian dilewatkan di HE-02 agar temperatur *feed* sesuai dengan kondisi operasi di R-01.

3.1.2 Tahap Reaksi

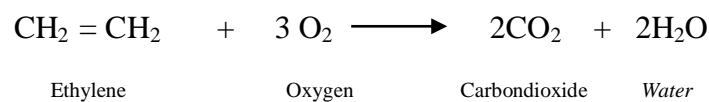
Reaksi berlangsung pada reaktor *fixed bed multitubular* dengan kondisi operasi tekanan 15 atm dan temperatur 234°C. Reaksi oksidasi bersifat eksotermis dengan produk utama etilen oksida dan produk samping CO₂ dan air. *Feed* akan dilewatkan melalui sisi *Tube* yang berisi *catalyst silver* berbentuk *pellet*. Dibutuhkan sistem pendinginan guna menghindari *hotspot* sehingga dialirkan air pendingin melalui sisi *shell* yang disuplai dari unit utilitas.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

Reaksi utama :



Reaksi samping :



Hasil reaksi dari R-01 kemudian dilewatkan menuju HE-01 untuk diambil panasnya. Panas hasil reaksi ini digunakan untuk memanaskan feed yang akan masuk ke dalam R-01. Setelah melewati HE-01, hasil reaksi dari R-01 akan dialirkan ke absorber AB-01.

3.1.3 Tahap Pemurnian

Produk keluaran R-01 yang mengandung etilen oksida, etilen tak terkonversi, CO₂, air, dan pengotor lainnya akan dialirkan menuju AB-01. Sebelum gas hasil reaksi masuk ke dalam AB-01, gas tersebut dinaikan tekanannya menggunakan K-02 lalu dilewatkan ke *cooler* (HE-03) terlebih

dahulu untuk menurunkan temperaturnya hingga sesuai dengan kondisi operasi pada AB-01 pada temperatur 40°C dan tekanan 20 atm. Seksi ini bertujuan untuk memisahkan etilen oksida dari campuran gas berupa etilen dan oksigen yang tidak bereaksi, gas CO₂ serta nitrogen. Di kolom absorber ini, etilen oksida dan etana akan terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 40°C dan tekanannya 20 atm. Hasil bawah berupa larutan etilen oksida dan etana sedangkan hasil atas berupa gas sisa reaktan, nitrogen dan CO₂. Larutan etilen oksida dengan sedikit etana tersebut dimasukkan ke dalam sebuah menara distilasi untuk dimurnikan. Hasil atas menara distilasi (MD-01) adalah produk etilen oksida dengan kemurniaan 99,7 % sedangkan hasil bawah sebagian besar air. Sebagian destilat akan dikembalikan ke menara distilasi (MD-01) sebagai refluk sedangkan lainnya akan disimpan di tangki produk etilen oksida (T-03) pada suhu 30 °C, dan tekanan 10 atm. Hasil atas kolom absorber dimasukkan ke kolom CO₂ Absorber (A-02) untuk dihilangkan kandungan gas CO₂-nya sebelum *direcycle* kembali ke reaktor.

3.1.4 Seksi *Recycle*

Produk samping, terutama CO₂ harus dihilangkan dari sistem agar tidak terjadi akumulasi. Sistem removal yang dipilih adalah sistem *benfield*, dimana gas dimasukkan dalam sebuah kolom CO₂ absorber (AB-02) yang beroperasi pada tekanan tinggi 28 atm dan suhu 70°C. Disini CO₂ yang ada dalam gas akan bereaksi dengan larutan *benfield* membentuk potassium bikarbonat pada reaksi:



CO₂ yang terserap pada CO₂ absorber (A-02) diharapkan sekitar 99,4 %. Potassium bikarbonat kemudian turun sebagai hasil bawah dipanaskan hingga 120 °C di HE-06 lalu dialirkan ke kolom *stripper* (STP-01). *Stripper* (STP-01) berfungsi untuk melucutkan CO₂ dalam larutan *benfield* menggunakan steam sebagai tenaga pemisah, sehingga larutan *benfield* dapat diregenerasi dan CO₂ dapat dipisahkan. CO₂ kemudian dikeluarkan dari bagian atas *stripper* (STP-01) sementara larutan *benfield* yang telah diregenerasi (larutan *benfield*) dikembalikan ke CO₂ absorber (AB-02) setelah didinginkan hingga suhu 70 °C menggunakan HE-07.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Spesifikasi Alat Besar

1. Reaktor

Nama	: Reaktor
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan Etilen dengan Oksigen teknis menjadi Etilen Oksida
Jenis	: <i>Fixed Bed Multi Tube</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Tinggi Reaktor	: 6,0235 m
Volume Reaktor	: 154,2994 m ³
Jumlah <i>Tube</i>	: 8000 <i>Tube</i>

Panjang <i>Tube</i>	: 3,85 m
Diameter Dalam <i>Tube</i>	: 0,0525 m
Diameter Luar <i>Tube</i>	: 0,0605 m
Diameter Dalam <i>Shell</i>	: 7,0989 m
Tebal <i>Shell</i>	: 2,75 inch
Tinggi <i>Head</i>	: 2,1235 m
Tebal <i>Head</i>	: 2,75 inch
Volume <i>Head</i>	: 0,0175 m ³
Jenis Katalis	: Ag
Diameter Katalis	: 6 mm
Densitas Katalis	: 780,101 kg/m ³
Harga	: \$ 291.502

2. Absorber

Nama	: <i>Water</i> Absorber
Kode	: AB-01
Fungsi	: Menyerap etilen oksida yang terbentuk sebanyak 6.312,4872 kg/jam dengan menggunakan penyerap berupa air sebanyak 11.826,4561 kg/jam.
Jenis	: <i>Packed Tower</i>

Suhu Operasi	: 40 °C
Tekanan Operasi	: 20 atm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade A</i>
Jenis Packing	: <i>Rasching Ring</i>
Bahan Packing	: Keramik
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical</i>
Diameter	: 6,3711 m
Tinggi	: 8,4822 m
Tebal <i>Shell</i>	: 2,25 in
Tebal <i>Head</i>	: 2,25 in
Harga	: \$ 116.342

3. Menara Distilasi

Nama	: Menara Distilasi
Kode	: MD-01
Fungsi	: Memurnikan produk etilen oksida sebanyak 6312,4872 kg/jam.
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	
- Puncak Menara	
Tekanan	: 4,0 atm
Suhu	: 57,54 °C
- Umpan	
Tekanan	: 4,2 atm

Suhu : 113,86 °C

- Dasar Menara

Tekanan : 4,3 atm

Suhu : 147,10 °C

Spesifikasi

Diameter Menara : 1,0289 m

Tinggi : 13,7595 m

Tebal *Shell* : 3/8 in

Tebal *Head* : 1/3 in

Tabel 3. 1 Spesifikasi *plate*

	<i>Enriching Section</i>		<i>Stripping Section</i>	
Plate no.	15		22	
Plate ID (Dc)	1,0289	m	1,4122	M
Hole Size (dh)	5	mm	5	Mm
Hole <i>Pitch</i>	12,6	mm	12,65	Mm
Total no. hole	3863		7276	
Active Hole	3863		7276	
Blanking Area	0,7553	m ²	1,4227	m ³
Turn Down	80		80	
Plate Material	Carbon Steel		Carbon Steel	
Downcomer Material	Carbon Steel		Carbon Steel	
Plate Spacing	0,3	m	0,3	M
Plate Thickness	5	mm	5	Mm
Plate Pressure Drop	72,8350	mm cairan	87,6249	mm cairan

Jenis *Head* : *Torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 40.219

4. Absorber

Nama : CO₂ Absorber

Kode : AB-02

Fungsi : Menyerap CO₂ yang terbentuk.sebanyak
6312,4964 kg/jam dengan menggunakan
penyerap larutan *benfield* sebanyak
25.823,8080 kg/jam

Jenis : *Packed Tower*

Suhu Operasi : 70 °C

Tekanan Operasi : 28 atm

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade A*

Jenis Packing : *Rasching Ring*

Bahan Packing : Keramik

Jenis *Head* : *Torispherical*

Diameter : 4,5513 m

Tinggi : 12,1918 m

Tebal *Shell* : 2,5 in

Tebal *Head* : 2,5 in

Harga : \$ 95.079

5. *Stripper*

Nama	: <i>Stripper</i>
Kode	: STP-01
Fungsi	: Melucuti CO ₂ yang terkandung dalam larutan <i>benfield</i> sebanyak 6312,4964 kg/jam dengan menggunakan penyerap larutan <i>benfield</i> sebanyak 25823,8080 kg/jam
Jenis	: <i>Packing Tower</i>
Suhu Operasi	: 120 °C
Tekanan Operasi	: 2 atm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade A</i>
Jenis Packing	: <i>Risching Ring</i>
Bahan Packing	: <i>Keramik</i>
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical</i>
Diameter	: 7,8769 m
Tinggi	: 13,7338 m
Tebal <i>Shell</i>	: 3/4 in
Tebal <i>Head</i>	: 7/16 in
Harga	: \$ 132.135

3.2.2 Spesifikasi Alat Kecil

1. Tangki Etilen

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan etilen sebanyak 2.172.459 kg keperluan 3 hari
Jenis	: <i>Spherical Tank</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 1068,471 m ³
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 15 atm
Suhu	: -39 °C
Spesifikasi	
Diameter	: 17,1 m
Tebal dinding	: 1,77 in
Bahan	: <i>Low-Alloy Steel SA 204 B</i>
Pendingin	: Amoniak
Harga	: \$ 442.731

2. Tangki Oksigen

Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan bahan baku oksigen sebanyak 3.305.448 kg untuk keperluan 3 hari

Jenis	: Spherical Tank
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 818,4713 m ³
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 15 atm
Suhu	: -150 °C
Spesifikasi	
Diameter	: 18,5 m
Tebal dinding	: 1,97 in
Bahan	: Low-Alloy Steel SA 204 B
Pendingin	: Amoniak
Harga	: \$ 725.999

3. Tangki Etilen Oksida

Kode	: T-03
Fungsi	: Menyimpan produk etilen oksida sebanyak 454.545,5 kg untuk keperluan 3 hari
Jenis	: <i>Spherical Tank</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 2 buah
Volume	: 2673,566 m ³
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 10 atm

Suhu	: 30 °C
Spesifikasi	
Diameter	: 17,35 m
Tebal dinding	: 1,89 in
Bahan	: <i>Low-Alloy Steel SA 204 B</i>
Harga	: \$ 635.160

4. Kompresor

Kode	: K-01
Fungsi	: Menaikkan tekanan <i>feed</i> menuju R-01
Jenis	: <i>multistage centrifugal compressor</i>
Jumlah stage	: 2
Jumlah	: 2
Daya motor penggerak	: 392,60 Hp
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 23.517

5. Kompresor

Kode	: K-02
Fungsi	: Menaikkan tekanan gas produk reaktor dari 15 atm menjadi 20 atm menuju AB-01
Jenis	: <i>multistage centrifugal compressor</i>
Jumlah stage	: 2
Jumlah	:
Daya motor penggerak	: 146,56 Hp

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 13.020

6. Kompresor

Kode : K-03

Fungsi : Menaikkan tekanan gas produk absorber
dari 20 atm menjadi 28 atm menuju AB-02

Jenis : *multistage centrifugal compressor*

Jumlah stage : 2

Jumlah :

Daya motor penggerak : 119,40 Hp

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 11.513

7. Pompa

Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan larutan *benfield* dari *stripper*
ke absorber-02

Type : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 56941,50 lb/jam

Jumlah : 2

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*

Daya pompa : 33,89 Hp

Daya motor : 40 Hp

Schedule : 80
 ID : 3,826 in
 Harga : \$ 2.230

8. Pompa

Kode : P-02
 Fungsi : Mengalirkan etilen oksida produk menuju tangki penyimpanan
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Kapasitas : 13920,45 lb/jam
 Jumlah : 2
 Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 353*
 Daya pompa : 4,81 Hp
 Daya motor : 4 Hp
 Schedule : 80
 ID : 1,94 in
 Harga : \$ 1.120

9. Kondenser

Kode : CD-01
 Fungsi : Mengembunkan fluida sebanyak 6322,1832 kg/jam dari hasil atas Menara distilasi (MD-01)
 Jenis : *Shell and Tube*
 Beban Panas : 39973291,1647 Btu/jam

Luas transfer panas	: 4473,7783 ft ²
Panjang	: 20 ft
<i>Pitch (P_T)</i>	: 15/16 in- <i>triangular</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida dingin	: Air
Ukuran	
- ID	: 37 in
- <i>Baffle Space</i>	: 7,4 in
- <i>Pass</i>	: 1
<i>Tube Side</i>	
- Fluida panas	: Gas etilen oksida, H ₂ O dan etana
Ukuran	
- Jumlah <i>Tube</i>	: 1240
- OD ; BWG	: 3/4 in ; 16
- ID	: 0,620 in
- <i>Pass</i>	: 1
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,0030 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,0032 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: Condensor memenuhi syarat, karena Rd <i>available</i> > Rd min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 32.882

10. Reboiler

Kode	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan fluida hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 14.408,1928 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 41013975,3758 Btu/jam
Luas transfer panas	: 1233,5316 ft ²
Panjang	: 20 ft
<i>Pitch (P_T)</i>	: 15/16 in- <i>triangular</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida dingin	: Etilen Oksida dan H ₂ O
Ukuran:	
- ID	: 21,25 in
- <i>Baffle Space</i>	: 4,25 in
- <i>Pass</i>	: 2
<i>Tube Side</i>	
Fluida panas	: Steam
Ukuran	
-Jumlah <i>Tube</i>	: 315
- OD ; BWG	: 3/4 in ; 16

- ID	: 0,620 in
- Pass	: 1
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,0030 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,0060 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: Reboiler memenuhi syarat, karena Rd <i>available</i> > Rd min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 24.094

11. *Reflux drum*

Kode	: RD-01
Fungsi	: Menampung sementara hasil kondensasi Menara Distilasi (MD-01)
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal, <i>Torispherical</i> <i>Dished Head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Spesifikasi	
Diameter	: 0,5772 m
Panjang	: 3,4632 m
Tebal <i>Shell</i>	: 1/4 in
Tebal <i>Head</i>	: 1/4 in
Harga	: \$ 6.756

12. Heater

Kode	: HE-01
Fungsi	: Memanaskan umpan reaktor sebanyak 195613,2313 kg/jam dengan memanfaatkan panas dari produk reaktor
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 17608671,94 Btu/jam
Luas transfer panas	: 1654,4164 ft ²
Panjang	: 14 ft
<i>Pitch (PT)</i>	: ¹⁵ / ₁₆ in- <i>square pitch</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Produk keluaran reaktor
Ukuran	
ID	: 27 in
<i>Baffle Space</i>	: 5,4 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Tube Side</i>	
Fluida dingin	: Gas umpan reaktor
Ukuran	
Jumlah <i>Tube</i>	: 602
OD ; BWG	: 3/4 in; 12
ID	: 0,532 in

<i>Pass</i>	: 2
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,003 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,004 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: HE-01 memenuhi syarat, karena Rd <i>available</i> > Rd min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 52.165

13.Exchanger

Kode	: HE-02
Fungsi	: Memanaskan umpan reaktor sebanyak 195613,2313 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 6923595,131 Btu/jam
Luas transfer panas	: 1191,9336 ft ²
Panjang	: 12 ft
<i>Pitch (PT)</i>	: <i>15/16 in-square pitch</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Steam
Ukuran	
ID	: 25 in
<i>Baffle Space</i>	: 5 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Tube Side</i>	

Fluida dingin	: Gas umpan reaktor
Ukuran	
Jumlah <i>Tube</i>	: 506
OD ; BWG	: 3/4 in; 12
ID	: 0,532 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,003 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,0032 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: HE-02 memenuhi syarat, karena R_d <i>available</i> > R_d min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 42.849

