

PRA RANCANGAN
PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Ibnu Aji Putra

No. Mahasiswa : 10521044

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2016

PRA RANCANGAN
PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN
UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Ibnu Aji Putra
No. Mahasiswa : 10521044

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2016

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS
PRA RANCANGAN PABRIK

Saya, yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Ibnu Aji Putra

No.Mahasiswa : 10521044

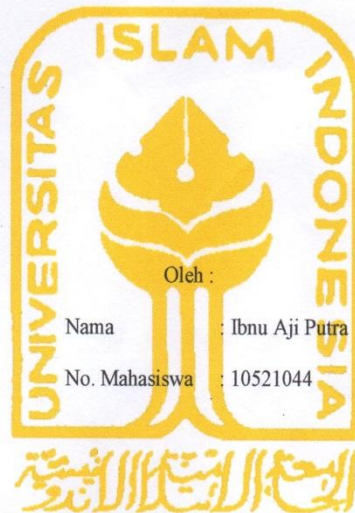
Menyatakan bahwa seluruh tugas Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka Saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun.

Dengan demikian pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagai mana mestinya.

Yogyakarta, 23 Februari 2016


Ibnu aji Putra

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN
PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN
UDARA
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



Oleh :

Nama : Ibnu Aji Putra

No. Mahasiswa : 10521044

Yogyakarta, 23 Februari 2016

Telah Disetujui dan Disahkan oleh

Dosen Pembimbing I

Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., Phd
Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

Khamdan Cahyari, ST., M.Sc
Pembimbing II

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN
PABRIK ETHYLENE OXIDE DARI ETHYLENE DAN
UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR

oleh :

Nama : Ibnu Aji Putra
No. Mhs : 10521044

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

Yogyakarta, Juli, 2016

Tim Penguji
Ketua

(Drs. Ir. Faisal RM., MSIE., Ph.D)

Anggota I

(Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE)

Anggota II

(Lilis Kistriyani, ST., M.Eng)

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

(Drs. Ir. Faisal RM., MSIE., Ph.D)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya Sederhana ini kami persembahkan untuk:

Kedua Orangtua kami, Bapak dan Ibu, tercinta yang telah mengasuh, mendidik, serta memberikan kami cinta dan kasih sayang yang berlimpah, serta yang selalu mendoakan kami kemarin, sekarang, esok, dan seterusnya....

Saudara-saudara kami tercinta, keluarga, kerabat dan orang-orang terkasih, yang telah mendukung dan memberikan perhatian kepada kami....

Sahabat serta Saudara seperjuangan Teknik Kimia 2010, segala perhatian, motivasi, serta dukungan kalian sangat berarti bagi kami...

Teman-teman setia kami...

LEMBAR MOTTO

Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan, maka apabila kamu telah selesai (dari suatu urusan), kerjakanlah dengan sungguh-sungguh (urusan) yang lain dan hanya kepada Tuhanmulah hendaknya kamu berharap.

(QS. Al-Insyirah: 6-8)

Aku mengamati semua sahabat, dan tidak menemukan sahabat yang lebih baik daripada menjaga lidah. Saya memikirkan tentang semua pakaian, tetapi tidak menemukan pakaian yang lebih baik daripada takwa. Aku merenungkan tentang segala jenis amal baik, namun tidak mendapatkan yang lebih baik daripada memberi nasihat baik. Aku mencari segala bentuk rezki, tapi tidak menemukan rezki yang lebih baik daripada sabar.

(Umar bin Kattab)

Keberhasilan Paling Indah Adalah Disaat Berhasil Bangkit dari Terkepukurukan

(Anonymous)

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT, karena dengan segala rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Etilen Oksida dari Etilen dan Udara Kapasitas 25.000 ton/tahun”.

Penulisan tugas akhir ini disusun untuk memenuhi persyaratan meraih gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Dengan terselesaikannya tugas akhir ini, sebagai rasa terima kasih dari penulis atas bantuan dari berbagai pihak yang telah membantu serta memberikan dukungan baik materil maupun spiritual, maka penulis mengucapkan banyak terima kasih yang tidak terhingga kepada:

1. Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia serta kemudahan kepada penulis sehingga mampu menyelesaikan semua dengan baik dan lancar.
2. Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D, selaku dosen pembimbing I, yang telah membimbing, memberikan motivasi serta saran kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Khamdan Cahyari, ST., M.Sc selaku dosen pembimbing II, yang telah meluangkan waktu untuk memberikan bimbingan, petunjuk, motivasi serta

saran dengan tulus ikhlas dan kesabaran kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.

5. Seluruh dosen pengajar dan karyawan jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan kepada penulis selama menuntut ilmu di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2010 yang selalu menjadi sahabat, saudara, teman di saat susah maupun senang, terima kasih sudah menjadi penasihat dan pendengar yang baik, kalian adalah saudara seperjuangan sampai akhir.
7. Kepada semua pihak yang telah membantu penulis dalam penyusunan tugas akhir yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini belum sempurna, untuk itu penulis mohon maaf sebesar-besarnya. Penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, 23 Februari 2016

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	v
LEMBAR MOTTO	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR LAMPIRAN	xvi
ABSTRACT.....	xviii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Tinjauan Pustaka	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	8
2.1. Spesifikasi Produk.....	8
2.2. Spesifikasi Bahan Baku.....	8
2.3. Spesifikasi Bahan Penunjang	10
2.4. Pengendalian Kualitas	10

	2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	11
	2.4.2. Pengendalian Proses Produksi	11
BAB III	PERANCANGAN PROSES	13
	3.1. Uraian Proses	13
	3.2. Spesifikasi Alat	15
	3.2.1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Etilen	15
	3.2.2. Tangki Penyimpanan Produk Etilen Oksida	16
	3.2.3. Reaktor	18
	3.2.4. Absorber	18
	3.2.5. Menara Distilasi	19
	3.2.6. <i>Heat Exchanger</i> 01	20
	3.2.7. <i>Heat Exchanger</i> 02	21
	3.2.8. <i>Heat Exchanger</i> 03	22
	3.2.9. <i>Heat Exchanger</i> 04	24
	3.2.10. <i>Heat Exchanger</i> 05	25
	3.2.11. <i>Heat Exchanger</i> 06	27
	3.2.12. <i>Expansion Valve</i> 01.....	28
	3.2.13. <i>Expansion Valve</i> 02.....	29
	3.2.14. <i>Expansion Valve</i> 03.....	29
	3.2.15. <i>Condensor</i>	30
	3.2.16. <i>Reboiler</i>	31
	3.2.17. <i>Accumulator</i>	32
	3.2.18. <i>Compressor</i>	33

3.3. Perencanaan Produksi	33
3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku	33
3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses.....	34
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	35
4.1. Lokasi Pabrik	35
4.1.1. Penyediaan Bahan Baku	35
4.1.2. Pemasaran Produk.....	35
4.1.3. Transportasi.....	36
4.1.4. Tenaga Kerja.....	36
4.1.5. Faktor Penunjang Lain	36
4.2. Tata Letak Pabrik.....	37
4.2.1. Daerah Administrasi dan Laboratorium.....	37
4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol	37
4.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi	37
4.2.4. Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i>	37
4.3. Tata Letak Alat Proses	39
4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk	39
4.3.2. Aliran Udara.....	39
4.3.3. Pencahayaan.....	39
4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	39
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi.....	40
4.3.6. Jarak antar Alat Proses.....	40
4.4. Alir Proses dan Material	43

4.4.1. Neraca Massa	43
4.4.2. Neraca Panas	46
4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)	51
4.5.1. Unit Pengolahan Air	51
4.5.2. Unit Penyediaan <i>Steam</i>	55
4.5.3. Unit Penyediaan Listrik	56
4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	56
4.5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan	56
4.6. Organisasi Perusahaan	58
4.6.1. Bentuk Perusahaan	58
4.6.2. Struktur Organisasi	58
4.6.3. Tugas dan Wewenang	61
4.6.4. Catatan	67
4.7. Evaluasi Ekonomi	70
4.7.1. Harga Index	71
4.7.2. Harga Alat	73
4.7.3. <i>Capital Investment</i>	74
4.7.4. <i>Manufacturing Cost</i>	82
4.7.5. <i>General Expense</i>	87
4.7.6. Total <i>Capital Investment</i>	89
4.7.7. Total Biaya Produksi	89
4.7.8. Analisa Keuntungan	89
4.7.9. Analisa Kelayakan	90

BAB V	PENUTUP.....	97
	5.1. Kesimpulan.....	97
	5.2. Saran	98
DAFTAR PUSTAKA		99
LAMPIRAN.....		102

DAFTAR TABEL

1.1	Data Impor Etilen Oksida di Asia Tenggara.....	4
1.2	Data Impor Etilen Oksida Dunia	4
1.3	Rata-rata Volume Impor Dunia	5
1.4	Proyeksi Kebutuhan Etilen Oksida	5
3.1	Kebutuhan Bahan Baku	34
4.1	Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	38
4.2	Neraca Massa Total	43
4.3	Neraca Massa Tangki Bahan Baku	44
4.4	Neraca Massa Reaktor	44
4.5	Neraca Massa Absorber	45
4.6	Neraca Massa Menara Distilasi	45
4.7	Neraca Panas Reaktor	46
4.8	Neraca Panas Absorber	47
4.9	Neraca Panas Menara Distilasi	48
4.10	Gaji Karyawan	69
4.11	Jadwal Kerja Masing-masing Regu	71
4.12	Harga Index Chemical Engineering Progress (CEP).....	73
4.13	Harga Index Hasil Regresi Linear pada Berbagai Tahun	73
4.14	Total Biaya <i>Physical Plant Cost</i>	79
4.15	<i>Fixed Capital Investment</i>	81
4.16	Total <i>Working Capital Investment</i>	83

4.17	Total <i>Direct Manufacturing Cost</i>	86
4.18	Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	87
4.19	Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	88
4.20	Total <i>Manufacturing Cost</i>	88
4.21	Total <i>General Expense</i>	89

DAFTAR GAMBAR

Gambar.....	Halaman
4.1 <i>Lay Out</i> Pabrik.....	41
4.2 Tata Letak Alat Proses.....	42
4.3 Diagram Alir Kuantitatif.....	49
4.4 Diagram Alir Kualitatif	50
4.5 Diagram Alir Air Utilitas.....	57
4.6 Struktur Organisasi	60
4.7 Grafik Hubungan Kapasitas (%) vs Biaya.....	95

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran	Halaman
1. Process Engineering Flow Diagram	103
2. Reaktor	104

ABSTRACT

Chemical Plant Design Project of Ethylene Oxide from Ethylene and Air with Capacity 25,000 ton/year is able to fulfill requirement of Ethylene Oxide in Indonesia. The plant is planed to build at Kawasan Industrial Estate Cilegon (KIEC), Banten. Ethylene will be delivered from PT. Chandra Asri Petrochemical Center, Cilegon.

Syntesis of Ethylen Oxide conducted with catalitic oxidation of Ethylene. In this case, Ethylene is reacted with air using silver catalysts. This reaction take placed in Fixed Bed Multitube Reactor that operate at temperature 260°C and pressure 25 atm, for the cooling system used saturated water . Conversion per pass at Ethylene Oxide forming is 80.9 % and 82.6 % selectivity. Reactor product sparated in water Absorber Column. Bottom product of absorber column entered at destilation column. While the most of water absorber's top product will be purged and partly recycled back to the reactor.

The supporting unit for support the process consist of Supply and Processing unit of water, Steam Supply unit, Electricity Supply unit, Fuel Supply unit, and Air Compress unit.

This plant is planed in form of Perseroan Terbatas (PT) with line and staff organization system that lead by Managing Director. Working system that used at this plant is shift and non shift working system.

From an economic shows that Percentage of Return on Investment (ROI) before tax is 77% while after tax is 37%. Pay Out Time (POT) before tax is 1,15 years while after tax is 2,1 years. The value of Break Even Point (BEP) for about 44,62%, while Shut Down Point (SDP) 35,28%. Base on profit before tax is US\$ 4.758.991,83 and profit after tax is US\$ 2.284.316,08 from an economic evaluation result, it can concluded that Ethylene Oxide plant visible to be built.

INTI SARI

Pra Perancangan Pabrik Etilen Oksida Dari Etilen Dan Udara Dengan Kapasitas 25.000 Ton/Tahun diharapkan dapat memenuhi permintaan etilen oksida di Indonesia. Pendirian pabrik direncanakan dibangun di kawasan industri estate cilegon (kiec), banten. Etilen di dapatkan dari pt. Candra asri petrochemical center cilegon.

Pembuatan etilen oksida dilakukan dengan mengoksidasi etilen dibantu dengan katalis. Dalam hal ini, etilen bereaksi dengan udara dibantu perak sebagai katalis. Reaksi ini diletakkan di reaktor fixed bed multitube dengan suhu reaksi 260°C dan pada tekanan 25 atm, sistem pendinginan menggunakan saturated water. Konversi setiap reaksi etilen oksida adalah 80,9% dan selektivitas 82,6%. Hasil dari reaktor dipisahkan menggunakan air pada menara absorber. Hasil bawah dari menara absorber di alirkan menuju menara distilasi. Sedangkan hasil atas menara absorber sebagian dibuang dan sebagian lagi direcycle kembali menuju reaktor.

Unit utilitas untuk membantu proses terdiri dari unit penyuplai dan pengolahan air, unit penyuplai steam, unit pembangkit listrik, unit penyuplai bahan bakar dan unit udara tekan.

Pabrik ini direncanakan dalam bentuk perseroan terbatas (pt) dengan pemimpin tertinggi direktur. Sistem kerja pada perusahaan ini berupa shift dan non shift.

Dari analisa ekonomi dapat dilihat persentase return on investment (roi) sebelum pajak adalah 77% sedangkan sesudah pajak 65%. Pay out time (pot) sebelum pajak ialah 1,15 tahun sedangkan sesudah pajak ialah 1,32 tahun. Nilai dari *Break Even Point* (BEP) ialah 44,62%, sementara Shut Down Point (SDP) 35,28%. Keuntungan sebelum pajak US\$ 4.758.991,3 dan keuntungan setelah pajak US\$4.045.143,06. Dari hasil analisa ekonomi diatas maka pendirian pabrik etilen oksida memungkinkan untuk dibangun.

ABSTRACT

Chemical Plant Design Project of Ethylene Oxide from Ethylene and Air with Capacity 25,000 ton/year is able to fulfill requirement of Ethylene Oxide in Indonesia. The plant is planed to build at Kawasan Industrial Estate Cilegon (KIEC), Banten. Ethylene will be delivered from PT. Chandra Asri Petrochemical Center, Cilegon.

Syntesis of Ethylen Oxide conducted with catalitic oxidation of Ethylene. In this case, Ethylene is reacted with air using silver catalysts. This reaction take placed in Fixed Bed Multitube Reactor that operate at temperature 260°C and pressure 25 atm, for the cooling system used saturated water . Convection per pass at Ethylene Oxide forming is 80.9 % and 82.6 % selectivity. Reactor product sparated in water Absorber Column. Bottom product of absorber column entered at destilation column. While the most of water absorber's top product will be purged and partly recycled back to the reactor.