14. *Cooler*

Kode	: HE-03
Fungsi	: Mendinginkan produk reaktor sebanyak 195613,2313 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 23841338,04 Btu/jam
Luas transfer panas	: 1212,3488 ft ²
Panjang	: 16 ft
<i>Pitch (PT)</i>	: 15/16 in-square pitch
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Gas produk reaktor

Ukuran

ID : 31 in

Baffle Space : 6,2 in

Pass : 2

Tube Side

Fluida dingin : Air

Ukuran

Jumlah *Tube* : 386

OD ; BWG : 0,75 in; 12

ID : 0,532 in

Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,006 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-03 memenuhi syarat, karena R_d
available > R_d min

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 43.288

15. Heater

Kode : HE-04

Fungsi : Memanaskan fluida hasil bawah Absorber
(AB-01) sebanyak 25.120,0690 kg/jam

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 5367876,3887 Btu/jam

Luas transfer panas	: 439,7120 ft ²
Panjang	: 14 ft
<i>Pitch (PT)</i>	: 15/16 in- <i>triangular pitch</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Steam
Ukuran	
ID	: 15,25 in
<i>Baffle Space</i>	: 3,05 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Tube Side</i>	
Fluida dingin	: Larutan Etilen Oksida dan Etana
Ukuran	
Jumlah <i>Tube</i>	: 160
OD ; BWG	: 3/4 in; 12
ID	: 0,532 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,003 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,0057 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: HE-04 memenuhi syarat, karena Rd <i>available</i> > Rd min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	:\$ 23.555

16. Cooler

Kode	: HE-05
Fungsi	: Mendinginkan produk hasil atas Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 6313,1313 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 361.557,266 Btu/jam
Luas transfer panas	: 230,8488 ft ²
Panjang	: 12 ft
<i>Pitch (PT)</i>	: 0,9375 in- <i>triangular pitch</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Produk Etilen Oksida
Ukuran	
ID	: 12 in
<i>Baffle Space</i>	: 2,4 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Tube Side</i>	
Fluida dingin	: Air
Ukuran	
Jumlah <i>Tube</i>	: 98
OD ; BWG	: 3/4 in; 12
ID	: 0,532 in

<i>Pass</i>	: 2
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,003 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,013 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: HE-05 memenuhi syarat, karena Rd <i>available</i> > Rd min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	:\$ 16.002

17.Heater

Kode	: HE-06
Fungsi	: Memanaskan fluida produk bawah AB-02 sebanyak 25823,8080 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 1927492,896 Btu/jam
Luas transfer panas	: 268,5384 ft ²
Panjang	: 12 ft
<i>Pitch (PT)</i>	: 15/16 in-square <i>pitch</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Steam
Ukuran	
ID	: 15,25 in
<i>Baffle Space</i>	: 3,05 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Tube Side</i>	

Fluida dingin	: Fluida produk bawah AB-02
Ukuran	
Jumlah <i>Tube</i>	: 114
OD ; BWG	: 3/4 in; 12
ID	: 0,532 in
<i>Pass</i>	: 2
<i>Dirt Factor min</i>	: 0,003 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Dirt Factor available</i>	: 0,017 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: HE-06 memenuhi syarat, karena Rd <i>available</i> > Rd min
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	:\$ 17.522

18. Cooler

Kode	: HE-07
Fungsi	: Mendinginkan solvent AB-02 dari hasil bawah <i>stripper</i> sebanyak 25823,8080
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 1727181,67 Btu/jam
Luas transfer panas	: 269,3226 ft ²
Panjang	: 14 ft
<i>Pitch</i> (PT)	: 15/16 in-square <i>pitch</i>
<i>Shell Side</i>	
Fluida Panas	: Larutan <i>Benfield</i>

Ukuran

ID : 12 in

Baffle Space : 2,4 in*Pass* : 2*Tube Side*

Fluida dingin : Air

Ukuran

Jumlah *Tube* : 98

OD ; BWG : 3/4 in; 12

ID : 0,532 in

Pass : 2*Dirt Factor* min : 0,003 hr.ft².°F/Btu*Dirt Factor available* : 0,014 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-07 memenuhi syarat, karena Rd

available > Rd minBahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 17.553

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku etilen diperoleh dari pabrik PT. Chandra Asri Petrochemical dan PT. Air Liquide Indonesia di Cilegon, Banten.

Tabel 3.2 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Kebutuhan etilen 6025,5557 kg/jam	47.722,4012	860.000
Kebutuhan Oksigen 9181,7987 kg/jam	72.719,8456	1.742.400

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku etilen dan oksigen dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses, umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan Lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri saat ini dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pendirian pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik etilen oksida ini berlokasi di daerah Cilegon, Banten. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

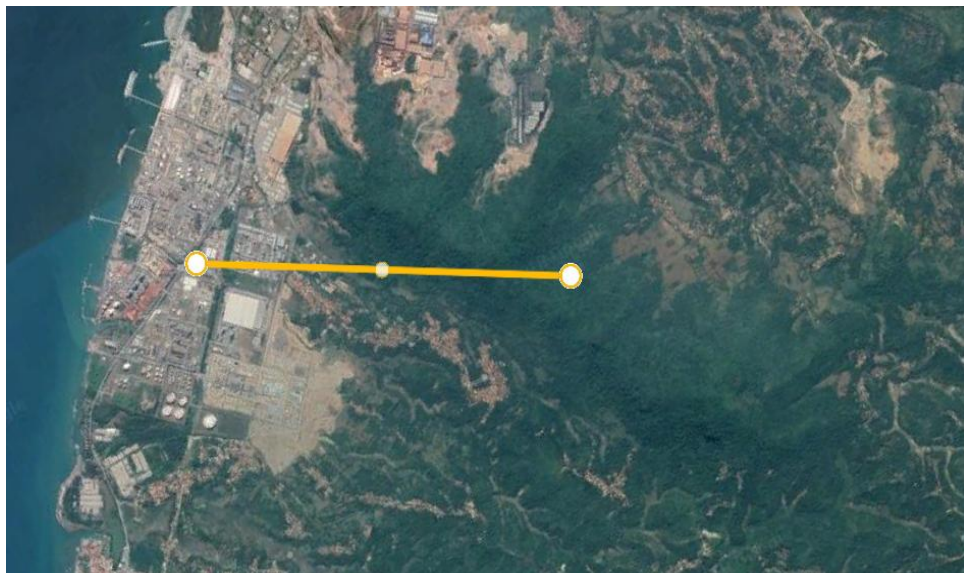
Ketersediaan bahan baku diperlukan untuk menjamin kelangsungan produksi suatu pabrik. Bahan baku utama yang digunakan pada pabrik pembuatan etilen oksida ini adalah etilen, oksigen dan air. Bahan baku dalam pembuatan etilen oksida adalah etilen dan oksigen yang diperoleh dari pabrik yang ada di

Indonesia. Sampai saat ini yang memproduksi etilen dan oksigen yaitu PT.

Chandra

Asri

Petrochemical sebesar 860.000 ton/tahun. Dengan rancangan pabrik etilen oksida yang berkapasitas 50.000 ton/tahun ini diperkirakan bahan baku masih dapat terpenuhi. Dengan tersedianya bahan baku di Indonesia maka harga pembelian bahan baku akan jauh lebih murah daripada bahan baku yang di impor dan juga dapat meningkatkan efisiensi produk etilen oksida dalam negeri. Bahan baku lainnya yaitu Oksigen didapatkan dari PT. Air Liquide dengan kapasitas sebesar 1.742.400 ton/tahun, sedangkan air didapatkan dari sumber air terdekat. Dekatnya bahan baku dengan lokasi pembangunan pabrik menjadi faktor utama pemilihan lokasi ini. Distribusi bahan baku berupa etilen dari PT. Chandra Asri Petrochemical didistribusikan melalui *pipeline*. Berikut merupakan gambar jalur distribusi bahan baku etilen:



Gambar 4.1 Jalur *Pipeline* Bahan Baku

4.1.2 Pemasaran Produk

Kota Cilegon merupakan kota industri, di mana terdapat beberapa perusahaan besar yang didirikan di kota tersebut. Karena etilen oksida merupakan

bahan yang biasanya digunakan kembali sebagai bahan campuran pada suatu industri. Bahan kimia yang juga dikenal sebagai oxirane ini banyak digunakan dalam industri kimia dan farmasi. Secara langsung etilen oksida digunakan sebagai bahan desinfektan yang efektif dan banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga. Bidang kedokteran biasa memanfaatkan etilen oksida untuk mensterilkan peralatan-peralatan bedah, plastik dan alat-alat lain yang tidak tahan panas yang tidak dapat disterilkan dengan uap. Dalam bidang industri, penggunaan etilen oksida juga cukup luas. Selain digunakan sebagai bahan baku pembuatan etilen glikol, etilen oksida juga digunakan sebagai bahan insektisida, bahan intermediet pembuatan etanol amine, glikol eter dan polietilen oksida (Kirk and Othmer, 1979). Pulau Jawa dijadikan sebagai pusat dari sebagian industri di Indonesia, sehingga daerah yang potensial juga berada di Pulau Jawa. Sebagai contoh, PT. Polychem Indonesia Tbk. (*Annual Report Polychem, 2014*) yang memproduksi etilen glikol sebanyak 246.000 ton/tahun dan membutuhkan etilen oksida sebagai bahan bakunya. Perusahaan ini berlokasi di daerah Merak, di mana lokasi ini adalah lokasi yang dekat dengan pabrik etilen oksida dari etilen dan oksigen yang akan didirikan. Selain itu pabrik juga didirikan di daerah Cilegon, daerah yang berada pada jalur transportasi Merak, Jakarta, yang merupakan pintu gerbang pulau Jawa, sehingga akses ke daerah pemasaran lain seperti Kalimantan dan Sumatera dapat dilakukan dengan mudah melalui transportasi laut.

4.1.3 Utilitas

Fasilitas pendukung berupa air, energi dan bahan bakar tersedia cukup memadai. Kebutuhan tenaga listrik dipenuhi oleh generator yang ada dan air

di dapat diperoleh dari air sungai. Kebutuhan bahan bakar yaitu solar yang digunakan untuk menjalankan generator diperoleh dari Pertamina.

4.1.4 Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi. Pasar utama pemasaran produk etilen oksida adalah daerah Asia Tenggara dan sekitarnya yang dimana masih sangat bergantung pada kegiatan ekspor. Sedangkan kebutuhan dunia akan produk etilen oksida ini menunjukkan perkembangan yang sangat pesat di setiap tahunnya. Dengan demikian pemasaran tidak akan terhambat.

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil dan tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik maupun luar daerah.

4.1.6 Sosial Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan etilen oksida, karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka masyarakat lokal maupun luar daerah.

4.1.7 Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar,

sumber air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri. Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Cilegon layak dijadikan lokasi pendirian pabrik etilen oksida ini.

4.2 Tata Letak Pabrik (Layout Plant)

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*area handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peters, 2004):

- a. Urutan proses produksi,
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang,
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku,
- d. Pemeliharaan dan perbaikan,
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja,
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat,

- g. Fleksibilitas dalam perancangan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi,
- h. Masalah pembuangan limbah cair,
- i. *Service area* seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters, 2004):

- a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material *handling*,
- b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*,
- c. Mengurangi biaya produksi,
- d. Meningkatkan keselamatan kerja,
- e. Mengurangi kerja seminimum mungkin,
- f. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses. Disini kita dapat mengamati jalannya proses pabrik secara digital.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan daerah tempat untuk penyimpanan alat-alat penunjang dan alat transportasi dalam pabrik. Di daerah ini juga terdapat bengkel tempat perbaikan alat-alat yang mengalami kerusakan.

4.2.4 Daerah Utilitas dan Power Station

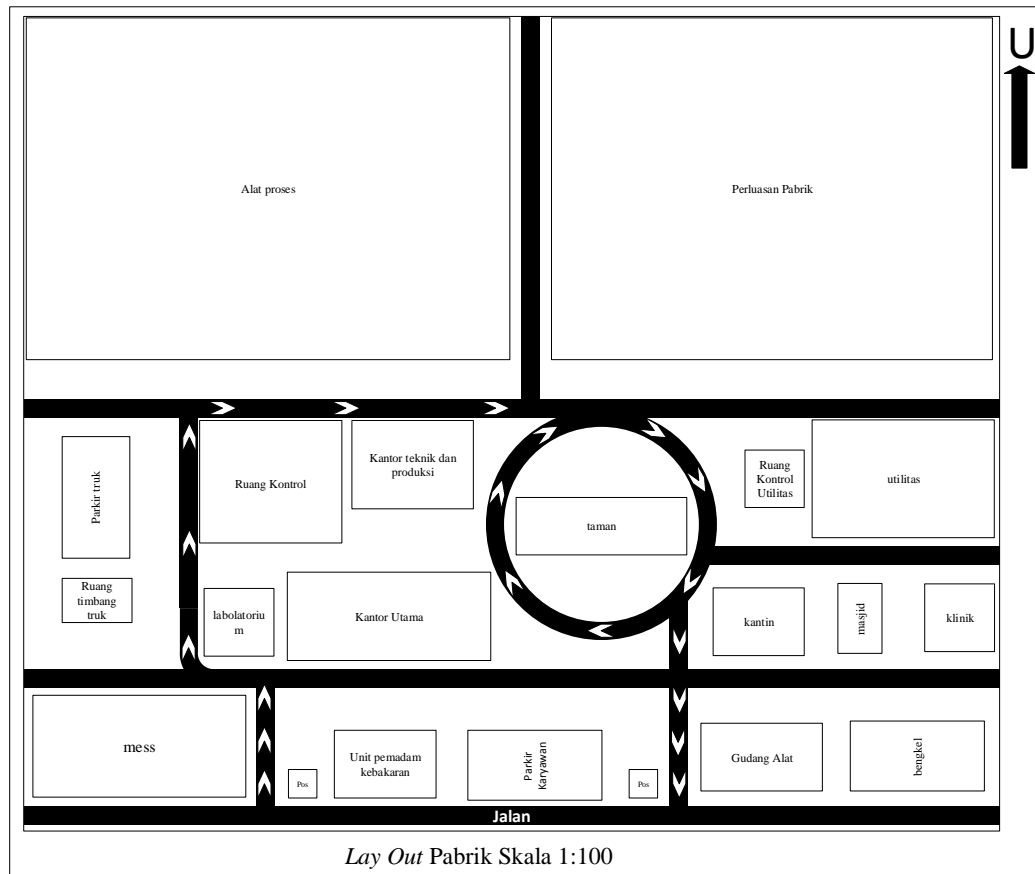
Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Karyawan	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m²
Masjid	10	8	80
Kantin	15	10	150
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	20	10	200
Laboratorium	10	10	100
Utilitas	30	20	600
Area proses	85	60	4800
<i>Control Room</i>	25	10	300
<i>Control Utilitas</i>	10	10	100
Taman	30	10	200
Perluasan pabrik	80	60	200
Luas Tanah			14517
Luas Bangunan			9417
Total	517	324	14517

LAY OUT PABRIK ETILEN OKSIDA



Gambar 4.2 Lay Out Pabrik

4.3 Tata Letak Mesin/Alat (Machines)

Dalam perancangan tata letak alat proses pabrik harus dirancang secara efisien agar proses berjalan dengan baik . Dalam perancangannya ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, maka akan semakin efisien biaya yang dikeluarkan.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya penumpukan udara atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan. Untuk menghindari kecelakaan karna pencahayaan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi

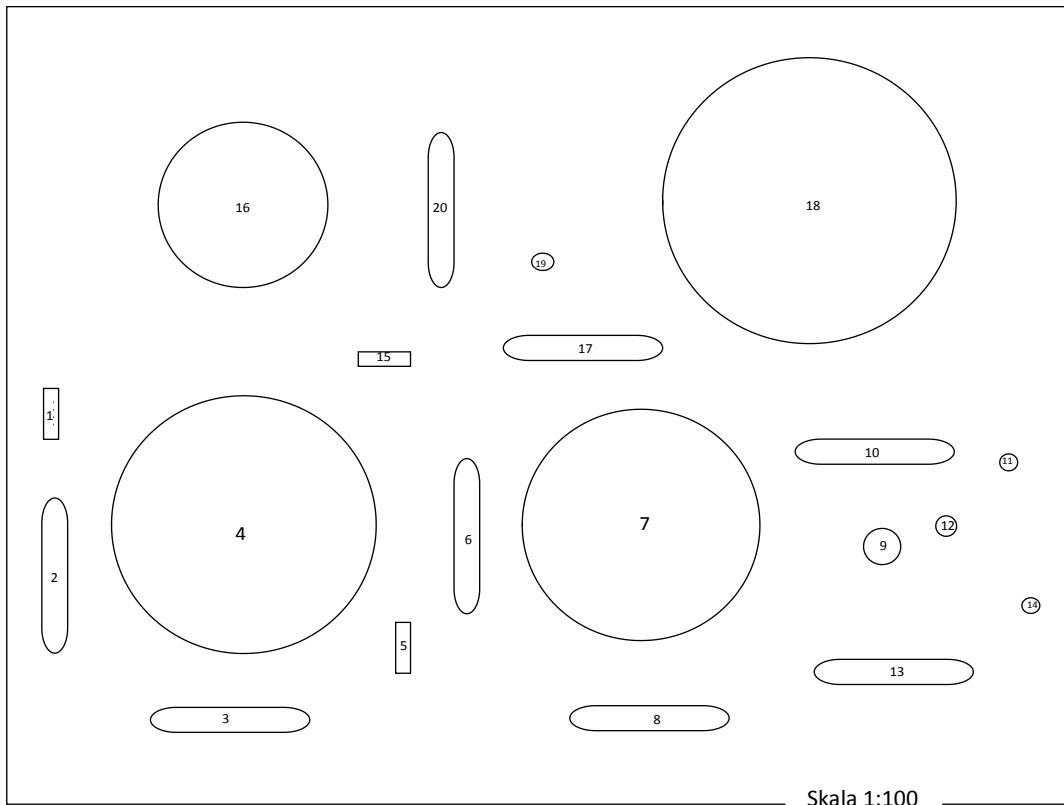
gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

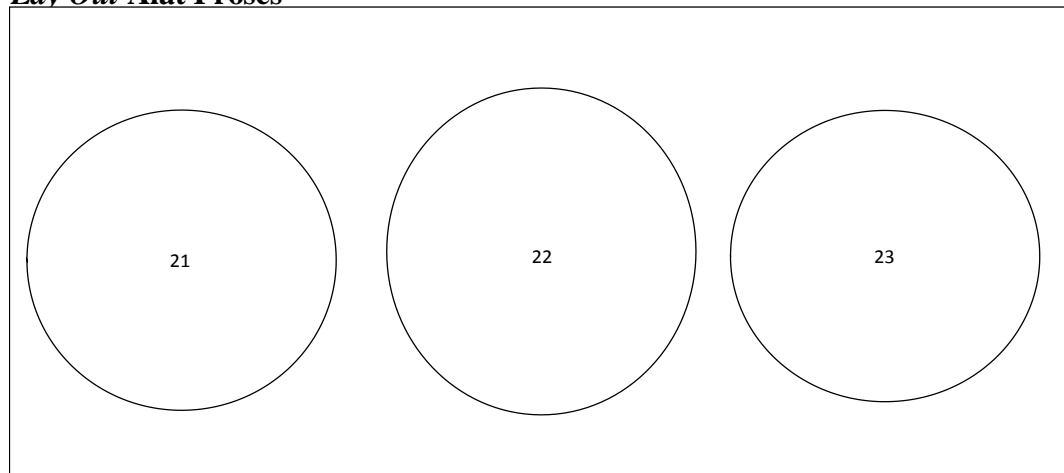
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

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



Lay Out Alat Proses



Skala 1:200

Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Etilen oksida

Keterangan Gambar:

1. Kompresor (K-01)	12. Accumulator (ACC-01)	23. Tangki Etilen Oksida (T-03)
2. Exchanger (HE-01)	13. Reboiler (RB-01)	
3. Heater (HE-02)	14. Pompa (P-01)	
4. Reaktor (R-01)	15. Kompresor (K-03)	
5. Kompresor (K-02)	16. CO2 Absorber (AB-02)	
6. Cooler (HE-03)	17. Heater (HE-06)	
7. Water Absorber (AB-01)	18. Stripper (STP-01)	
8. Heater (HE-04)	19. Pompa (P-02)	
9. Menara Distilasi (MD-01)	20. Cooler (HE-07)	
10. Kondensor (CD-01)	21. Tangki Etilen (T-01)	
11. Knock Out Drum (KOD-01)	22. Tangki Oksigen (T-02)	

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.1 Neraca massa total

komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₂ H ₄	6025,5557	
C ₂ H ₆	9,0519	9,0519
O ₂	9181,7987	
N ₂		
H ₂ O	197512,1153	200094,4961
C ₂ H ₄ O		6312,4872
CO ₂		6312,4864
TOTAL	212728,5216	212728,5216

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Reaktor *Fixed Bed MultiTube* (R-01)

Tabel 4.2 Neraca massa reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam (Arus 4)	Keluar, kg/jam (Arus 5)
C ₂ H ₄	8926,7496	2901,1939
C ₂ H ₆	9,0519	9,0519
O ₂	42978,6363	33796,8376
N ₂	143397,7857	143397,7857
H ₂ O		2582,3808
C ₂ H ₄ O	263,0203	6575,5075
CO ₂	37,9875	6350,4739
TOTAL	195613,2313	195613,2313

4.4.1.2.2 Water Absorber (AB-01)

Tabel 4. 3 Neraca massa *water* absorber

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Reaktor (Arus 5)	Solvent (Arus 5A)	CO2 Absorber (Arus 12)	Menara Distilasi (Arus 6)
C ₂ H ₄	2901,1939		2901,1939	
C ₂ H ₆	9,0519			9,0519
O ₂	33796,8376		33796,8376	
N ₂	143397,7857		143397,7857	
H ₂ O	2582,3808	11826,4561		14408,8369
C ₂ H ₄ O	6575,5075		263,0203	6312,4872
CO ₂	6350,4739		6350,4739	
TOTAL	195613,2313	11826,4561	186709,3114	20730,3760
	207439,6874		207439,6874	

4.4.1.2.3 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.4 Neraca massa Menara distilasi

komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	<i>Water</i> Absorber (Arus 6)	Hasil Atas (Arus 7)	Hasil Bawah (Arus 11)
C ₂ H ₄			
C ₂ H ₆	9,0519	9,0519	
O ₂			
N ₂			
H ₂ O	14408,8369	19,58157976	14389,25533
C ₂ H ₄ O	6312,4872	6293,549738	18,9374616
CO ₂			
TOTAL	20730,37601	6322,183218	14408,19279
		20730,37601	

4.4.1.2.4 CO₂ Absorber (AB-02)

Tabel 4. 5 Neraca massa CO₂ Absorber

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	<i>Water Absorber</i> (Arus 12)	<i>Stripper</i> (Arus 16)	<i>Recycle</i> (Arus 13)	<i>Stripper</i> (Arus 14)
C ₂ H ₄	2901,1939		2901,1939	
C ₂ H ₆				
O ₂	33796,8376		33796,8376	
N ₂	143397,7857		143397,7857	
H ₂ O		6025,5552		3443,1744
C ₂ H ₄ O	263,0203		263,0203	
CO ₂	6350,4739		37,9875	
K ₂ CO ₃		19798,2528		
KHCO ₃				28693,12
TOTAL	186709,3114	25823,8080	180396,8250	32136,2944
	212533,1194		212533,1194	

4.4.1.2.5 Stripper (STP-02)

Tabel 4. 6 Neraca massa *Stripper*

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	CO2 Absorber (Arus 14)	Utilitas (Arus 17)	Purging (Arus 15)	CO2 Absorber (Arus 16)
C ₂ H ₄				
C ₂ H ₆				
O ₂				
N ₂				
H ₂ O	3443,1744	185685,6592	185685,6592	6025,5552
C ₂ H ₄ O				
CO ₂			6312,4864	
K ₂ CO ₃				19798,2528
KHCO ₃	28693,12			
TOTAL	32136,2944	185685,6592	191998,1456	25823,8080
	217821,9536		217821,9536	

4.4.2 Neraca Panas

Basis perhitungan : 1 jam

Suhu referensi : 25°C

Satuan Operasi : kilojoule/jam (kJ/jam)

4.4.2.1 Exchanger (HE-01)

Tabel 4.7 Neraca panas *Exchanger*

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	17885767,8385	
Produk		36463902,5874
<i>Hot Fluid</i>	18578134,7489	
Total	36463902,5874	36463902,5874

4.4.2.2 Heater (HE-02)

Tabel 4.8 Neraca panas *Heater*

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	36463902,5874	
Produk		43768683,0790
<i>Steam</i>	7.304.780,4916	
Total	43768683,0790	43768683,0790

4.4.2.3 Reaktor

Tabel 4.9 Neraca panas reaktor

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
C ₂ H ₄	3835134,3452	1246418,7715
C ₂ H ₆	4119,5262	0,0000
O ₂	8489940,4184	6676180,5923
CO ₂	7488,0849	1251802,7272
N ₂	31355222,6532	31355222,6532
C ₂ H ₄ O	76778,0511	1919451,2768
H ₂ O	0,0000	1030493,4117
Panas Reaksi	22748689,9726	
Panas Yang Diserap		23037803,6188
Total	66517373,0516	66517373,0516

4.4.2.4 Cooler (HE-03)

Tabel 4.10 Neraca panas Cooler

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	28197789,7619	
Produk		3043843,3326
Air Pendingin		25.153.946,4294
Total	28197789,7619	28197789,7619

4.4.2.5 Water Absorber (AB-01)

Tabel 4. 11 Neraca panas *Water Absorber*

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
	HE-03	Solvent	CO2 Absorber	HE-04
C ₂ H ₄	73455,46707		191747,5588	
C ₂ H ₆	244,9728066			521,11903
O ₂	467481,1335		467481,1335	
CO ₂	83675,17515		83675,17515	
N ₂	2233972,668		2233972,668	
C ₂ H ₄ O	112542,6627		4501,706506	510367,6136
H ₂ O	72471,25363	1020598,448		1183126,174
Panas Pelarutan	610951,3677			
Total	3654794,7	1020598,448	2981378,242	1694014,907
	4675393,1480		4675393,1483	

4.4.2.6 Heater (HE-04)

Tabel 4.12 Neraca panas *Heater*

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	4147790,1651	
Produk		9811200,2841
<i>Steam</i>	5663410,1190	

Total	9811200,2841	9811200,2841
-------	--------------	--------------

4.4.2.7 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.13 Neraca panas Menara Distilasi

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)	
	Feed	Top	Bottom
C ₂ H ₄ O	1256580,766	317095,9796	5415,415989
C ₂ H ₆	4014,6672	883,2057353	
H ₂ O	5372002,283	1982,41645	7405200,805
Reboiler	43272040,25		
Kondenser		42174060,15	
Total	49904637,9685	49904637,9685	

4.4.2.8 Cooler (HE-05)

Tabel 4.14 Neraca panas Cooler

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	317034,4504	
Produk		64957,93442
Air Pendingin		252.076,5159
Total	317034,4504	317034,4504

4.4.2.9 CO₂ Absorber (AB-02)

Tabel 4. 15 Neraca panas CO₂ Absorber

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
	Water Absorber	HE-07	Recyle	HE-06
C ₂ H ₄	227237,1562		149591,2545	
C ₂ H ₆				
O ₂	1407117,411		1403276,38	
CO ₂	1519,691375		1065,951554	
N ₂	6707425,32		6762178,654	
C ₂ H ₄ O	13953,9541		8292,402397	
H ₂ O		1135114,148		648636,6562
K ₂ CO ₃		776599,378		
KHCO ₃				1788298,704
Panas Reaksi	491930506			
Panas Pendingin			491438133	
Total	500287759,5113	1911713,5264	8324404,6427	2436935,3602
	502199473,0377		502199473,0377	

4.4.2.10 Heater (HE-06)

Tabel 4.16 Neraca panas *Heater*

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	1832126,4465	
Produk		3865739,3654
<i>Steam</i>	2.033.612,9189	
Total	3865739,3654	3865739,3654

4.4.2.11 Cooler (HE-07)

Tabel 4.17 Neraca panas *Cooler*

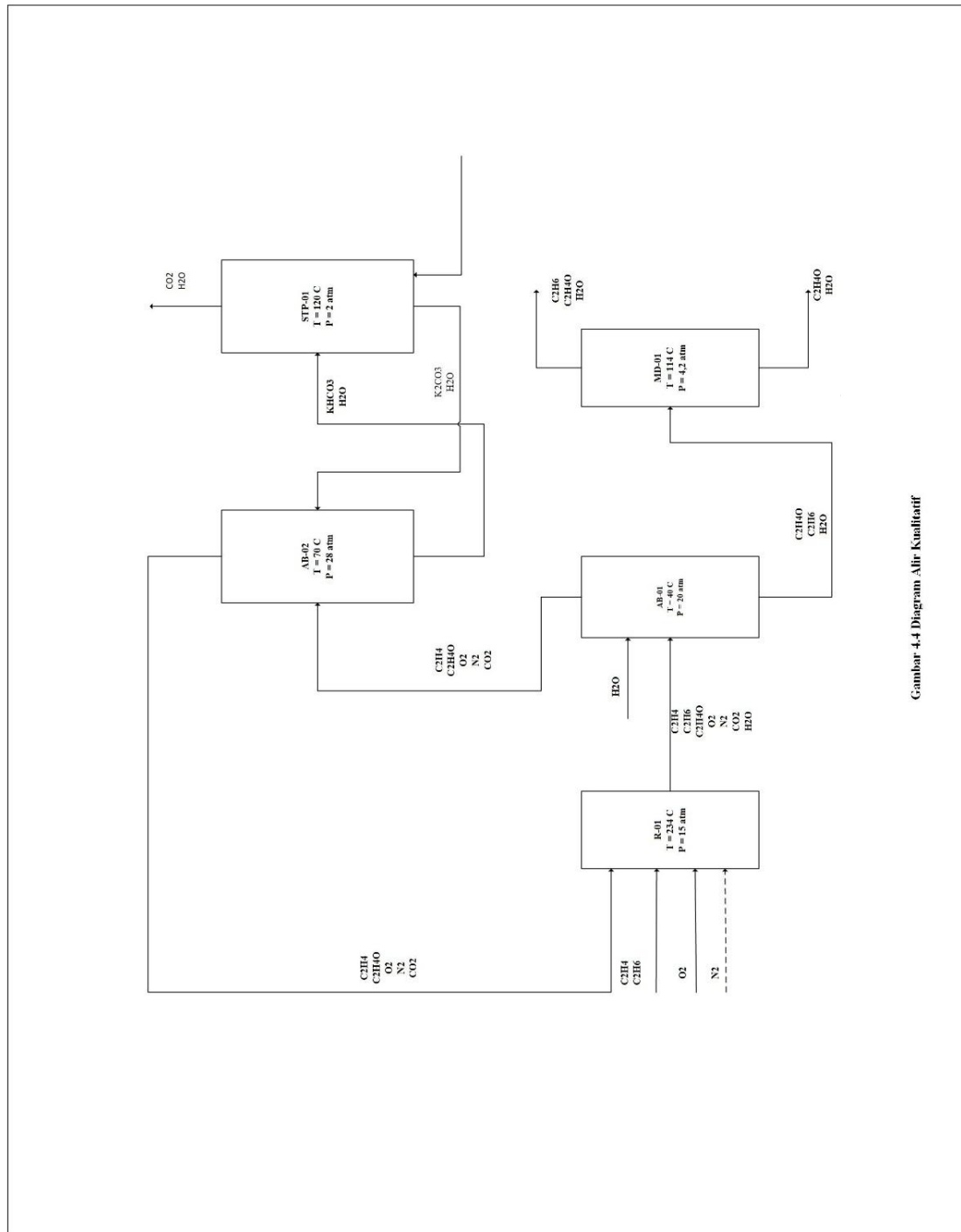
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	3462468,8846	
Produk		1640195,524
Air Pendingin		1.822.273,3608
Total	3462468,8846	3462468,8846