The supporting unit for support the process consist of Supply and Processing unit of water, Steam Supply unit, Electricity Supply unit, Fuel Supply unit, and Air Compress unit.

This plant is planed in form of Perseroan Terbatas (PT) with line and staff organization system that lead by Managing Director. Working system that used at this plant is shift and non shift working system.

From an economic shows that Percentage of Return on Investment (ROI) before tax is 77% while after tax is 37%. Pay Out Time (POT) before tax is 1,15 years while after tax is 2,1 years. The value of Break Even Point (BEP) for about 44,62%, while Shut Down Point (SDP) 35,28%. Base on profit before tax is US\$ 4.758.991,83 and profit after tax is US\$ 2.284.316,08 from an economic evaluation result, it can concluded that Ethylene Oxide plant visible to be built.

INTI SARI

Pra Perancangan Pabrik Etilen Oksida Dari Etilen Dan Udara Dengan Kapasitas 25.000 Ton/Tahun diharapkan dapat memenuhi permintaan etilen oksida di Indonesia. Pendirian pabrik direncanakan dibangun di kawasan industri estate cilegon (kiec), banten. Etilen di dapatkan dari pt. Candra asri petrochemical center cilegon.

Pembuatan etilen oksida dilakukan dengan mengoksidasi etilen dibantu dengan katalis. Dalam hal ini, etilen bereaksi dengan udara dibantu perak sebagai katalis. Reaksi ini diletakkan di reaktor fixed bed multitube dengan suhu reaksi 260°C dan pada tekanan 25 atm, sistem pendinginan menggunakan saturated water. Konversi setiap reaksi etilen oksida adalah 80,9% dan selektivitas 82,6%. Hasil dari reaktor dipisahkan menggunakan air pada menara absorber. Hasil bawah dari menara absorber di alirkan menuju menara distilasi. Sedangkan hasil atas menara absorber sebagian dibuang dan sebagian lagi direcycle kembali menuju reaktor.

Unit utilitas untuk membantu proses terdiri dari unit penyuplai dan pengolahan air, unit penyuplai steam, unit pembangkit listrik, unit penyuplai bahan bakar dan unit udara tekan.

Pabrik ini direncanakan dalam bentuk perseroan terbatas (pt) dengan pemimpin tertinggi direktur. Sistem kerja pada perusahaan ini berupa shift dan non shift.

Dari analisa ekonomi dapat dilihat persentase return on investment (roi) sebelum pajak adalah 77% sedangkan sesudah pajak 65%. Pay out time (pot) sebelum pajak ialah 1,15 tahun sedangkan sesudah pajak ialah 1,32 tahun. Nilai dari *Break Even Point* (BEP) ialah 44,62%, sementara Shut Down Point (SDP) 35,28%. Keuntungan sebelum pajak US\$ 4.758.991,3 dan keuntungan setelah pajak US\$4.045.143,06. Dari hasil analisa ekonomi diatas maka pendirian pabrik etilen oksida memungkinkan untuk dibangun.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Sektor industri Indonesia perlu ditumbuh kembangkan guna meningkatkan perekonomian negara sehingga dapat bersaing dengan negara-negara Asean. Salah satu industri yang cukup menjanjikan untuk meningkatkan perekonomian Indonesia adalah disektor Industri kimia. Siaran pers oleh menteri perindustrian MS.Hidayat dalam sambutannya yang dibacakan Dirjen Basis Industri Manufaktur (BIM) Harjanto di acara Indonesia International Chemical (INACHEM) Expo 2014 Salah satu sektor yang dijadikan acuan pertumbuhan industri adalah kimia dan logam. Dirjen BIM mengatakan, rantai nilai industri kimia terkait erat dengan sektor ekonomi produktif yaitu pangan, sandang, dan papan, serta penyediaan bahanbaku berbagai industri hilir antara lain industri cat dan coating, elektronik, serta otomotif. Seiring dengan akan ditingkatkannya industri kimia maka kebutuhan akan bahan kimia itu sendiri akan terus meningkat baik bahan baku dan bahan olahannya.

Salah satu bahan kimia yang sering digunakna untuk diolah lebih lanjut adalah ethylene oxide (etilen oksida) sering disebut epoksietan atau oxirane. Etilen oksida banyak ditemukan pada produksi solvent, tekstil, detergen, bahan anti beku, kosmetik dan sebagainya.

Etilen oksida selain untuk penggunaan langsung, juga dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan:

- Monoetilen Glycol, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan air, merupakan agen anti beku yang digunakan pada mesin-mesin, Juga digunakan untuk bahan baku produksi polietilen terephthalate (PET), dan sebagai cairan penukar panas.
- Dietilen Glycol, merupakan agen pelunak yang digunakan pada gabus, lem, dan kertas. Juga digunakan sebagai solven dan agen de-icing pada pesawat terbang maupun bandara.
- Trietilen Glycol, merupakan agen humectant yang juga digunakan sebagai solven, pembersih dan pengering gas. Sering digunakan sebagai drying agent pada pengolahan gas alam.
- Tetraetilen Glycol, merupakan agen ekstraksi yang digunakan dalam ekstraksi hidrokarbon aromatik.
- Polietilen Glycol, digunakan sebagai bahan baku pembuatan kosmetik, farmasi, pelumas, solven, bahan penunjang pembuatan keramik dan bahan pembuat perekat maupun tinta cetak.
- Polietilen oksida (Polyox), dihasilkan dengan reaksi polimerisasi dengan melibatkan logam golongan IIA dan IIIA. Digunakan dalam bidang pertanian, agen koagulasi dan bahan pengemas.

- Etilen Glycol Ether, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan alkohol. Digunakan sebagai minyak rem, detergen, solven cat. Sering juga digunakan untuk bahan pengekstrak bagi SO_2 , H_2S , CO_2 , dan merkaptan dari gas alam.
- Ethanolamine, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan amonia. Digunakan sebagai bahan kimia dalam proses akhir tekstil, kosmetik, sabun, detergen dan pemurnian gas alam.
- Nonionic Surfactant, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan alkilphenol, alkilmerkaptan atau polipropilen glikol. Digunakan sebagai bahan pengemulsi pada proses polimerisasi, bahan dasar industri surfaktan, pembuatan kertas dan daur ulang.

Melihat banyaknya produk turunan dari etilen oksida maka dapat diproyeksikan bahwa kebutuhan akan etilen oksida akan terus meningkat seiring bertumbuhnya industri kimia di Indonesia. Maka pendirian pabrik etilen oksida akan berdampak positif dikarenakan di Indonesia sendiri produksi etilen oksida masih belum dapat memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri. Sebagian besar industri yang mengolah etilen oksida masih mengimpor dari negara lain seperti Singapura, Cina, Jerman, Amerika Serikat, Italia, Spanyol, Jepang dan Perancis (BPS Yogyakarta, 2014).

Selain alasan-alasan diatas, pendirian pabrik ini juga didasarkan pada hal-hal berikut:

- Terciptanya lapangan pekerjaan, yang berarti mengurangi pengangguran.

- Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan bahan baku etilen oksida.
- Meningkatkan perekonomian Indonesia pada sektor industry kimia
- Menurunkan ketergantungan impor.
- Meningkatkan sumber daya manusia melalui proses alih teknologi.