4.4.2.12 Stripper (STP-01)

Tabel 4.18 Neraca panas *Stripper* (STP-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
	CO ₂ Absorber	<i>Steam</i>	<i>Purging</i> CO ₂	CO ₂ Absorber
C ₂ H ₄				
C ₂ H ₆				
O ₂				
CO ₂			543416,232	
N ₂				
C ₂ H ₄ O				
H ₂ O	1372131,873	3000,366031	598394610	2401230,777
K ₂ CO ₃				1639487,576
KHCO ₃	3775297,264			
Panas Reaksi	597828315,1			
Total	602975744,2	3000,366031	598938026,3	4040718,353
	602978744,6118		602978744,6118	

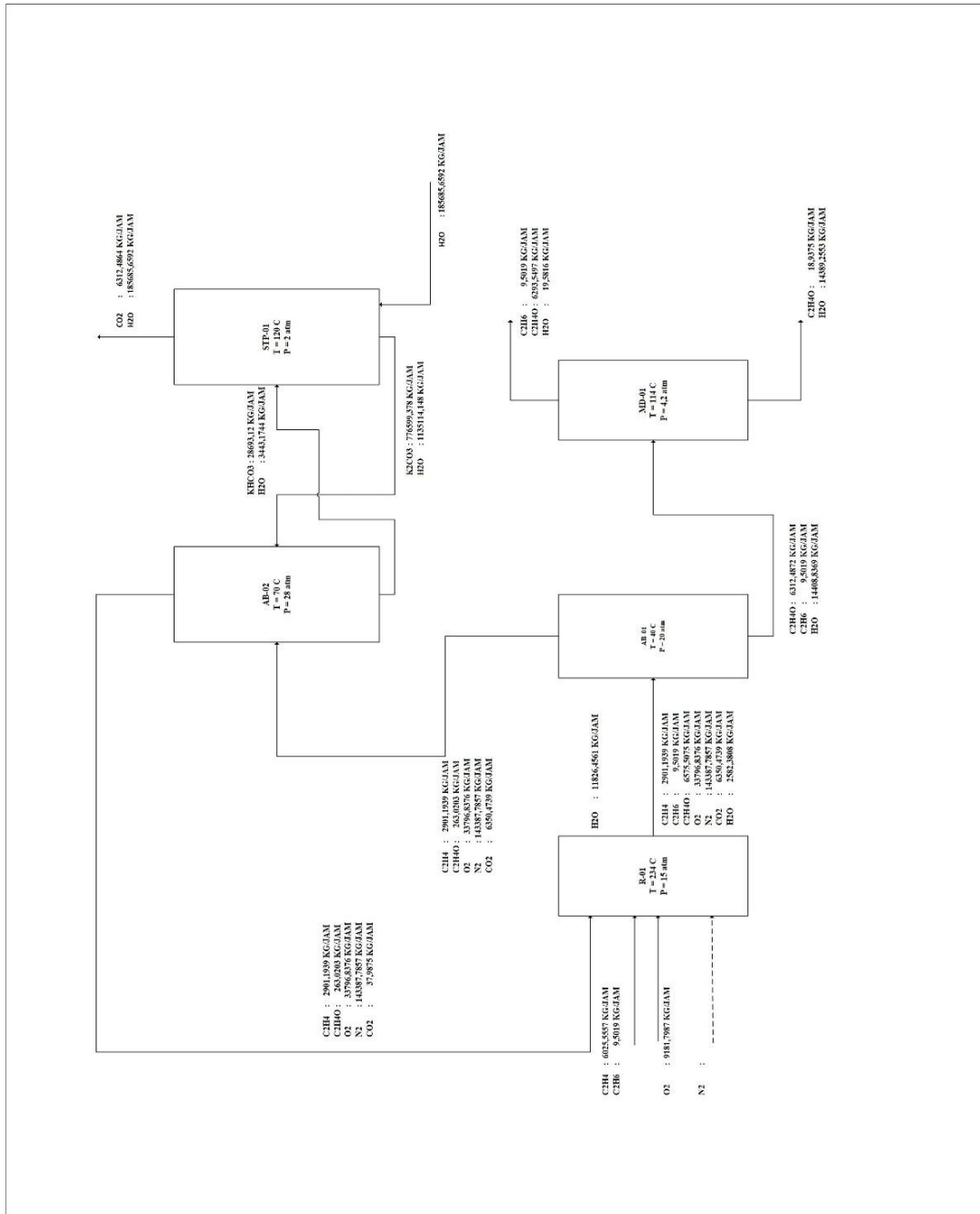
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.4.5 Perawatan (Maintenance)

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

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

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

1. Umur alat

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

2. Bahan baku

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

3. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan lancar dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

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

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- f. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Pada umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik etilen oksida ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Cidanau. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

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

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

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan *boiler* disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan air umpan *boiler* yang diperoleh dari perhitungan adalah sebanyak 389978,5975 kg/jam. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut adalah persyaratan air umpan boiler :

Tabel 4.19 Syarat air umpan boiler

Parameter	Total (ppm)
Total padatan (<i>total dissolved solid</i>)	3.500
Alkalinitas	700
Padatan terlarut	300
Silika	60 – 100
Besi	0.1
Tembaga	0.5
Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu fosfat	140

(Perry's, 1986)

Berikut adalah prasyarat air umpan *boiler*:

- a. Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasahan yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam *boiler*.

- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal – hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

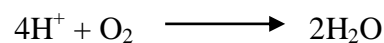
Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan hal – hal berikut:

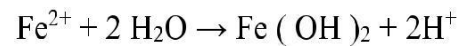
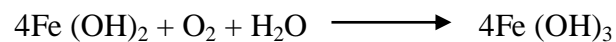
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

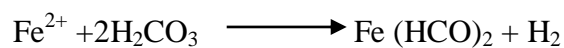
Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas – gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.

Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut:





Bikarbonat dalam air akan membentuk CO₂ yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO₂ kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi:



3. Air sanitasi.

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

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

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

- 2) Tidak mengandung bakteri.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Clarifier

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

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

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

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok)

yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

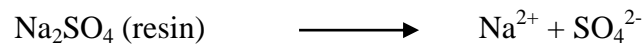
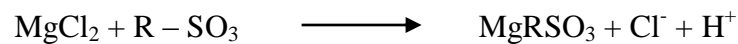
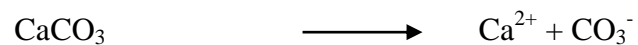
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

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

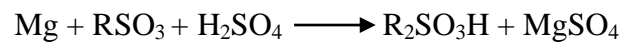
Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



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

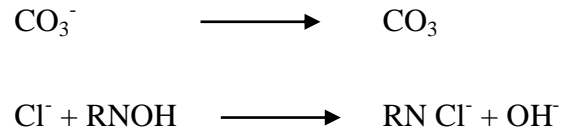
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

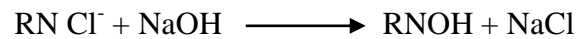
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

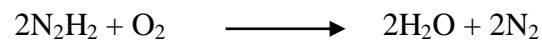
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *Tube boiler*.

Reaksi:



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

4.5.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.20 Kebutuhan air pembangkit steam

	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
A i r p e	<i>Stripper</i>	STP-01	185685,6592
	Reboiler	RB-01	60031,0136
	<i>Heater</i>	HE-02	6947,9874
	<i>Heater</i>	HE-04	5386,7878
	<i>Heater</i>	HE-06	1934,2836
	Total		259985,7316

mbangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20%, sehingga *make up steam*

$$= 20\% \times 259985,7316 \text{ kg/jam}$$

$$= 311982,8780 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown } 15\% = 15\% \times 311982,8780 \text{ kg/jam}$$

$$= 46797,4317 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan air proses

Tabel 4.21 Kebutuhan air proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Absorber	AB-01	11826,4561
<i>Cooler</i>	C-01	1401,2329
<i>Cooler</i>	C-02	549,0041
<i>Cooler</i>	C-03	114,3036
<i>Condenser</i>	CD-01	504772,8951
Total		518663,8918

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air proses sebesar 622396,6702 kg/jam

3. Total kebutuhan air

a. Kebutuhan air domestik

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 4,2626 kg/jam

(Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 145 orang.

Sehingga kebutuhan air karyawan yaitu sebesar 618,0755 kg/jam.

Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak 20 rumah dan

perkiraan kebutuhan air untuk mess sebesar 3333,3333 kg/jam.

Sehingga kebutuhan air domestik yaitu sebesar 3951,4089 kg/jam

b. Kebutuhan air *service water*

Perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (*service water*) sebesar 1000 kg/jam.

Tabel 4.22 Total kebutuhan air

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Process Water</i>	622396,6702
2	<i>Steam</i>	311982,8780
3	<i>Domestik Water</i>	3951,4089
4	<i>Service Water</i>	1000,0000
Total		939330.9570

Diambil angka keamanan 10%

$$= 1,1 \times 939330,9570 = 1033264,0527 \text{ kg/jam}$$

4.5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 311982,8780 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

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

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik diperoleh dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat - alat seperti *boiler*, pengaduk reaktor, dan sejumlah pompa.

Generator menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan energi listrik. Listrik tersebut didistribusi menggunakan panel. Energi listrik dari generator digunakan sebagai sumber listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Berikut adalah spesifikasi generator yang digunakan:

Kapasitas : 2000 kW

Jenis : AC Generator

Jumlah : 1

a. Kebutuhan listrik proses

- Peralatan Proses

Tabel 4.23 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Kompresor	K-01	392,5998	29761,6353
Kompresor	K-01	146,5564	109287,1350
Kompresor	K-03	119,3970	89034,3492
Pompa-01	PU-02	33,8866	25269,2382
Pompa-02	PU-03	4,8072	3584,7256
Total		697,2470	519937,0832

- Peralatan Utilitas

Tabel 4. 24 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)		2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower		5,0000	3728,5000
Kompresor		5,0000	3728,5000
Pompa-01	PU-01	20,0000	14914,0000
Pompa-02	PU-02	20,0000	14914,0000
Pompa-03	PU-03	20,0000	14914,0000
Pompa-04	PU-04	20,0000	14914,0000
Pompa-05	PU-05	20,0000	14914,0000
Pompa-06	PU-06	20,0000	14914,0000
Pompa-07	PU-07	1,0000	745,7000
Pompa-08	PU-08	1,0000	745,7000
Pompa-09	PU-09	1,0000	745,7000
Pompa-10	PU-10	1,0000	745,7000
Pompa-11	PU-11	1,0000	745,7000
Pompa-12	PU-12	15,0000	11185,5000
Pompa-13	PU-13	15,0000	11185,5000
Pompa-14	PU-14	15,0000	11185,5000
Pompa-15	PU-15	1,0000	745,7000
Pompa-16	PU-16	10,0000	7457,0000
Pompa-17	PU-17	1,0000	745,7000
Pompa-18	PU-18	10,0000	7457,0000
Pompa-19	PU-19	1,0000	745,7000
Pompa-20	PU-20	10,0000	7457,0000
Total		215,0000	160.325,5000

Total kebutuhan listrik alat proses adalah sebesar 519,937 kW

Total kebutuhan listrik untuk alat utilitas adalah sebesar 160,3255 kW

Total kebutuhan listrik proses dan utilitas adalah sebesar 680,2625 kW

b. Kebutuhan listrik alat lainnya

- Kebutuhan listrik alat kontrol dan penerangan adalah 5% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar 65,3294 kW
- Kebutuhan listrik laboratorium, bengkel dan instrumentasi adalah 25% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar 326,6468 kW

Total kebutuhan listrik pabrik etilen oksida ini adalah sebesar 1045,2696 kW.

Beban listrik dari generator adalah sebesar 2000 kW dengan faktor daya 80%.

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 37,3824 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan solar sebanyak 2204,1428 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan solar sebanyak 196,6509 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 2400,7937 kg/jam.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik etilen oksida ini adalah berupa limbah cair. Limbah cair yang dihasilkan pabrik etilen oksida ini berupa cairan yang terdiri dari campuran air dan pengotor lainnya. Cairan tersebut mengandung senyawa etana, CO₂ dan etilen oksida yang larut. Sebelum limbah cair dibuang,

dilakukan beberapa *treatment*. Berikut adalah uraian dari *treatment* yang digunakan:

- *Pre-Treatment*

Pre-treatment yang dilakukan adalah pengendapan menggunakan bak pengendapan untuk menghilangkan padatan besar menggunakan gaya gravitasi.

- *Treatment Pertama*

Treatment pertama berfungsi untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair. Pada *treatment* ini digunakan lumpur aktif organik yang dapat meningkatkan jumlah bakteri pengurai limbah organik. Proses aerasi dilakukan hingga nilai BOD, COD, dan DO standar diperoleh.

- *Treatment Kedua*

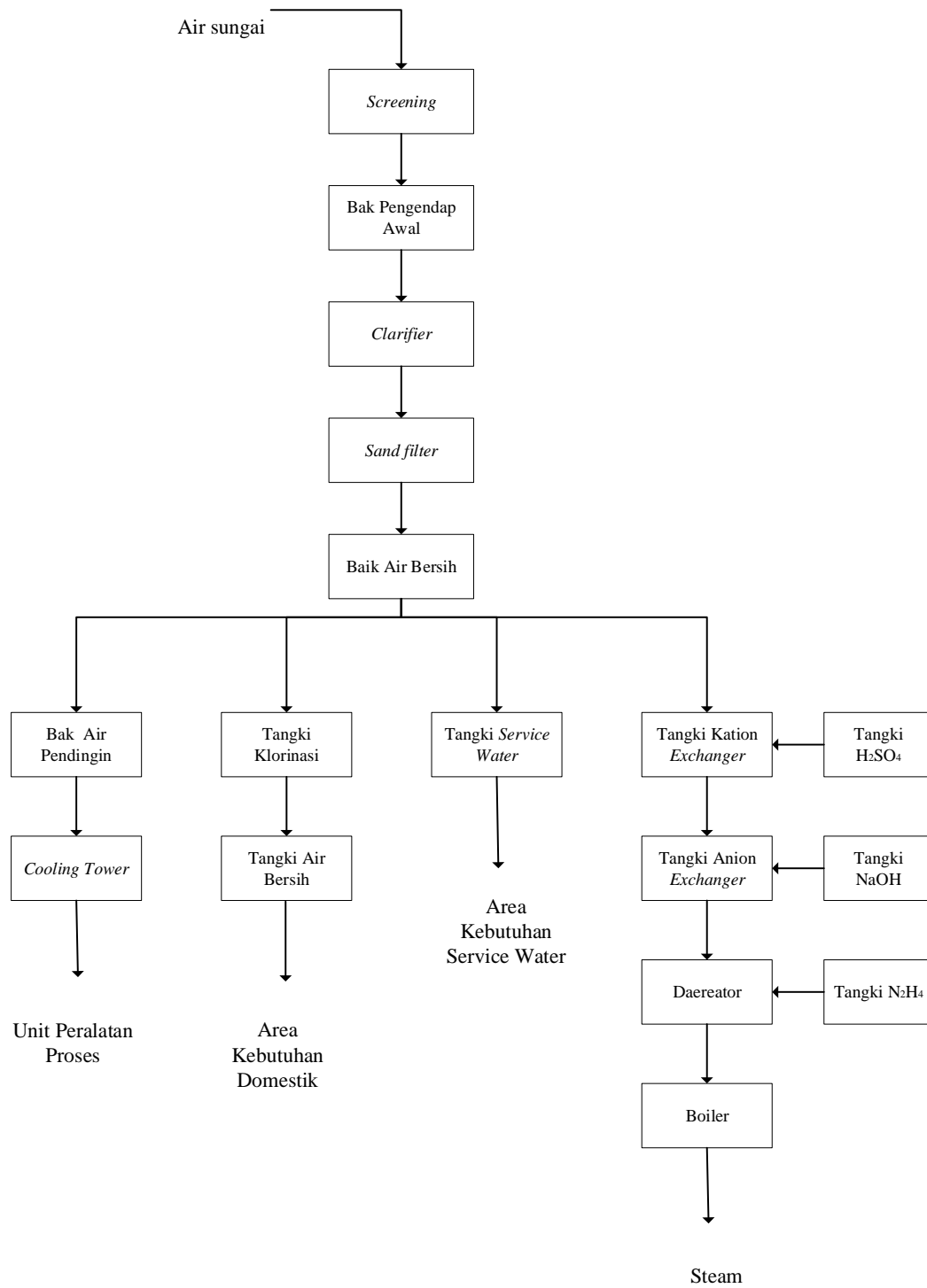
Treatment kedua dilakukan jika limbah cair memiliki pH tidak netral. Proses penetralan dilakukan dengan cara menambahkan senyawa kimia yang dapat menetralkan atau dengan menambahkan air pada limbah cair tersebut.