Melihat alasan diatas pendirian pabrik etilen oksida tentunya akan menguntungkan hal ini diperkuat juga dengan melihat dari beberapa negara pengguna etilen oksida dibawah ini:

Tabel 1.1 Data Pengimpor Etilen Oksida di Asia tenggara (dalam Kg)

NEGARA	Tahun					
	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Australia	2.159	18.665	61.667	87.067	87.424	126.396
Indonesia	12.278	27.649	201.004	166.398	62.669	136.306
Malaysia	69.1919	937.101	1.196.957	551.920	760.962	724.365
Philippines	18.4860	46.761	70.290	191.549	418.162	409.373
Singapore	57.7780	56.1810	611.765	681.017	474.695	265.592
Thailand	46.4436	40.5453	450.865	455.473	521.342	530.695
Rata-rata	322.238,7	332.906,5	432.091,3	355.570,7	387.542,3	365.454,5

Sumber: United Nation Statistics Division, 2014

Tabel 1.2 Data Pengimpor Etilen Terbesar Dunia (dalam Kg)

NEGARA	Tahun					
	2005	2006	2007	2008	2009	2010
France	41.421.300	28.754.400	28.496.500	22.937.300	37.254.300	38.884.300
Germany	79.669.000	96.440.900	159.250.697	182.510.257	140.498.900	145.861.100
Italy	103.805.184	108.506.789	107.189.188	99.701.038	88.99.0861	99.720.929
Switzerland	11.880.659	13.101.953	12.528.006	123.37.807	10.241.963	15.330.139
Rata-rata	59.194.036	61.701.011	76.866.098	79.371.601	69.246.506	74.949.117

Sumber: United Nation Statistics Division, 2014

Dari ke dua data tersebut maka diambil salah satu sebagai sumber acuan penentuan proyeksi kapasitas pabrik etilen oksida dan untuk itu dipakailah data pengimpor etilen oksida terbesar dunia sebagai acuan. Proyeksi kebutuhan etilen oksida dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 1.3 Rata-rata Volume Pengimpor Etilen Oksida terbesar Dunia

Tahun	Volume (Ton)
2005	59.194,036
2006	61.701,011
2007	76.866,098
2008	79.371,601
2009	69.246,506
2010	74.949,117

Sumber: United Nation Statistics Division 2014

Dengan menggunakan data rata-rata diatas jika dibuat persamaan garis lurus, dengan X sebagai fungsi tahun dan Y sebagai fungsi volume maka didapat persamaan:

$$y = 2,969.07x - 5,890,183.37$$

Pers. 1.1

Dengan persamaan diatas maka proyeksi kebutuhan etilen dimasa mendatang adalah:

Tabel 1.4 Poyeksi Kebutuhan etilen Oksida

Tahun	Volume (Ton)
2005	59.194,036
2006	61.701,011
2007	76.866,098
2008	79.371,601
2009	69.246,506
2010	74.949,117
2011	81.823
2012	84.792,67

Tahun	Volume (Ton)
2013	87.762,34
2014	90.732,01
2015	93.701,68
2016	96.671,35
2017	99.641,02
2018	102.610,69
2019	105.580,36
2020	108.550,03

Melihat hasil proyeksi diatas maka dapat disimpulkan bahwa prediksi kebutuhan etilen oksida ditahun 2020 adalah sebesar 108.550,03 ton. Sehingga kapasitas pabrik etilen oksida yang akan didirikan ialah sebesar 25% dari total kebutuhan etilen oksida pada tahun 2020 atau kurang lebih sebesar 25.000 ton pada setiap taun nya dengan alasan, kapasitas tersebut diharapkan sudah dapat memenuhi kebutuhan pasar etilen oksida didalam negeri, kawasan Asia Tenggara dan sebagian kebutuhan negara pengimpor terbesar etilen oksida di dunia.

1.2 TINJAUAN PUSTAKA

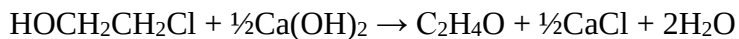
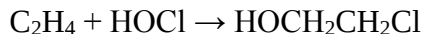
1.2.1 Macam-macam Proses

Etilen oksida pertama kali disintesis oleh Wurtz tahun 1859 dan kemudian dikenal dengan proses klorohidrin. Produksi pertama etilen oksida secara komersial dimulai tahun 1914 hingga sekarang. Tahun 1931, Lefort mengembangkan proses oksidasi langsung yang menggeser keberadaan proses klorohidrin hingga sekarang (Mc Ketta, 1976). Proses pembentukan Etilen oksida adalah sebagai berikut:

Proses Pembentukan Etilen Oksida dari Etilen Klorohidrin

Proses klorohidrin terdiri atas dua reaksi utama yaitu reaksi pembentukan etilen klorohidrin dan reaksi pembentukan etilen oksida dari etilen klorohidrin.

Reaksinya adalah:



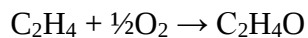
Reaksi pertama berlangsung dalam reaktor *packed tower* pada tekanan 2-3 atm dan suhu 27 – 43°C dengan *yield* teoritis antara 85-90 persen. Pada reaktor pertama ini perlu pengendalian yang cermat untuk menekan terbentuknya produk reaksi samping, yaitu etilen diklorida.

Produk dari reaktor pertama yang berupa cairan etilen klorohidrin yang keluar dari dasar reaktor selanjutnya direaksikan dengan *slurry* Ca (OH)₂ dalam reaktor hidrolisa pada 100°C. *Yield* reaksi kedua adalah 90–95 %. Hasil reaktor kedua berupa uap etilen oksida yang kemudian dikondensasikan untuk diembunkan dan kemudian dialirkan ke inti pemurnian (Mc Ketta, 1976).

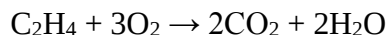
Proses Pembentukan Etilen Oksida dari Etilen dan Udara

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

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Dengan proses ini, konversi reaksi dapat ditingkatkan menjadi 80,9% dengan selektivitas 82,6 %. Oksigen, etilen dan gas *recycle* dimasukkan dalam sebuah reaktor katalitik *multi tube* untuk membentuk etilen oksida dengan tekanan 25,66 atm dan suhu

260° C -300° C. Adanya CO₂ dalam reaktor utama dari udara akan menurunkan *yield* 10 – 30 %.

Dari penjabaran proses-proses diatas dapat diketahui kekurangan dan kelebihan masing-masing proses. Dengan mengetahui kekurangan dan kelebihan proses-proses pembentukan etilen oksida maka proses yang dipilih adalah proses pembentukan etilen oksida menggunakan udara dengan alasan proses yang sederhana hanya menggunakan satu reaktor , selektifitas yang tinggi (82,6%) dan konversi yang relatif tinggi (80,9%)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 SPESIFIKASI PRODUK

Etilen Oksida

Wujud	: Cair, tak berwarna
Suhu Penyimpanan	: 4,243°C
Tekanan	: 1 atm
Berat jenis	: $\pm 0,897$ gr/ml
Kemurnian	: 99,5 % berat
Impuritas Air	: 0,5 % berat
Data Kelarutan	: 29 ml Vapor/ml Solvent pada suhu 20 ⁰ C tekanan 27 atm
Titik Didih	: 10,4 ⁰ C Pada tekanan 101,3 kPa

2.2 SPESIFIKASI BAHAN BAKU

Etilen

Wujud	: Cair, tidak berwarna
Suhu Operasi	: 10°C
Tekanan	: 45,5 atm

Berat Molekul	: ± 28 gr/mol
Berat jenis	: 0,85 gr/ml
Kemurnian	: 99,94 % berat
Impuritas	: Metana : 0,05 % berat Etana : 0,01 % berat
Data kelarutan	: 0,12 g Dalam 1 kg air pada suhu 30° C
Titik Didih	: -102.4 ⁰ C pada Tekanan 700 mm Hg