- *Treatment Ketiga*

Treatment ketiga berfungsi untuk membunuh mikroorganisme patogen yang terkandung didalam air limbah. Desinfektasi mikroorganisme patogen dilakukan dengan cara menijeksi gas Cl_2 pada limbah cair.

Pengawasan yang ketat pada tiap *treatment* limbah cair berupa pengujian di lab sangat diperlukan agar limbah cair tidak merusak lingkungan disekitar lokasi pabrik.

4.5.7 Diagram Alir Air Utilitas



Gambar 4.6 Diagram Alir Air Utilitas

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik etilen oksida ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut:

- a. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin, sebab tidak bergantung pada pemegang saham yang dimana pemegang saham dapat berganti-ganti,
- b. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain,
- c. Mudah mendapatkan modal, yaitu dari bank maupun dengan menjual saham,
- d. Tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham terhadap hutang perusahaan.

4.6.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki

pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi yang tersusun rapi dan terorganisasi dengan baik akan berpengaruh pada setiap proses di pabrik sehingga dapat berjalan dengan lancar serta pembagian tugas dan wewenang dari karyawan dapat dilaksanakan dengan baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang dan jabatan kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. Kepala Bagian
6. Kepala Seksi
7. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas dan wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dilakukan minimal satu kali dalam setahun demi mengontrol dan mengevaluasi kelancaran proses produksi. Bila ada sesuatu hal, RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham dan Dewan Komisaris.

Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris,
- b. Dengan musyawarah mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri,
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan,
- d. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan, atau ditanamkan kembali.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- b. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas direktur,
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal kelancaran perusahaan sesuai dengan apa yang telah ditargetkan dalam RUPS. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Adapun tugas-tugas Direktur Utama adalah:

- a. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien,
- b. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS,
- c. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan,
- d. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga,

- e. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Berikut tugas-tugasnya adalah:

1. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugasnya adalah memimpin segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh dua Kepala Bagian, yaitu:

- a. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik dan Produksi. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi, proses, pengendalian dan laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Produksi dibantu oleh tiga Seksi, yaitu Seksi Proses, Seksi Pengendalian dan Seksi Laboratorium.

- b. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik dan Produksi. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik,

pemeliharaan, dan utilitas. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Produksi dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi Pemeliharaan dan Seksi utilitas.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugasnya memimpin segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh empat Kepala Bagian, yaitu:

a. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Pemasaran dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi Pembelian dan Seksi Pemasaran.

b. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang administrasi dan keuangan. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi Administrasi dan Seksi Keuangan.

c. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang personalia, humas dan keamanan. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Umum dibantu oleh tiga Seksi, yaitu Seksi Personalia, Seksi Humas dan Seksi Keamanan.

d. Kepala Bagian K3 dan Litbang

Kepala Bagian K3 dan Litbang bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang K3, dan Litbang. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian K3 dan Litbang dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi K3 dan Seksi Litbang.

4.6.3.4 Staff Ahli

Staff Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan.

4.6.4 Catatan

4.6.4.1 Cuti Tahunan

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

4.6.4.2 Hari Libur Nasional

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

4.6.4.3 Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4.6.4.4 Sistem Gaji Karyawan

Tabel 4. 25 Gaji karyawan

Jabatan	Pendidikan Minimal	Jumlah	Gaji	Gaji
			(/bulan)	(/bulan)
Direktur Utama	S2	1	Rp 45.000.000	Rp 45.000.000
Direktur Produksi & Teknik	S2	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
Direktur Keuangan & Umum	S2	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
Staff Ahli	S2	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
Ka. Bag. Produksi	S1	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
Ka. Bag. Teknik	S1	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Bag. Keuangan dan administrasi	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Bag. Umum	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Bag. K3 & Litbang	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000

Tabel 4.26 Gaji karyawan

Jabatan	Pendidikan Minimal	Jumlah	Gaji	Gaji
			(/bulan)	(/bulan)
Ka. Sek. Proses	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Sek. Pengendalian	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Sek. Utilitas	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Ka. Sek. Pembelian	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Administrasi	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Kas	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Personalia	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Humas	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Keamanan	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. K3	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Litbang	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Karyawan Proses	D3	8	Rp 10.000.000	Rp 80.000.000
Karyawan Pengendalian	D3	5	Rp 10.000.000	Rp 50.000.000
Karyawan Laboratorium	D3	4	Rp 9.000.000	Rp 36.000.000
Karyawan Pemeliharaan	D3	6	Rp 9.000.000	Rp 54.000.000
Karyawan Utilitas	D3	8	Rp 9.000.000	Rp 72.000.000
Karyawan Pembelian	D3	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
Karyawan Pemasaran	D3	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000

Tabel 4.26 Gaji karyawan

Jabatan	Pendidikan Minimal	Jumlah	Gaji	Gaji
			(/bulan)	(/bulan)
Karyawan Administrasi	D3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Kas	D3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Personalia	D3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Humas	D3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Keamanan	D3	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Karyawan K3	D3	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan Litbang	D3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Operator	D3	40	Rp 7.000.000	Rp 280.000.000
Supir	SMA/SMK	4	Rp 4.000.000	Rp 16.000.000
Librarian	SMA/SMK	1	Rp 3.750.000	Rp 3.750.000
Cleaning service	SMA/SMK	5	Rp 3.750.000	Rp 18.750.000
Dokter	S1	2	Rp 9.500.000	Rp 19.000.000
Perawat	D3	4	Rp 4.500.000	Rp 18.000.000
Total		145	Rp 771.500.000	Rp 1.539.500.000

4.6.4.5 Jam Kerja Karyawan

Pabrik Etilen oksida akan beroperasi selama 24 jam dalam sehari dan 330 hari dalam setahun. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*. Karyawan *non shift* adalah karyawan yang berada di kantor dan bekerja 5 hari dalam 1 minggu. Sedangkan karyawan *shift* adalah karyawan yang bertugas secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu

di pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam.

a. Jam kerja karyawan *non-shift*

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan *shift*

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi:

- *Shift* Pagi : 07.00 – 15.00

- *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

- *Shift* Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 9 hari kerja dan 3 hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.6 sebagai berikut:

Tabel 4.26 Jadwal kerja masing-masing regu

Hari	<i>Shift</i> Pagi	<i>Shift</i> Sore	<i>Shift</i> Malam	Libur
Senin	A	B	C	D
Selasa	D	A	B	C
Rabu	C	D	A	B
Kamis	B	C	D	A
Jum'at	A	B	C	D
Sabtu	D	A	B	C
Minggu	C	D	A	B

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan Analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidaknya untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor – faktor yang ditinjau adalah:

- a. *Return On Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Discounted Cash Flow*
- d. *Break Event Point (BEP)*
- e. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan Analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi:

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi:

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

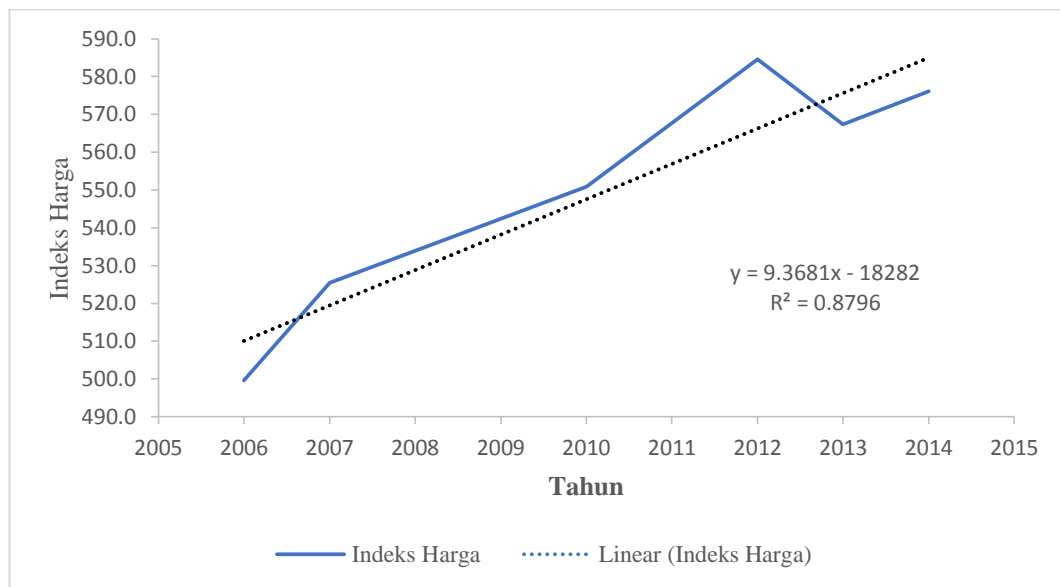
- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya tak pasti/mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan diperlukan metode atau cara untuk memperkirakan harga alat tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik etilen oksida ini beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2023. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lainnya diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2023 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 2006 sampai tahun 2014, dicari dengan persamaan regresi linier.



Gambar 4.7 Indeks harga CEPCI dan linierisasinya

Persamaan yang diperoleh adalah $y = 9,3681x - 18282$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun peracncangan, dalam hal ini pada tahun 2023 yaitu sebesar 669,6663. Harga – harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dari referensi buku Peters & Timmerhaus pada tahun 1990 dan Aries Newton pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2023

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1990)

Nx : Indeks harga pada tahun 2023

N_y : Indeks harga pada tahun referensi (1990)

4.7.2 Dasar perhitungan

Kapasitas produksi	= 50.000 ton/tahun
Satu tahun produksi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2023
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 14.617 (kurs tanggal 27 Agustus 2018 jam 00.22 WIB)
Harga bahan baku	
Etilen	= Rp 837.070.006.289/tahun
Oksigen	= Rp 10.629.459.836/tahun
Nitrogen	= Rp 1.272.599/tahun
Harga bahan pembantu	
Katalis (<i>Silver Catalyst</i>)	= Rp 144.260-045/tahun
Harga jual	= Rp 2.923.400.000.000/tahun

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital *investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.7.3.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Analisa Kelayakan

Studi kelayakan dari pabrik etilen oksida dari propilen ini dapat dilihat dari parameter – parameter ekonomi. Pabrik ini dikategorikan sebagai pabrik dengan resiko tinggi (*high risk*) dengan pertimbangan bahwa pabrik asam etilen oksida belum ada di Indonesia. Selama ini Indonesia hanya impor dan beberapa perusahaan hanya menjadi *supplier*. Selain itu tekanan yang digunakan relatif rendah tinggi dengan tekanan maksimum yang ada di pabrik ini sebesar 28 atm. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.7.4.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment digunakan sebagai sebuah pertimbangan penting karena ROI menunjukkan seberapa cepat pengembalian investasi berdasarkan pada keuntungan.

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

Keuntungan atau profit dihitung berdasarkan *annual sales* (Sa) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan

pengembalian utang selama pembangunan pabrik. *Finance* akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik ini. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 11%, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 44%.

4.7.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah:

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.
- d. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})}$$

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.
- d. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% - 60%.

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah:

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

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

4.7.4.5 *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR) adalah:

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.
- d. Asumsi yang digunakan dalam perhitungan DCFRR adalah
 - Umur ekonomis pabrik yaitu 10 tahun
 - *Annual profit* dan *taxes* konstan setiap tahun
 - Depresiasi sama setiap tahun

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik etilen oksida ini memerlukan rencana perhitungan analisis. Hasil rancangan masing – masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.27 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga Alat	134.030.586.030	9.169.500
2	Biaya Pengangkutan	33.507.646.507	2.292.375
3	Biaya Pemasangan	22.462.910.028	1.536.766
4	Biaya Pemipaan	74.600.711.714	5.103.695
5	Biaya Instrumentasi	33.614.755.411	2.299.703
6	Biaya Isolasi	5.227.096.575	357.604
7	Biaya Listrik	20.104.587.904	1.375.425
8	Biaya bangunan	18.834.000.000	1.288.500
9	Biaya tanah	43.551.000.000	2.979.476
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		474.328.763.023	32.450.145

Tabel 4.28 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Construction Cost</i> (25%.PEC)	118.580.940.756	8.112.2536
	Total (DPC + PPC)	592.904.703.779	40.562.681

Tabel 4.29 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	592.904.703.779	40.562.681
2	<i>Contractors fee</i> (8%.DPC)	47.432.376.302	3.245.014
3	<i>Contingency</i> (10%.DPC)	59.290.470.378	4.056.268
	Total	699.627.550.460	47.863.963

Tabel 4.30 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	847.844.998.770	58.004.036
2	<i>Labor</i>	18.474.000.000,00	1.263.870,84
3	<i>Supervisor</i>	9.237.000.000	631.935,42
4	<i>Maintenance</i>	349.813.775.230	23.931.981,61
5	<i>Plant Suplies</i>	52.472.066.284,47	3.589.797,24
6	<i>Royalt and Patent</i>	58.468.000.000	4.000.000,00
7	Bahan Utilitas	53.220.401.906,91	3.640.993,49
	Total	1.389.530.242.191	95.062.614,91

Tabel 4.31 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.694.800.000	252.774
2	<i>Laboratory</i>	3.694.800.000	252.774
3	<i>Plant Overhead</i>	13.855.500.000	947.903
4	<i>Packaging n Shipping</i>	292.340.000.000	20.000.000
	Total IMC	313.585.100.000	21.453.451

Tabel 4.32 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi (10% FCI)	69.962.755.046	7.604.464
2.	<i>Propertay tax</i> (1% FCI)	6.996.275.505	478.640
3.	Asuransi (1% FCI)	6.996.275.505	478.640
	Total	83.955.306.055	5.743.676

Tabel 4.33 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	1.389.530.242.191	95.062.615
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	313.585.100.000	21.453.451
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	83.955.306.055	5.743.676
	Total	1.787.070.648.246	122.259.742

Tabel 4.34 *Working Capital (WC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	17.984.590.883	1.230.389
2.	<i>Inproses Inventory</i>	2.707.682.800	185.242
3.	<i>Product Inventory</i>	37.907.559.205	2.593.388
4.	<i>Extended credit</i>	62.011.515.152	4.242.424
5.	<i>Available cash</i>	162.460.968.022	11.114.522
	Total	283.072.316.062	19.365.965