Udara

Wujud	: Gas
Suhu Operasi	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Berat Molekul	: $\pm 28,97$ gr/mol
Kemurnian	: O ₂ 21 % berat
Impuritas	: N ₂ 79 % berat

Data Kelarutan : $O_2 = 0,03$ g Dalam Setiap 1 kg Air Pada Suhu 40^0 C

$N_2 = 0,01$ g Dalam Setiap 1 kg Air Pada Suhu 60^0 C Titik

Titik Didih : $O_2 = -297.3^{\circ}$ F Pada Tekanan 760.0 mm Hg

$N_2 = -320.1^{\circ}$ F Pada tekanan 760.0 mm Hg

2.3 SPESIFIKASI BAHAN PENUNJANG

Katalis

Katalis : Perak dengan penyangga alumina

Tipe : *Sheel Westhollow Silver*

Bentuk : *Cylindrical*

Diameter : 0,25 inch

Bulk Berat jenis : 55 lb/cuft

Komposisi : Ag : 17,24 % berat

Al_2O_3 : 82 % berat

Senyawa lain : 0,76 % berat

2.4 PENGENDALIAN KUALITAS

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Etilen Oksida ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 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. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa etilen dan bahan-bahan pembantu perak-alumina dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

2.4.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.4.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.2.3 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.

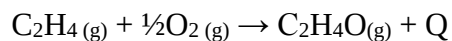
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 URAIAN PROSES

Etilen yang disimpan di tangki (T-01) dalam bentuk cair pada temperatur 10°C dan tekanan 45,5 atm dialirkan masuk ke dalam *expansion valve* (EV-01) untuk diturunkan tekanannya menjadi 25 atm, kemudian dipanaskan menggunakan *heater* (HE-01) sehingga fasenya berubah menjadi gas pada temperatur 260°C. Udara pada kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm dikompresi menggunakan *compressor* (C) hingga tekanannya menjadi 25 atm serta temperaturnya naik menjadi 208,0585°C, kemudian dinaikkan temperaturnya menggunakan *heater* (HE-02) sampai 260°C.

Uap etilen pada temperatur dan tekanan yang sama dengan udara yaitu pada temperatur 260°C dan tekanan 25 atm dicampur kemudian dialirkan masuk ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) agar terjadi reaksi dengan bantuan katalis Ag (perak) dengan penyangga alumina yang berlangsung pada temperatur 260°C dan tekanan 25 atm. Konversi reaksi sebesar 80,9% dengan selektivitas 82,6%. Reaksi utama yang terjadi di reaktor:



Reaksi samping :



Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa *saturated water* untuk mencegah reaksi melewati range suhu yang diijinkan. Reaksi yang berlangsung menghasilkan produk etilen oksida sebanyak 3156,56 kg/jam, CO₂ sebanyak 1475,35 kg/jam dan H₂O sebanyak 362,913 kg/jam. Gas hasil reaksi dari reaktor *fixed bed multitube* keluar dengan temperatur 260°C dan tekanan 25 atm, kemudian diturunkan temperaturnya menggunakan *cooler* (HE-03) menjadi 180°C.

Gas keluaran reaktor yang telah didinginkan akan masuk ke *water absorber* (A) lewat bagian bawah kolom sedangkan sebagai penyerapnya adalah air masuk lewat bagian atas kolom. Di kolom absorber ini, etilen oksida akan terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 180°C dan tekanan 25 atm. Hasil bawah berupa larutan etilen oksida dan air sedangkan hasil atas berupa gas sisa reaktan. Gas sisa reaktan ini akan di-*purging* untuk mencegah terjadinya akumulasi hasil reaksi dari reaktor, kemudian diturunkan tekanannya menggunakan *expansion valve* (EV-02) dan menaikkan temperaturnya menggunakan *heater* (HE-04) sehingga tekanannya menjadi 25 atm dan temperaturnya menjadi 260°C. Gas hasil *purging* kemudian di-*recycle* kembali ke reaktor.

Larutan etilen oksida pada temperatur 180°C dan tekanan 25 atm diturunkan tekanannya dan temperaturnya menggunakan *expansion valve* (EV-03) dan *Heat exchanger* sehingga tekanannya menjadi 4 atm dan temperatur 141,69°C, kemudian diumpankan ke dalam sebuah menara distilasi (MD) untuk dimurnikan. Hasil atas menara distilasi (MD) adalah produk etilen oksida dengan kemurniaan 99,5 % sedangkan hasil bawah sebagian besar air dengan sedikit kandungan etilen oksida.

Produk etilen oksida hasil menara atas sebanyak 3118.68 kg/jam dengan kandungan air sebanyak 15.49 kg/jam. Hasil atas menara distilasi (MD) pada temperatur 59°C dan tekanan 4 atm diturunkan tekanannya menggunakan *expansion valve* (EV-04) dan menurunkan temperaturnya menggunakan *cooler* (HE-05) sehingga tekanannya menjadi 1 atm dan temperaturnya menjadi 4,243°C. Produk etilen oksida kemudian disimpan pada fase cair di tangki penyimpanan (T-02) pada temperatur 4,243°C dan tekanan 1 atm.

3.2 SPESIFIKASI ALAT

3.2.1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Etilen (T-01)

Fungsi	: Menyimpan etilen sebanyak 1094,77 ton untuk keperluan 15 hari
Jenis	: Tangki silinder horizontal dengan <i>torispherical dishedhead</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 5114,23 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan = 45,5 atm Suhu = 10°C
Spesifikasi	: Diameter = 30,49 m Tinggi = 12, m Tebal Head = 0,4375 in

Tebal shell tiap course plate

Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi:

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
1	42	36	0,3777	3/8	0,3750
2	36	30	0,3407	1/4	0,2500
3	30	24	0,3037	1/4	0,2500
4	24	18	0,2667	1/4	0,2500
5	0	0	0,1477	1/4	0,2500

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Harga : \$ 116.408,93

3.2.2. Tangki Penyimpanan Produk Etilen Oksida (T-02)

Fungsi : Menyimpan produk etilen oksida selama 15 hari sebanyak

1128,303 ton.

Jenis : Tangki silinder tegak dengan *elliptical dished head*

Fase : Cair

Jumlah : 1 buah

Volume : 2968,3201 m³

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
 Suhu = 4,243°C
 Spesifikasi : Diameter = 24,38 m
 Tinggi = 9,14 m
 Tebal Head = 1 in

Tebal shell tiap course plate

Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi:

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
1	30	24	0,4532	1/2	0,5000
2	24	18	0,3853	1/2	0,5000
3	18	12	0,3174	3/8	0,3750
4	12	6	0,2495	1/4	0,2500
5	0	0	0,1816	1/4	0,2500

Bahan : *Carbon Steel 285 grade C*

Harga : \$ 77.152,47

3.2.3. Reaktor (R)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi etilen dan oksigen menjadi etilen oksida dengan laju produksi etilen oksida sebanyak 31.979,3 kg/jam

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi Operasi : Eksotermis

Tekanan = 25 atm

Suhu = 260°C

Spesifikasi : Diameter = 2,33 m

Tinggi = 5.18 m

Tebal Shell = 1/4 in

Tebal Head = 1 1/2 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 80.910,63

3.2.4. Absorber (A)

Fungsi : Menyerap etilen oksida yang terbentuk sebanyak 3.156,56 kg/jam dengan menggunakan absorbent air sebanyak 129.132 kg/jam

Jenis	: <i>Packing Tower</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 25 atm
	Suhu = 180°C
Spesifikasi	: Diameter = 1,2088 m
	Tinggi = 3,8107 m
	Tebal Shell = 2 1/4 in
	Tebal head = 2 3/4 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 129 Grade A</i>
Harga	: \$ 187.329,31

3.2.5. Menara Distilasi (MD)

Fungsi	: Memisahkan air dari produk etilen oksida sebanyak 132.652 kg/jam
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	: - Puncak Menara : Tekanan = 4 atm
	Suhu = 50,84°C
	- Umpan : Tekanan = 4 atm
	Suhu = 141,69°C
	- Dasar Menara : Tekanan = 4 atm
	Suhu = 144°C

Spesifikasi : Diameter = 2,227 m
 Tinggi = 7,508 m
 Tebal Shell = 7/16 in
 Tebal Head = 7/16 in
 Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
 Harga : \$ 3.418,12

3.2.6. Heat Exchanger 01 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan fluida sebanyak 2432,8259 kg/jam dari T-01 menuju reaktor

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 1.094.491,93 Btu/jam

Luas transfer panas : 261.901 ft²

Panjang : 8 ft

Shell Side

- Fluida Panas : Steam

Ukuran :

- ID : 15 1/4 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida dingin : Gas etilen, metana, dan etana

Ukuran :

- Jumlah tube : 84
- OD; BWG : 1.5 in; 14
- ID : 1,33 in
- Pass : 6

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,043 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE-01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 16.648,34

3.2.7. Heat Exchanger 02 (HE-02)

Fungsi : Memanaskan udara dari compressor (C) sebanyak 29837,26 kg/jam menuju reaktor (R)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 1.569.410,917 Btu/jam

Luas transfer panas : 451,7988 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- ID : 19 1/4 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida dingin : Udara

Ukuran :

- Jumlah tube : 60

- OD; BWG : 1 1/2 in; 18

- ID : 1,4 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0201 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-02 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min}$

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 23.091,66

3.2.8. Heat Exchanger 03 (HE-03)

Fungsi : Mendinginkan fluida dari reaktor (R) sebanyak 31979,2781 kg/jam menuju absorber (A)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 2700961,356 Btu/jam

Luas transfer panas : 236,098 ft²

Panjang : 15 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 12 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida panas : Gas etilen oksida, etilen, metana, etana, oksigen,
nitrogen, karbon dioksida, dan air

Ukuran:

- Jumlah Tube : 61

- OD; BWG : 1 in; 12

- ID : 0,784 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,0145 hr.ft².F/Btu

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

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 15.643,88

3.2.9. Heat Exchanger 04 (HE-04)

Tugas : Memanaskan fluida hasil recycle sebanyak 21616,6968 kg/jam
menuju reaktor (R)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 6568273,45 Btu/jam

Luas transfer panas : 1740,2005 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Gas etilen, metana, etana, oksigen, nitrogen, dan karbon dioksida

Ukuran :

- ID : 21 1/4 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 341

- OD; BWG : 1 in; 14

- ID : 0,834 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0.0220 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-04 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min*

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 51.861,825

3.2.10. Heat Exchanger 05 (HE-05)

Fungsi : Mendinginkan fluida dari Absorber menuju MD sebanyak

3.8721.804,14 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 9.204.221,0371 Btu/jam

Luas transfer panas : 1.181,2614 ft²

Panjang : 15 ft

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 29 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 4

Tube Side

- Fluida panas : Gas etilen oksida dan air

Ukuran :

- Jumlah *Tube* : 341

- OD; BWG : 1 in; 12

- ID : 0.584 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,0168 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE-05 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min*

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 41.105,11

3.2.11. Heat Exchanger 06 (HE-06)

Fungsi	: Mendinginkan fluida hasil atas menara distilasi (MD) sebanyak 2525,2525 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Beban Panas	: 286.246,93 Btu/jam
Luas transfer panas	: 344,96 ft ²
Panjang	: 15 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Brine
- Ukuran :
- ID : 19 1/4 in
- Baffle space : 10 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas etilen oksida dan air
- Ukuran :
- Jumlah *Tube* : 43
- OD; BWG : 1,5 in; 16
- ID : 1,37 in
- Pass : 6

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,0168 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE-05 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min*

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 19.640,45

3.2.12. Expansion Valve 01 (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan etilen dari tangki penyimpanan sebanyak
3.041,028 kg/jam menuju HE-01

Jenis : *Globe Valve*

Debit : 14,2062 m³/jam

Spesifikasi : - ID = 2,067 in
- OD = 2,375 in
- $a't = 3,355 \text{ in}^2$
- $v = 1.8231 \text{ m/s}$

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 164.259

3.2.13. Expansion Valve 02 (EV-02)

Fungsi	: Menurunkan tekanan fluida keluar absorber (A) sebanyak 132.651,56 kg/jam menuju menara distilasi (MD)
Jenis	: <i>Globe Valve</i>
Debit	: 341,6407 m ³ /jam
Spesifikasi	: - ID = 10,02 in - OD = 10,75 in - a't = 78,85 in ² - v = 1,8710 m/s
Bahan	: <i>Stainlees Steel</i>
Harga	: \$ 431,43

3.2.14. Expansion Valve 03 (EV-03)

Fungsi	: Menurunkan tekanan fluida keluar menara distilasi (MD) sebanyak 3134,1759 kg/jam menuju HE-05
Jenis	: <i>Globe Valve</i>
Debit	: 9,2482 m ³ /jam
Spesifikasi	: - ID = 1,61 in - OD = 1,9 in - a't = 2,04 in ² - v = 1,9521 m/s

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 138,21

3.2.15. Condensor (CD)

Fungsi : Mengembunkan fluida sebanyak 3134,1806 kg/jam dari hasil
atas menara distilasi (MD)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 1665278,8127 Btu/jam

Luas transfer panas : 2935,9531 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 37 in

- Baffle space : 18,5 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas etilen oksida dan H₂O

Ukuran :

- Jumlah Tube : 465

- OD; BWG : 1 in; 18

- ID	: 1,25 in
- Pass	: 1
Dirt Factor min	: 0,003 hr.ft ² .F/Btu
Dirt Factor available	: 0,0535 hr.ft ² .F/Btu
Catatan	: Condensor memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$
Bahan	: <i>Stainlees Steel</i>
Harga	: \$ 74.927,22

3.2.16. Reboiler (RB)

Fungsi	: Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD) sebanyak 129517,46 kg/jam
Jenis	: <i>Kettle Reboiler</i>
Beban Panas	: 2984227,107 Btu/jam
Luas transfer panas	: 188,0677 ft ²
Panjang	: 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Gas etilen oksida dan H₂O

Ukuran :

- ID	: 10 in
- Baffle space	: 4 in
- Pass	: 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 45

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 1 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,006 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 7.506,53

3.2.17. Accumulator (ACC)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD)
sebanyak 3134,1806 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :

- Diameter = 0,6064 m

- Panjang = 3,6381 m

- Tebal Shell = 5/8 in

- Tebal Head = 5/8 in

Harga : \$ 7.120,14

3.2.18. Compressor (C)

Tugas : Menaikkan tekanan fluida sebanyak 29837,2600 kg/jam dari tekanan 1 atm menjadi 25 atm

Jenis : *Sentrifugal multistage*

Jumlah stage : 3

Power teoritis : 198,844 Hp

Power motor : 200 Hp

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 79.923,83

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 Center* (CAPC) di Cilegon, Banten.

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Kebutuhan Etilen = 3.041,029 kg/jam	24.091,3	600.000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku etilen 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 dan 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 sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik di masa datang. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar.

Lokasi pabrik Etilen Oksida direncanakan didirikan di daerah Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1. Penyediaan Bahan Baku

Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik Etilen Oksida didirikan dekat penghasil utama bahan baku (etilen), yaitu pabrik etilen milik PT. Chandra Asri *Petrochemical Center* di Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi etilen 600.000 ton/tahun.