Tabel 4.35 *General Expense (GE)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Administrasi (5% MC)	89.353.532.412	6.112.987
2.	<i>Sales expense</i> (22% MC)	393.155.542.614	26.897.143
3.	<i>Research</i> (8% MC)	142.965.651.860	9.780.779
4.	<i>Finance</i> (4% MC)	39.307.994.660	2.689.197
	Total	664.782.721.547	45.480.107

Tabel 4.36 Total biaya produksi

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	1.787.070.648	122.259.742
2.	<i>General Expense</i>	664.782.721.547	45.480.107
	Total	2.451.853.369.793	167.739.849

Tabel 4.37 *Fixed cost (Fa)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi	69.962.755.046	7.604.647
2.	<i>Property tax</i>	6.996.275.505	478.640
3.	Asuransi	6.996.275.505	478.640
	Total	83.955.306.055	5.743.676

Tabel 4.38 *Variable cost (Va)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	847.844.998.770	58.004.036
2	<i>Packing n Shipping</i>	292.340.000.000	20.000.000
3	Utilitas	53.220.401.907	3.640.993
4	<i>Royalties & patents</i>	58.468.000.000	4.000.000
	Total Va	1.251.873.400.676	85.645.030

Tabel 4.39 *Regulated cost (Ra)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji karyawan	18.474.000.000	1.263.870
2	<i>Payroll overhead</i>	3.694.800.000	252.774
3	<i>Supervisor</i>	9.237.000.000	631.935
4	<i>Plant Overhead</i>	13.855.500.000	947.903
5	<i>Laboratorium</i>	3.694.800.000	252.774
6	<i>General Expense</i>	664.782.721.547	45.480.107
7	<i>Maintenance</i>	349.813.775.230	23.931.982
8	<i>Plant supplies</i>	52.472.066.284	3.589.797
	Total	1.116.024.663.061	76.351.143

4.7.6 Analisa Keuntungan

Total penjualan	= Rp 2.923.400.000.000
<i>Total Production Cost</i>	= Rp 2.451.853.369.793
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 471.546.630.207
Pajak pendapatan	= 50%
Keuntungan setelah pajak	= Rp 237.773.315.104

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$\text{ROI sebelum pajak} = 67,4 \%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = 33,7 \%$$

4.7.7.2 *Pay Out Time (POT)*

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,29 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 2,29 \text{ tahun}$$

4.7.7.3 Break Event Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 47,04 \%$$

4.7.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 37,61 \%$$

4.7.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 699.627.550.460

Working Capital = Rp 283.072.316.062

Salvage Value (SV) = Rp 46.468.029.703

Cash flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*

= Rp 345.044.064.810

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

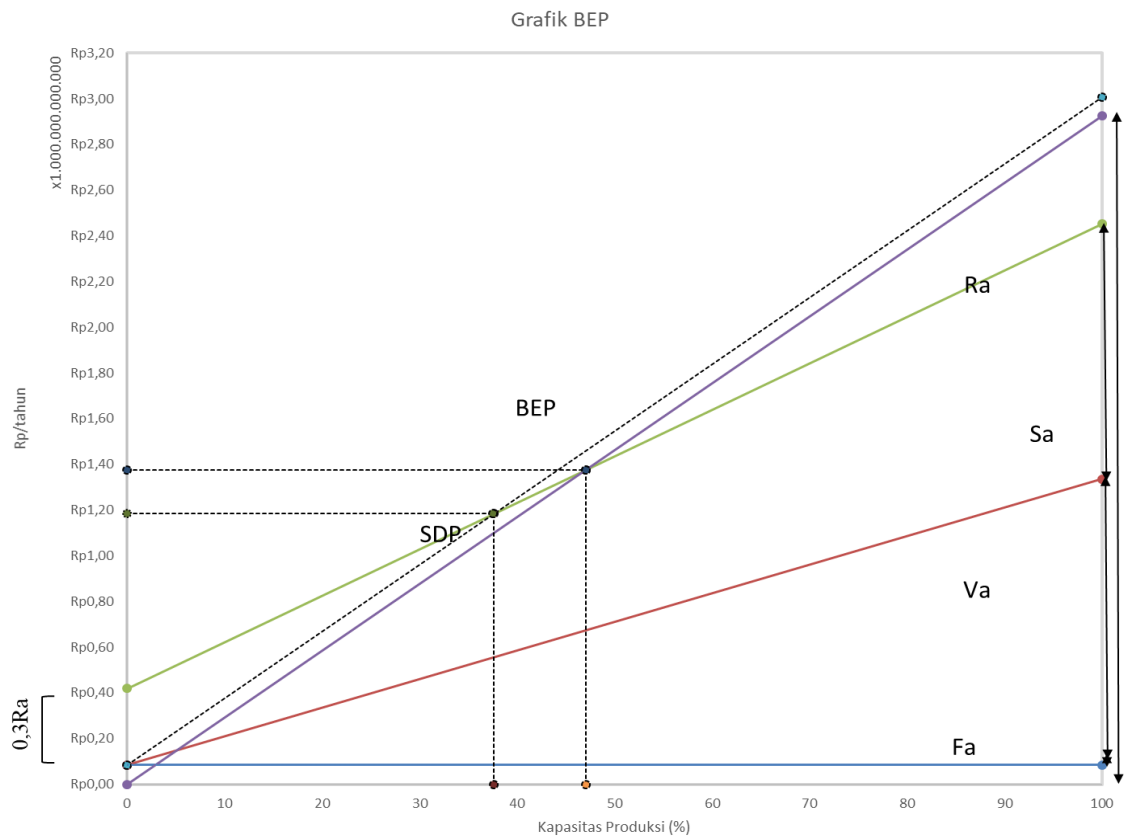
$$(FC + WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 33,87\%$

Tabel 4. 40 Rekapitulasi komponen biaya untuk penentuan BEP dan SDP secara grafis

Kapasitas, %	Sa(\$)	Fa(\$)	Va(Rp)	Ra(Rp)	Total Cost(Rp)	Keuntungan(Rp)
0	Rp0,00	Rp83.955.306.055,15	Rp0,00	Rp334.807.398.918,36	Rp418.762.704.973,51	-Rp418.762.704.973,51
10	Rp292.340.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp125.187.340.067,64	Rp412.929.125.332,64	Rp622.071.771.455,43	-Rp329.731.771.455,43
20	Rp584.680.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp250.374.680.135,28	Rp491.050.851.746,92	Rp825.380.837.937,35	-Rp240.700.837.937,35
30	Rp877.020.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp375.562.020.202,92	Rp569.172.578.161,20	Rp1.028.689.904.419,28	-Rp151.669.904.419,28
40	Rp1.169.360.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp500.749.360.270,57	Rp647.294.304.575,49	Rp1.231.998.970.901,20	-Rp62.638.970.901,20
50	Rp1.461.700.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp625.936.700.338,21	Rp725.416.030.989,77	Rp1.435.308.037.383,13	Rp26.391.962.616,87
60	Rp1.754.040.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp751.124.040.405,85	Rp803.537.757.404,05	Rp1.638.617.103.865,05	Rp115.422.896.134,95
70	Rp2.046.380.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp876.311.380.473,49	Rp881.659.483.818,34	Rp1.841.926.170.346,98	Rp204.453.829.653,03
80	Rp2.338.720.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp1.001.498.720.541,13	Rp959.781.210.232,62	Rp2.045.235.236.828,90	Rp293.484.763.171,10
90	Rp2.631.060.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp1.126.686.060.608,77	Rp1.037.902.936.646,90	Rp2.248.544.303.310,82	Rp382.515.696.689,18
100	Rp2.923.400.000.000,00	Rp83.955.306.055,15	Rp1.251.873.400.676,41	Rp1.116.024.663.061,18	Rp2.451.853.369.792,75	Rp471.546.630.207,25



Gambar 4.8 Grafik penentuan BEP dan SDP secara grafis

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, produk dan teknologi proses yang tersedia, maka pabrik etilen oksida dari etilen dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini tergolong pabrik berisiko tinggi. Kesimpulan yang dapat diperoleh dari hasil laporan prarancangan pabrik kimia ini antara lain:

1. *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik terdiri dari *fixed capital investment* sebesar Rp 699.627.550.460 dan *working capital* sebesar Rp 283.072.316.062
2. *Total Production Cost* yang dikeluarkan oleh pabrik terdiri dari *manufacturing cost* sebesar Rp 1.787.070.648 dan *general expense* sebesar Rp 664.782.721.547
3. Nilai ROI pabrik etilen oksida ini adalah:
$$\text{ROI before tax} = 67,4\%$$
$$\text{ROI after tax} = 33,7\%$$

Pabrik berisiko tinggi memiliki syarat ROI *before tax* minimal 44% dan pabrik ini memenuhi syarat.

4. Nilai POT pabrik etilen oksida ini adalah:

POT *before tax* = 1,29 tahun

POT *after tax* = 2,29 tahun

Pabrik berisiko rendah memiliki syarat POT *before tax* maksimal 2 tahun dan pabrik ini memenuhi syarat.

5. Nilai BEP, SDP dan DCFRR pabrik etilen oksida ini adalah:

Nilai BEP = 47,04%

Nilai SDP = 37,61%

Nilai DCFRR = 33,87%

Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi di atas maka pabrik etilen oksida dari etilen dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia yang diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Berdirinya pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk etilen oksida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

Daftar Pustaka

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Dettwiler, H. R., Baiker, A. and Richarz, W. (1979) : *Kinetics of Ethylene Oxidation on a Supported Silver Catalyst*. Helvetica Chimica Acta
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., (1998) : *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., Interscience Publishers, John Wiley and Sons, New York, 10,437-459.
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

- Mc Ketta, J.J., (1984) : *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*,
vol 20, Marcel Dekker, Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th
ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1990, *Plant Design and Economics for
Chemical Engineers*, 3rd Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical
Engineering Thermodynamics*, 6th Ed., Mc.Graw-Hill Inc., Singapore.
- Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and
Economics.*, John Wiley and Sons., Inc., New York
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook.*, Mc.Graw Hill., New York.

Biro Pusat Statistik, 2013 - 2017, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”,

<https://www.bps.go.id/> diakses pada Jumat, 23 Maret 2018

Data Etilen Oksida ASEAN <https://comtrade.un.org/data/> diakses pada Jumat, 23
Maret 2018

Ethylen Oxide-price, <http://www.price.alibaba.com/price/priceLeafCategory.htm> ,
diakses pada Jumat, 28 September 2018

Harga Etilen [https://indonesian.alibaba.com/product-detail/99-95-liquid-c2h4-
ethylene-gas-manufacturer-60654627482.html](https://indonesian.alibaba.com/product-detail/99-95-liquid-c2h4-ethylene-gas-manufacturer-60654627482.html) diakses pada Jumat, 28
September 2018

Harga katalis perak penyangga alumina, <http://www.alibaba.com>, diakses pada
Jumat, 28 September 2018

Kurs Dollar terhadap Rupiah, <http://www.bi.go.id> diakses pada Senin, 27
Agustus 2018 Jam 00.22 WIB

SRI Consulting, <http://sriconsulting.com/WP/Public/Report/eo/> diakses pada
Minggu, 25 Maret 2018

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

REAKTOR

Jenis : Reaktor *Fixed Bed MultiTube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara etilen dan oksigen

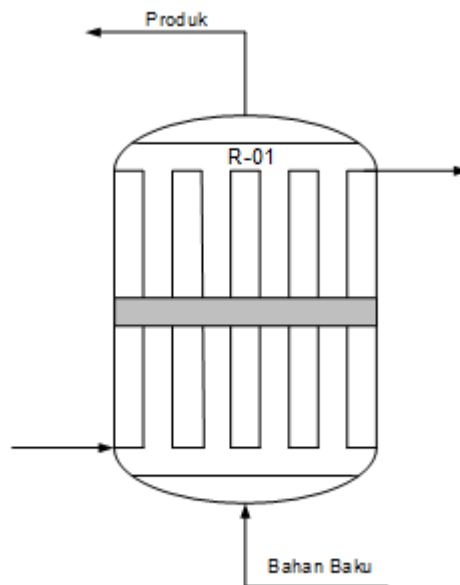
Kondisi Operasi : Suhu = 234°C

Tekanan = 15 atm

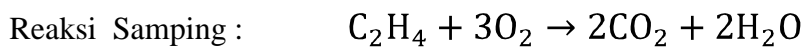
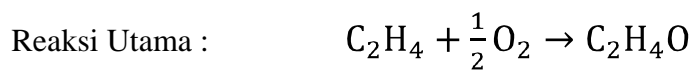
Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reactor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multi *Tube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and Tube*

(Hill, hal 425-431)

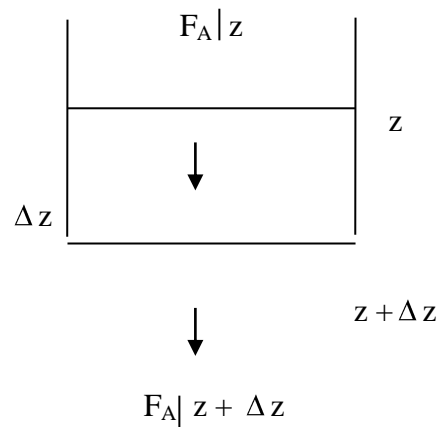
2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ

dengan konversi X. Neraca massa C_2H_4 pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_a) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_a) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$\underline{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z} = (-r_a) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\Delta Z$$

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

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

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

Lim $\Delta Z \longrightarrow 0$

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

dimana : $\frac{dX_A}{dz} =$ perubahan konversi persatuan panjang

$\varepsilon =$ porositas

$(-r_A) =$ kecepatan reaksi = $k C_A \cdot C_B$

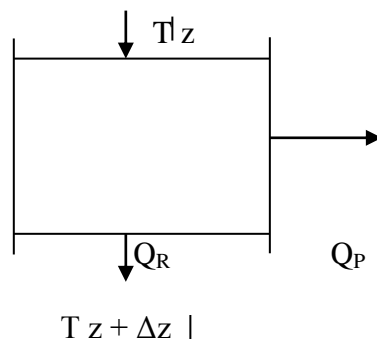
$Z =$ tebal tumpukan katalisator

$D_i =$ diameter dalam pipa

Tabel A.1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas

Komponen	BM	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C₂H₄	28	8926,749576	2901,193867
C₂H₆	30	9,051911431	9,051911431
O₂	32	42978,63626	33796,83756
CO₂	44	37,98752565	6350,473926
N₂	28	143397,7857	143397,7857
C₂H₄O	44	263,0203	6575,5075
H₂O	18	0	2582,3808
Total		195613,2313	195613,2313

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Input - Output = Acc

$$\Sigma m.Cp (T|_Z - T_o) - [(\Sigma m.Cp) (T|_{Z+\Delta Z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.Cp (T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.Cp) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

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

$$Q_P = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$\underline{(\Sigma m.Cp) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}$$

: ΔZ

$$(\Sigma m.Cp) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \underline{\Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}$$

($\Sigma m.Cp$)

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\underline{\frac{dT}{dZ} = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{dX_A}{dZ} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}$$

$$(\Sigma m.C_p)$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dZ} = \text{Perubahan Suhu persatuan panjang katalis}$$

$$\Delta H_R = \text{Panas Reaksi}$$

$$U = \text{Overall heat transfer coefficient}$$

$$D_o = \text{Diameter luar}$$

$$T = \text{Suhu gas}$$

$$T_s = \text{Suhu penelitian}$$

$$T_s = \text{Kapasitas panas}$$

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde

- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/g.K}$$

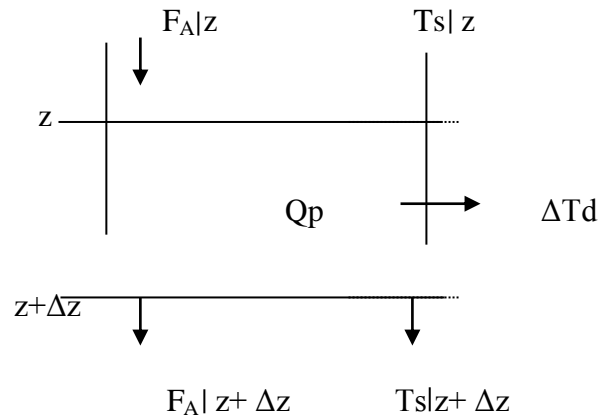
$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4}, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - Q_p$$

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

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

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

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

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

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³

ρ = Densitas gas, gr/cm³

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det²

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel A.2 Umpan YI masuk reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmo/jam)	yi
C₂H₄	28	8926,749576	318,812485	0,046950561
C₂H₆	30	9,051911431	0,30173038	4,44349E-05
O₂	32	42978,63626	1343,08238	0,197791724
CO₂	44	37,98752565	0,86335286	0,000127143
N₂	28	143397,7857	5121,34949	0,754205814
C₂H₄O	44	263,0203	5,97773409	0,000880323
H₂O	18	0	0	0
Total		195613,2313	6790,38718	1

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 6790,3871 \text{ kmol/jam} = 1886,2186 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 15 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 5248720,7397 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = \frac{15 \text{ atm} \cdot 28,8073 \frac{\text{gr}}{\text{mol}}}{82,05 \text{ atm} \cdot \frac{\text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 507\text{K}} = 0,0224 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Tabel A.3 Data viskositas umpan masuk reactor

Komponen	A (mikropoise)	B (mikropoise)	C (mikropoise)
C₂H₄	-3,985	3,87E-01	-1,23E-04
C₂H₆	0,514	3,34E-01	-7,11E-05
O₂	44,224	5,62E-01	-1,13E-04
CO₂	11,811	4,98E-01	-1,09E-04
N₂	42,606	4,75E-01	-9,88E-05
C₂H₄O	-12,18	3,77E-01	-7,76E-05
H₂O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05

(Yaws, 1999)

Tabel A.4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	y _i	η gas	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C₂H₄	0,04695056	160,8159	0,000016	0,057894	0,000014
C₂H₆	4,4435E-05	151,8317	0,000015	0,054659	0,000013
O₂	0,19779172	300,1115	0,000030	0,108040	0,000026
CO₂	0,00012714	236,5973	0,000024	0,085175	0,000021
N₂	0,75420581	258,0346	0,000026	0,092892	0,000022
C₂H₄O	0,00088032	158,8754	0,000016	0,057195	0,000014
H₂O	0	176,5128	0,000018	0,063545	0,000015
Total	1	1442,779074	0,0001443	0,519400467	0,000125695

(Yaws, 1999)

Lanjutan Tabel A.4

Komponen	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η_{gas}
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
C₂H₄	7,5504E-07	0,002718143	6,578E-07	7,550397026
C₂H₆	6,7466E-10	2,42879E-06	5,878E-10	0,006746631
O₂	5,936E-06	0,021369443	5,171E-06	59,35956352
CO₂	3,0082E-09	1,08294E-05	2,621E-09	0,03008178
N₂	1,9461E-05	0,070060019	1,695E-05	194,6111646
C₂H₄O	1,3986E-08	5,03502E-05	1,218E-08	0,13986164
H₂O	0	0	0	0
Total	2,617E-05	0,094211213	2,28E-05	261,6978152

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000026 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,000261698 \text{ g/cm.s}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel A.5 Data konduktivitas umpan masuk reaktor

Komponen	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
C₂H₄	-0,00123	3,62E-05	1,25E-07
C₂H₆	-0,01936	1,25E-04	3,83E-08
O₂	0,00121	8,62E-05	-1,33E-08
CO₂	-0,012	1,02E-04	-2,24E-08
N₂	0,00309	7,59E-05	-1,10E-08
C₂H₄O	0,01612	-7,35E-05	2,12E-07
H₂O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

(Yaws, 199)

Tabel A.6 Perhitungan konduktivitas umpan reaktor

Komponen	y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C₂H₄	0,0470	4,9159E-02	2,3080E-03
C₂H₆	0,0000	5,4098E-02	2,4038E-06
O₂	0,1978	4,1461E-02	8,2006E-03
CO₂	0,0001	3,3996E-02	4,3224E-06
N₂	0,7542	3,8755E-02	2,9230E-02
C₂H₄O	0,0009	3,3409E-02	2,9410E-05
H₂O	0,0000	3,7143E-02	0,0000E+00
Total	1,0000	0,2880	0,0398

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,03977 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1432 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0342 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,000095 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel A.7 Data kapasitas panas umpan reaktor

Komponen	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/mol.K)
C₂H₄	32,083	-1,48E-02	2,77E-04	-2,38E-07	6,83E-11
C₂H₆	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
O₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
CO₂	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
N₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
C₂H₄O	30,827	-7,60E-03	3,23E-04	-3,27E-07	9,73E-11
H₂O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

(Yaws, 1999)

Tabel A.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i .C _p
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
C₂H₄	0,0470	28	69,4075	69,4075	2,4788	0,1164
C₂H₆	0,0000	30	77,5307	77,5307	2,5844	0,0001
O₂	0,1978	32	31,1361	31,1361	0,9730	0,1925
CO₂	0,0001	44	44,3653	44,3653	1,0083	0,0001
N₂	0,7542	28	29,5927	29,5927	1,0569	0,7971
C₂H₄O	0,0009	44	73,8693	73,8693	1,6788	0,0015
H₂O	0,0000	18	35,2731	35,2731	1,9596	0,0000
Total	1,0000		361,1747	361,1747	11,7398	1,1077

C_p campuran = 1,3265 kJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah

sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

(Yaws, 1999)

Tabel A.9 Data panas reaksi reaktor

Komponen	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/mol.K)
C₂H₄	32,083	-1,48E-02	2,77E-04	-2,38E-07	6,83E-11
C₂H₆	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
O₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
CO₂	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
N₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
C₂H₄O	30,827	-7,60E-03	3,23E-04	-3,27E-07	9,73E-11
H₂O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

(Yaws,1999)

Tabel A.10 Perhitungan panas reaksi reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C₂H₄	52,3	52300	12029,4359	12029,4359
C₂H₆	-84,68	-84680	13653,0043	13653,0043
O₂	0	0	6321,2358	6321,2358
CO₂	393,40	393400	8673,2613	8673,2613
N₂	0	0	6122,4532	6122,4532
C₂H₄O	-52,63	-52630	12844,0058	12844,0058
H₂O	-241,80	-241800	7182,8606	7182,8606
Total	66,59	66590	66826,257	66826,2569

Dari data didapat:

$$\Delta HR_{298} = -104210,8993 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR_{total} = -26801,4148 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -112212,1149 \text{ kkal/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Silver)

Jenis : Ag

Ukuran D : 0,6 cm

Density : 0,7801 gr/cm³

Bulk density : 1,560 gr/cm³

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *Tube*

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

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

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

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter *Tube*

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,6 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,6 / 0,15 = 4,00 \text{ cm} = 1,575 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 2 in = 5,08 cm

Outside diameter = 2,38 in = 6,0452 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 2,067 in = 5,2502 cm

Flow area per pipe = 3,350 in²

Surface per in ft = 0,522 ft²/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

μ_g = viskositas umpan = 0,000262 g/cm.det

D_t = Diameter Tube = 5,2502 cm

$$G_t = \frac{0,000262 (3100)}{5,2502} = 0,1545 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 5562,7571 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$G = 54337,0087 \text{ gr/s}$$

$$A_t = \frac{54337,00087}{0,1545} = 351647,9816 \text{ cm}^2$$

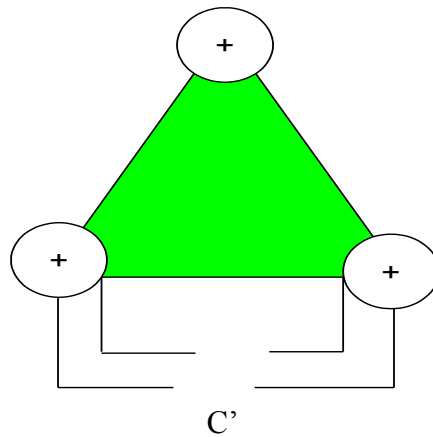
$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 5,2502^2 \\ &= 21,6380 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{351647,9816}{21,6380} = 16251,3740 \text{ buah} = 16251$$

buah

- b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan *Tube* disusun dengan pola triangular *pitch*.



Pt

$$\begin{aligned} P_t &= 1,25 \times O_{Dt} \\ &= 1,25 \times 2,38 = 2,975 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= P_t - O_D \\ &= 2,875 - 2,38 = 0,5950 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ID_s = \frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}$$

$$ID_s = 709,8879 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 709,8879 cm = 279,4834 in

- c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam *shell*, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 212 Grade B

E = 0,85

$$f = 17500 \text{ psi}$$

$$C = 0,125$$

$$R = ID/2 = (279,4834/2) \text{ in}$$

$$P = 220,5 \text{ psi}$$

$$\text{Jadi } P = (120/100)*P = 264,6 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{maka } t_s &= \frac{264,6 \cdot (279,4834 / 2)}{17500 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 264,6} + 0,125 \\ &= 2,6376 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 2,75 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2 \cdot t_s \\ &= 279,4834 + (2 \cdot 2,6376) \\ &= 284,7546 \text{ in} \end{aligned}$$

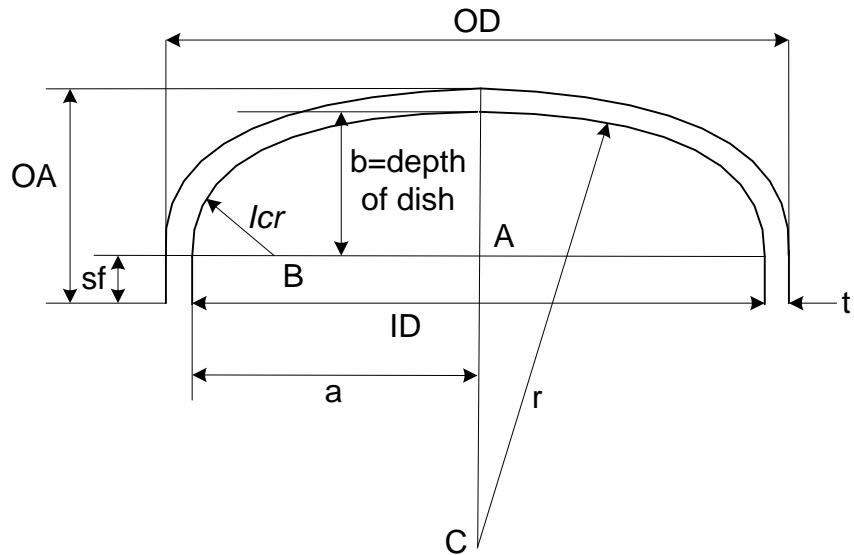
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 285 in.

5. Menghitung *head* reaktor

a. Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk *head* : Elipstical Dished *Head*

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

a = jari-jari dalam *head*

t = tebal *head*

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi *head*

sf = straight flange

OA = tinggi total *head*

Tebal *head* dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 264,6 psi

IDs = diameter dalam reaktor, in = 279,8434 in

F = maksimum allowable stress, psi = 17500 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } th &= \frac{264,6 \cdot 279,8334}{2 \cdot 17500 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 264,6} + 0,125 \\ &= 2,6152 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal *head* reaktor standar 2,75 in

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

ODs = 240 in

ts = 2,75 in

didapat : irc = 11,5 in

r = 170 in

a = IDs/2 = 139,7417 in

AB = a - irc = 128,2417 in

BC = r - irc = 158,5000 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 93,1467 in

b = r - AC = 76,8533 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 1 in didapat sf = 1,5 – 4,5 in
perancangan digunakan sf = 4 in

Tinggi *head* reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 hH &= th + b + sf \\
 &= (2,75 + 76,8533 + 4) \text{ in} \\
 &= 83,6033 \text{ in} \\
 &= 2,1235 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

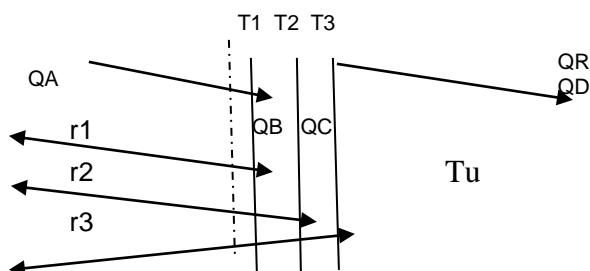
Tinggi reaktor total = panjang *Tube* + tinggi *head top*

$$\begin{aligned}
 HR &= 153,5434 \text{ in} + 83,6033 \text{ in} \\
 &= 237,1467 \text{ in} \\
 &= 6,0235 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 40,7027 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 3,5494 \text{ m}$$

$$r_2 = 3,048 \text{ m}$$

$$L = 3,9 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \dots\dots(c)$$

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

.....(d)

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

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

$$T_2 = 401,3384 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 6 \text{ cm}$$

Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor menggunakan metode euler

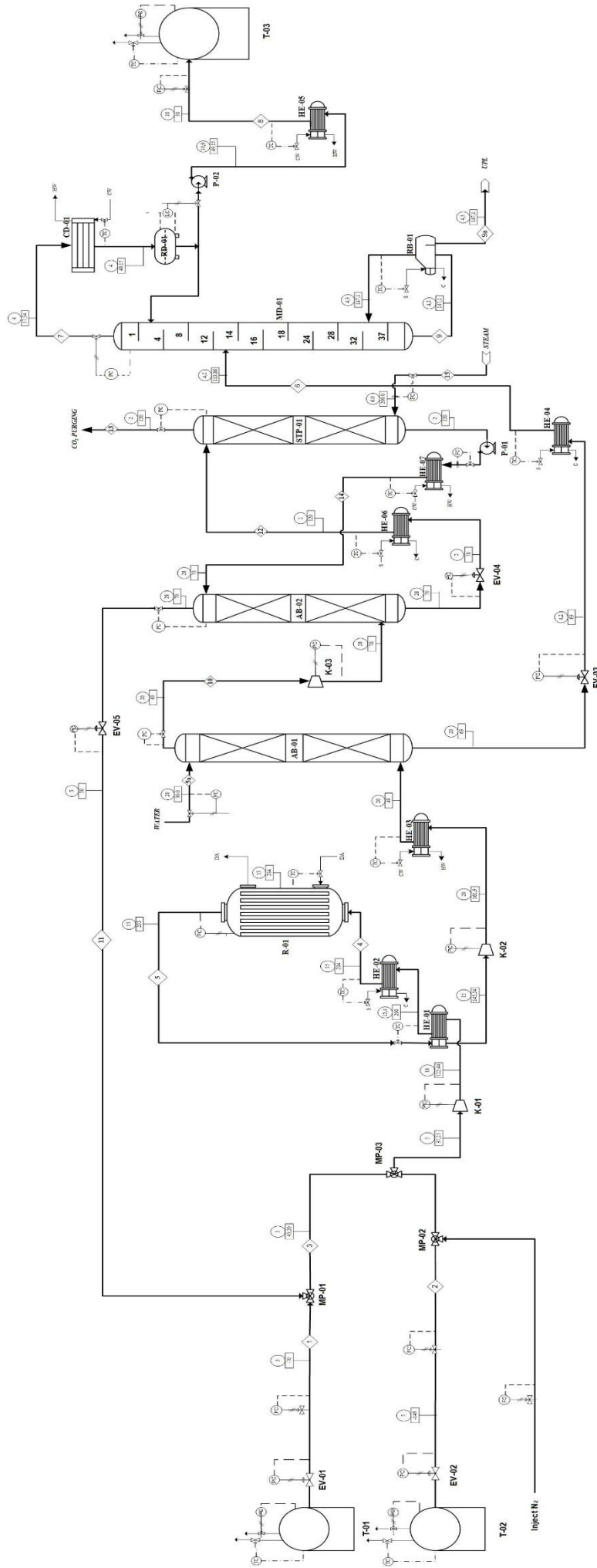
Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	507,0000	367
0,10	0,01579	506,5722	436,6508
0,20	0,03117	506,3607	468,2676