4.1.2. Pemasaran Produk

Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai pasar yang baik bagi Etilen Oksida. Sampai saat ini pabrik yang butuh Etilen Oksida sebagian besar masih di Jawa, yang masih disuplai dari luar negeri

4.1.3. Transportasi

Sarana transportasi darat dan laut sudah tidak menjadi masalah, karena di Cilegon fasilitas jalan raya dan pelabuhan sudah memadai.

4.1.4. Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

4.1.5. Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, 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 pabrik Etilen Oksida di Indonesia.

4.2. TATA LETAK PABRIK

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. 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.

4.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

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 Tamu	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
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2275
<i>Control Room</i>	28	10	280
<i>Control Utilitas</i>	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah			10979
Luas Bangunan			6379
Total	533	331	10979

4.3. TATA LETAK ALAT PROSES

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik 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.

4.3.2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan 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.

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.

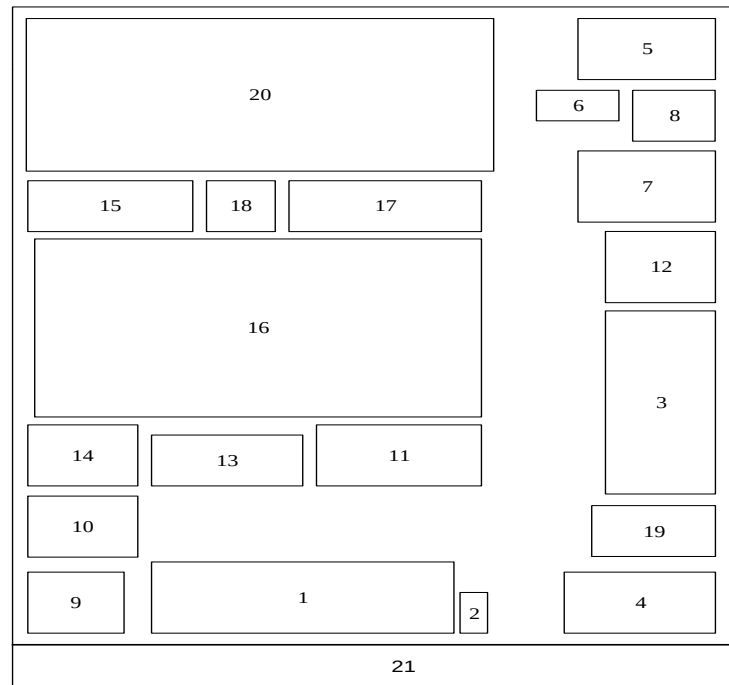
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

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.

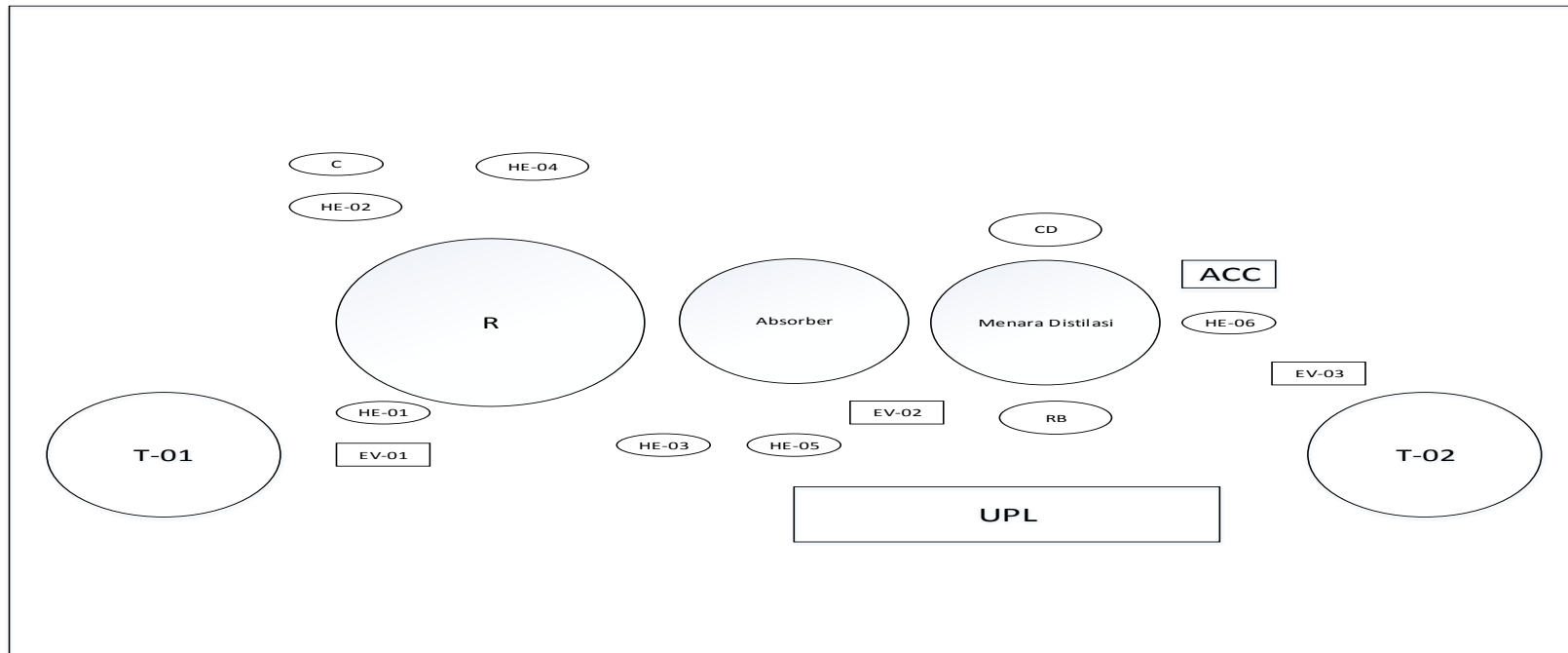
LAY OUT PABRIK ETILEN OKSIDA



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik Skala 1:1200

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama | 11. Bengkel |
| 2. Pos Keamanan | 12. Unit Pemadam Kebakaran |
| 3. Mess | 13. Gudang Alat |
| 4. Parkir Tamu | 14. Laboratorium |
| 5. Parkir truk | 15. Utilitas |
| 6. Ruang timbang truk | 16. Area Proses |
| 7. Kantor teknik dan produksi | 17. Kontrol room |
| 8. Klinik | 18. Kontrol Utilitas |
| 9. Masjid | 19. Taman |
| 10. Kantin | 20. Perluasan Pabrik |
| | 21. Jalan Raya |



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

Keterangan Gambar :

A	: Absorber	CD	: Condenser	MD	: Menara Distilasi	T	: Tangki
EV	: Expansion Valve	R	: Reaktor				
C	: Compressor	HE	: Heat Exchanger	RB	: Reboiler		

4.4. ALIR PROSES DAN MATERIAL

4.4.1. Neraca Massa

4.4.1.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Produk	Limbah
Etilen (C ₂ H ₄)	2.431,8669	-	140,8789
Oksigen (O ₂)	5.561,8901	-	3.446,28
Nitrogen (N ₂)	18.307,8884	-	18.307,8884
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	-	3.118,68	37,8788
Karbon Dioksida (CO ₂)	-	-	887.121
Air (H ₂ O)	129.132,1344	15,4959	129.479,5518
Metana (CH ₄)	0,6952	-	0,6952
Etana (C ₂ H ₆)	0,2607	-	0,2607
Total	155.416,61595	155.416,61595	

4.4.1.2. Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Tangki Bahan Baku (Etilen)