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0,30	0,04623	506,2474	484,8084
0,40	0,06101	506,1855	493,9281
0,50	0,07554	506,1518	499,0843
0,60	0,08983	506,1341	502,0388
0,70	0,10390	506,1255	503,7447
0,80	0,11774	506,1222	504,7344
0,90	0,13137	506,1218	505,3106
1,00	0,14479	506,1231	505,6472
1,10	0,15800	506,1255	505,8446
1,20	0,17101	506,1283	505,9611
1,30	0,18382	506,1315	506,0304
1,40	0,19644	506,1348	506,0723
1,50	0,20885	506,1382	506,0982
1,60	0,22108	506,1416	506,1148
1,70	0,23312	506,1450	506,1259

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
1,80	0,24497	506,1483	506,1338
1,90	0,25665	506,1516	506,1398
2,00	0,26814	506,1549	506,1447
2,10	0,27946	506,1581	506,1489
2,20	0,29060	506,1612	506,1527
2,30	0,30157	506,1644	506,1563
2,40	0,31237	506,1674	506,1596
2,50	0,32300	506,1705	506,1629
2,60	0,33348	506,1734	506,1660
2,70	0,34379	506,1764	506,1691
2,80	0,35394	506,1793	506,1721
2,90	0,36393	506,1821	506,1751
3,00	0,37377	506,1849	506,1780
3,10	0,38346	506,1877	506,1809
3,20	0,39301	506,1904	506,1837

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
3,30	0,40240	506,1930	506,1865
3,40	0,41165	506,1957	506,1892
3,50	0,42075	506,1983	506,1919
3,60	0,42972	506,2008	506,1945
3,70	0,43855	506,2033	506,1971
3,80	0,44724	506,2058	506,1997
3,90	0,45580	506,2082	506,2022
4,00	0,46422	506,2106	506,2047
4,10	0,47252	506,2130	506,2072
4,20	0,48069	506,2153	506,2096

DIAGRAM ALIR PROSES
PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI
ETILEN DAN OKSIGEN KAPASITAS 50.000 TON TAHUN



Komponen	BM	1	2	3	4	5	5a	6	7	8	9	9a	10	11	12	13	14	15		
N2	28	0,0000	143,3977857	143,3977857	143,3977857	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	143,3977857	143,3977857	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
O2	32	0,0000	9,1817987	33,7968376	43,9786563	33,7968376	0,0000	0,0000	0,0000	33,7968376	33,7968376	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
C2H4	28	6,025557	0,0000	8,9267496	8,9267496	2,9011939	0,0000	0,0000	0,0000	2,9011939	2,9011939	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
C2H6	30	0,0000	0,0000	9,0519	9,0519	9,0519	0,0000	0,0000	0,0000	9,0519	9,0519	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
CO2	44	0,0000	0,0000	37,9875	6,3504739	6,3504739	0,0000	0,0000	0,0000	6,3504739	6,3504739	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	6,3124964	0,0000	0,0000	0,0000	
C2H2O	44	0,0000	0,0000	265,0203	6,5755075	6,5755075	0,0000	0,0000	0,0000	6,5755075	6,5755075	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
H2O	18	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	11,8245451	14,4088569	10,5297	14,3983072	14,3983072	18,9375	18,9375	0,0000	0,0000	3,4431744	185,6856592	6,025557	185,6856592	0,0000	
KFCO3	100	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	287,6931200	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
K2CO3	138	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	19,7982538	0,0000	
Total		6,025557	9,1817987	186,4314356	195,6132313	195,6132313	195,6132313	195,6132313	195,6132313	195,6132313	144,724714	144,724714	186,7093314	180,3968290	291,1362944	191,9981356	125,8238080	185,6856592		

KUNCI SINGKATAN & UNIT	
AB-01	WATER ABSORBER
AB-02	WATER ABSORBER
C	CONDENSATE
CD-01	CONDENSER
CD-02	CONDENSER
CW	COLD WATER
EV-01	EXPANSION VALVE
EV-02	EXPANSION VALVE
EV-03	EXPANSION VALVE
EV-04	EXPANSION VALVE
EV-05	EXPANSION VALVE
EV-06	EXPANSION VALVE
FE-01	FEED FACTOR HEATER
FE-02	FEED ABSORBER COOLER
FE-03	FEED STRIPPER HEATER
FE-04	FEED STRIPPER HEATER
FE-05	FEED STRIPPER HEATER
FE-06	FEED STRIPPER HEATER
FE-07	FEED STRIPPER HEATER
FE-08	FEED STRIPPER HEATER
HE-01	HEAT EXCHANGER
HE-02	HEAT EXCHANGER
HE-03	HEAT EXCHANGER
HE-04	HEAT EXCHANGER
HE-05	HEAT EXCHANGER
HE-06	HEAT EXCHANGER
HE-07	HEAT EXCHANGER
HE-08	HEAT EXCHANGER
HE-09	HEAT EXCHANGER
HE-10	HEAT EXCHANGER
HE-11	HEAT EXCHANGER
HE-12	HEAT EXCHANGER
HE-13	HEAT EXCHANGER
HE-14	HEAT EXCHANGER
HE-15	HEAT EXCHANGER
HE-16	HEAT EXCHANGER
HE-17	HEAT EXCHANGER
HE-18	HEAT EXCHANGER
HE-19	HEAT EXCHANGER
HE-20	HEAT EXCHANGER
HE-21	HEAT EXCHANGER
HE-22	HEAT EXCHANGER
HE-23	HEAT EXCHANGER
HE-24	HEAT EXCHANGER
HE-25	HEAT EXCHANGER
HE-26	HEAT EXCHANGER
HE-27	HEAT EXCHANGER
HE-28	HEAT EXCHANGER
HE-29	HEAT EXCHANGER
HE-30	HEAT EXCHANGER
HE-31	HEAT EXCHANGER
HE-32	HEAT EXCHANGER
HE-33	HEAT EXCHANGER
HE-34	HEAT EXCHANGER
HE-35	HEAT EXCHANGER
HE-36	HEAT EXCHANGER
HE-37	HEAT EXCHANGER
HE-38	HEAT EXCHANGER
HE-39	HEAT EXCHANGER
HE-40	HEAT EXCHANGER
HE-41	HEAT EXCHANGER
HE-42	HEAT EXCHANGER
HE-43	HEAT EXCHANGER
HE-44	HEAT EXCHANGER
HE-45	HEAT EXCHANGER
HE-46	HEAT EXCHANGER
HE-47	HEAT EXCHANGER
HE-48	HEAT EXCHANGER
HE-49	HEAT EXCHANGER
HE-50	HEAT EXCHANGER
HE-51	HEAT EXCHANGER
HE-52	HEAT EXCHANGER
HE-53	HEAT EXCHANGER
HE-54	HEAT EXCHANGER
HE-55	HEAT EXCHANGER
HE-56	HEAT EXCHANGER
HE-57	HEAT EXCHANGER
HE-58	HEAT EXCHANGER
HE-59	HEAT EXCHANGER
HE-60	HEAT EXCHANGER
HE-61	HEAT EXCHANGER
HE-62	HEAT EXCHANGER
HE-63	HEAT EXCHANGER
HE-64	HEAT EXCHANGER
HE-65	HEAT EXCHANGER
HE-66	HEAT EXCHANGER
HE-67	HEAT EXCHANGER
HE-68	HEAT EXCHANGER
HE-69	HEAT EXCHANGER
HE-70	HEAT EXCHANGER
HE-71	HEAT EXCHANGER
HE-72	HEAT EXCHANGER
HE-73	HEAT EXCHANGER
HE-74	HEAT EXCHANGER
HE-75	HEAT EXCHANGER
HE-76	HEAT EXCHANGER
HE-77	HEAT EXCHANGER
HE-78	HEAT EXCHANGER
HE-79	HEAT EXCHANGER
HE-80	HEAT EXCHANGER
HE-81	HEAT EXCHANGER
HE-82	HEAT EXCHANGER
HE-83	HEAT EXCHANGER
HE-84	HEAT EXCHANGER
HE-85	HEAT EXCHANGER
HE-86	HEAT EXCHANGER
HE-87	HEAT EXCHANGER
HE-88	HEAT EXCHANGER
HE-89	HEAT EXCHANGER
HE-90	HEAT EXCHANGER
HE-91	HEAT EXCHANGER
HE-92	HEAT EXCHANGER
HE-93	HEAT EXCHANGER
HE-94	HEAT EXCHANGER
HE-95	HEAT EXCHANGER
HE-96	HEAT EXCHANGER
HE-97	HEAT EXCHANGER
HE-98	HEAT EXCHANGER
HE-99	HEAT EXCHANGER
HE-100	HEAT EXCHANGER

KUNCI SINGKATAN & UNIT	
K-01	KOMPRESOR
K-02	KOMPRESOR
K-03	KOMPRESOR
K-04	KOMPRESOR
K-05	KOMPRESOR
K-06	KOMPRESOR
K-07	KOMPRESOR
K-08	KOMPRESOR
K-09	KOMPRESOR
K-10	KOMPRESOR
K-11	KOMPRESOR
K-12	KOMPRESOR
K-13	KOMPRESOR
K-14	KOMPRESOR
K-15	KOMPRESOR
K-16	KOMPRESOR
K-17	KOMPRESOR
K-18	KOMPRESOR
K-19	KOMPRESOR
K-20	KOMPRESOR
K-21	KOMPRESOR
K-22	KOMPRESOR
K-23	KOMPRESOR
K-24	KOMPRESOR
K-25	KOMPRESOR
K-26	KOMPRESOR
K-27	KOMPRESOR
K-28	KOMPRESOR
K-29	KOMPRESOR
K-30	KOMPRESOR
K-31	KOMPRESOR
K-32	KOMPRESOR
K-33	KOMPRESOR
K-34	KOMPRESOR
K-35	KOMPRESOR
K-36	KOMPRESOR
K-37	KOMPRESOR
K-38	KOMPRESOR
K-39	KOMPRESOR
K-40	KOMPRESOR
K-41	KOMPRESOR
K-42	KOMPRESOR
K-43	KOMPRESOR
K-44	KOMPRESOR
K-45	KOMPRESOR
K-46	KOMPRESOR
K-47	KOMPRESOR
K-48	KOMPRESOR
K-49	KOMPRESOR
K-50	KOMPRESOR
K-51	KOMPRESOR
K-52	KOMPRESOR
K-53	KOMPRESOR
K-54	KOMPRESOR
K-55	KOMPRESOR
K-56	KOMPRESOR
K-57	KOMPRESOR
K-58	KOMPRESOR
K-59	KOMPRESOR
K-60	KOMPRESOR
K-61	KOMPRESOR
K-62	KOMPRESOR
K-63	KOMPRESOR
K-64	KOMPRESOR
K-65	KOMPRESOR
K-66	KOMPRESOR
K-67	KOMPRESOR
K-68	KOMPRESOR
K-69	KOMPRESOR
K-70	KOMPRESOR
K-71	KOMPRESOR
K-72	KOMPRESOR
K-73	KOMPRESOR
K-74	KOMPRESOR
K-75	KOMPRESOR
K-76	KOMPRESOR
K-77	KOMPRESOR
K-78	KOMPRESOR
K-79	KOMPRESOR
K-80	KOMPRESOR
K-81	KOMPRESOR
K-82	KOMPRESOR
K-83	KOMPRESOR
K-84	KOMPRESOR
K-85	KOMPRESOR
K-86	KOMPRESOR
K-87	KOMPRESOR
K-88	KOMPRESOR
K-89	KOMPRESOR
K-90	KOMPRESOR
K-91	KOMPRESOR
K-92	KOMPRESOR
K-93	KOMPRESOR
K-94	KOMPRESOR
K-95	KOMPRESOR
K-96	KOMPRESOR
K-97	KOMPRESOR
K-98	KOMPRESOR
K-99	KOMPRESOR
K-100	KOMPRESOR

KUNCI SINGKATAN & UNIT	
MD-01	MIXING DRUM
MP-01	MIXING POINT
MP-02	MIXING POINT
MP-03	MIXING POINT
MP-04	MIXING POINT
MP-05	MIXING POINT
MP-06	MIXING POINT
MP-07	MIXING POINT
MP-08	MIXING POINT
MP-09	MIXING POINT
MP-10	MIXING POINT
MP-11	MIXING POINT
MP-12	MIXING POINT
MP-13	MIXING POINT
MP-14	MIXING POINT
MP-15	MIXING POINT
MP-16	MIXING POINT
MP-17	MIXING POINT
MP-18	MIXING POINT
MP-19	MIXING POINT
MP-20	MIXING POINT
MP-21	MIXING POINT
MP-22	MIXING POINT
MP-23	MIXING POINT
MP-24	MIXING POINT
MP-25	MIXING POINT
MP-26	MIXING POINT
MP-27	MIXING POINT
MP-28	MIXING POINT
MP-29	MIXING POINT
MP-30	MIXING POINT
MP-31	MIXING POINT
MP-32	MIXING POINT
MP-33	MIXING POINT
MP-34	MIXING POINT
MP-35	MIXING POINT
MP-36	MIXING POINT
MP-37	MIXING POINT
MP-38	MIXING POINT
MP-39	MIXING POINT
MP-40	MIXING POINT
MP-41	MIXING POINT
MP-42	MIXING POINT
MP-43	MIXING POINT
MP-44	MIXING POINT
MP-45	MIXING POINT
MP-46	MIXING POINT
MP-47	MIXING POINT
MP-48	MIXING POINT
MP-49	MIXING POINT
MP-50	MIXING POINT
MP-51	MIXING POINT
MP-52	MIXING POINT
MP-53	MIXING POINT
MP-54	MIXING POINT
MP-55	MIXING POINT
MP-56	MIXING POINT
MP-57	MIXING POINT
MP-58	MIXING POINT
MP-59	MIXING POINT
MP-60	MIXING POINT
MP-61	MIXING POINT
MP-62	MIXING POINT
MP-63	MIXING POINT
MP-64	MIXING POINT
MP-65	MIXING POINT
MP-66	MIXING POINT
MP-67	MIXING POINT
MP-68	MIXING POINT
MP-69	MIXING POINT
MP-70	MIXING POINT
MP-71	MIXING POINT
MP-72	MIXING POINT
MP-73	MIXING POINT
MP-74	MIXING POINT
MP-75	MIXING POINT
MP-76	MIXING POINT
MP-77	MIXING POINT
MP-78	MIXING POINT
MP-79	MIXING POINT
MP-80	MIXING POINT
MP-81	MIXING POINT
MP-82	MIXING POINT
MP-83	MIXING POINT
MP-84	MIXING POINT
MP-85	MIXING POINT
MP-86	MIXING POINT
MP-87	MIXING POINT
MP-88	MIXING POINT
MP-89	MIXING POINT
MP-90	MIXING POINT
MP-91	MIXING POINT
MP-92	MIXING POINT
MP-93	MIXING POINT
MP-94	MIXING POINT
MP-95	MIXING POINT
MP-96	MIXING POINT
MP-97	MIXING POINT
MP-98	MIXING POINT
MP-99	MIXING POINT
MP-100	MIXING POINT

KUNCI SINGKATAN & UNIT	
R-01	REAKTOR
R-02	REAKTOR
R-03	REAKTOR
R-04	REAKTOR
R-05	REAKTOR
R-06	REAKTOR
R-07	REAKTOR
R-08	REAKTOR
R-09	REAKTOR
R-10	REAKTOR
R-11	REAKTOR
R-12	REAKTOR
R-13	REAKTOR
R-14	REAKTOR
R-15	REAKTOR
R-16	REAKTOR
R-17	REAKTOR
R-18	REAKTOR
R-19	REAKTOR
R-20	REAKTOR