Tabel 4.3. Neraca Massa Tangki Bahan Baku

Komponen	Keluar, kg/jam
Etilen (C ₂ H ₄)	2.431,8669
Metana (CH ₄)	0,6952
Etana (C ₂ H ₆)	0,2607
Total	2.432,8228

4.4.1.2.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R)

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
Etilen (C ₂ H ₄)	3.039,834	748,8456
Oksigen (O ₂)	6.952,3627	4.836,75259
Nitrogen (N ₂)	97.316,067	97.316.067
Metana (CH ₄)	0,8690	0,8690
Etana (C ₂ H ₆)	0,3258	0,3258
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	-	3.156,5632
Karbon Dioksida (CO ₂)	588,2272	1.475,3486
Air (H ₂ O)	-	362,9133
Total	107.897,69	107.897,69

4.4.1.2.3 Absorber (A)

Tabel 4.5. Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up to Recycle	Bottom to MD
Etilen (C_2H_4)	748,8456	748,8456	-
Oksigen (O_2)	4.836,7525	4.836,7525	-
Nitrogen (N_2)	97.316.067	97.316.067	-
Metana (CH_4)	0,8690	0,8690	-
Etana (C_2H_6)	0,3258	0,3258	-
Etilen Oksida (C_2H_4O)	3.156,563	-	3.156,563
Karbon Dioksida (CO_2)	1.475,3486	1.475,3486	-
Air (H_2O)	129.495.05	-	129.495.05
Total	237.392,7	237.392,7	

4.4.1.2.4 Menara Distilasi (MD)

Tabel 4.6. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Distilat	Bottom
Etilen Oksida (C_2H_4O)	3.156,5632	3.118,68	37,8787
Air (H_2O)	129.495,0477	15,4959	129.479,5518
Total	132.651,611	132.651,611	

4.4.2. Neraca Panas

Suhu referensi = 25°C

4.4.2.1. Reaktor

Tabel 4.7. Neraca Panas Reaktor

Komponen	ΔH in, kJ/jam	ΔH out, kJ/jam
Etilen (C ₂ H ₄)	-144.2189.40	355.276.88
Oksigen (O ₂)	-1.618.182.93	1.125.773,75
Nitrogen (N ₂)	-24.989.734.22	24.989.734.22
Metana (CH ₄)	-522.18	522,18
Etana (C ₂ H ₆)	-179.40	179,40
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	0	1.117.689,31
Karbon Dioksida (CO ₂)	-137.520.33	344.918,99
Air (H ₂ O)	0	170.556,68
Panas Reaksi	-795.765.3986	0
Total Panas Keluar	0	2.8104.651,41
Panas yang Diambil	0	-57.088.721,7
Total	-28.984.093,86	-28.984.093,86

Keterangan: Panas yang Diambil = Total ΔH in – Total Panas Keluar

4.4.2.2. Absorber

Tabel 4.8. Neraca Panas Absorber

Komponen	Masuk	Keluar	
		Top	Bottom
	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam
Etilen (C_2H_4)	-235.530,31	235.530,42	0
Oksigen (O_2)	-237.098,09	632.153,08	0
Nitrogen (N_2)	-17.532.798,61	3.755.123,91	0
Metana (CH_4)	-359,09	359,12	0
Etana (C_2H_6)	-11,84	118,38	0
Etilen Oksida (C_2H_4O)	-733.692,95	0	13.827.98.41
Karbon Dioksida (CO_2)	-237098.09	237098.43	0
Air (H_2O)	-95.262.921.40	0	95.411.318.86
Total Panas Keluar	0	96.794.117.27	
Panas yang Diambil	0	-23.037.1593	
Total	-11.4786.999.9	-11.4786.999.9	

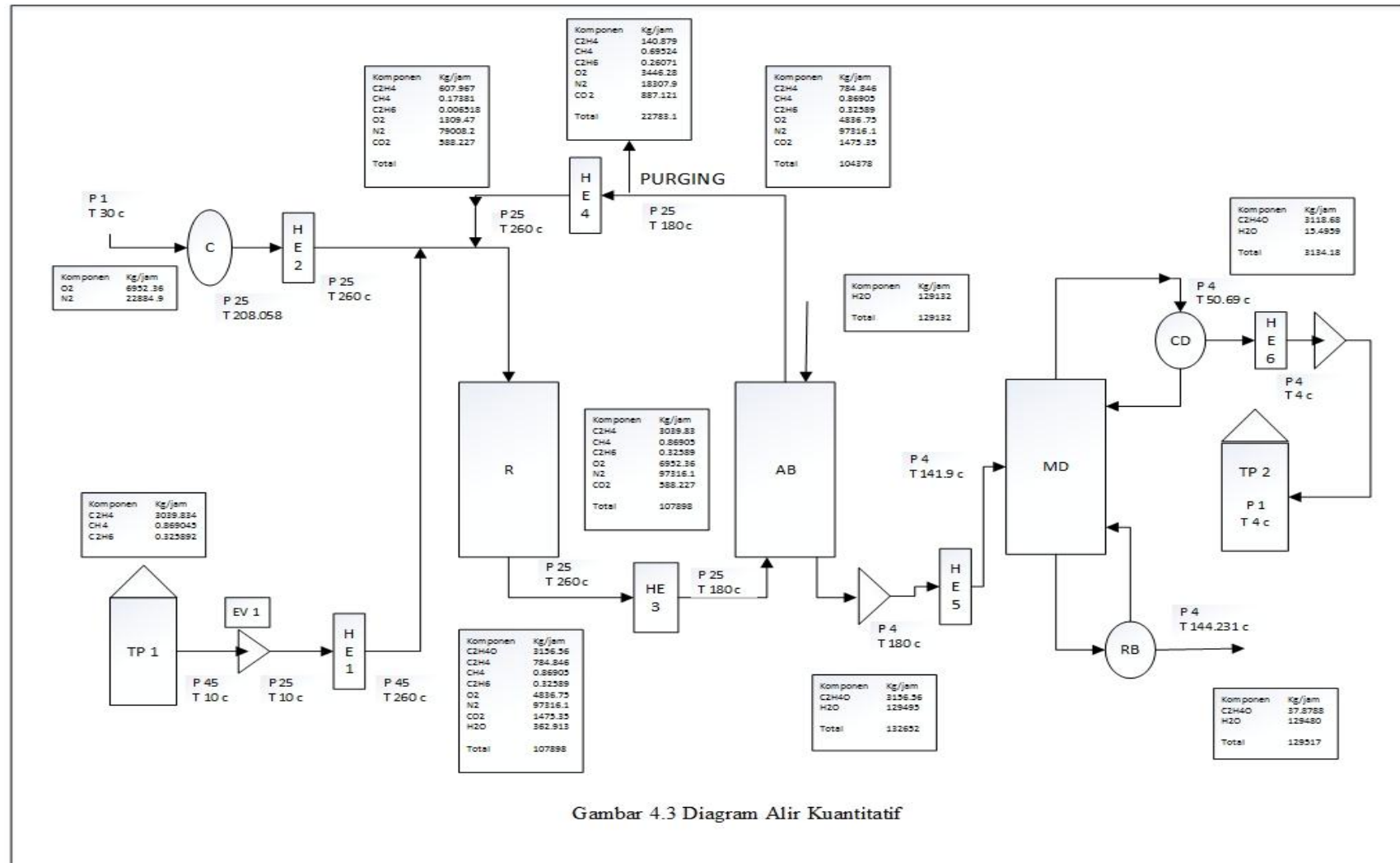
Keterangan: Panas yang Diambil = Total ΔH in – Total Panas Keluar

4.4.2.3. Menara Distilasi

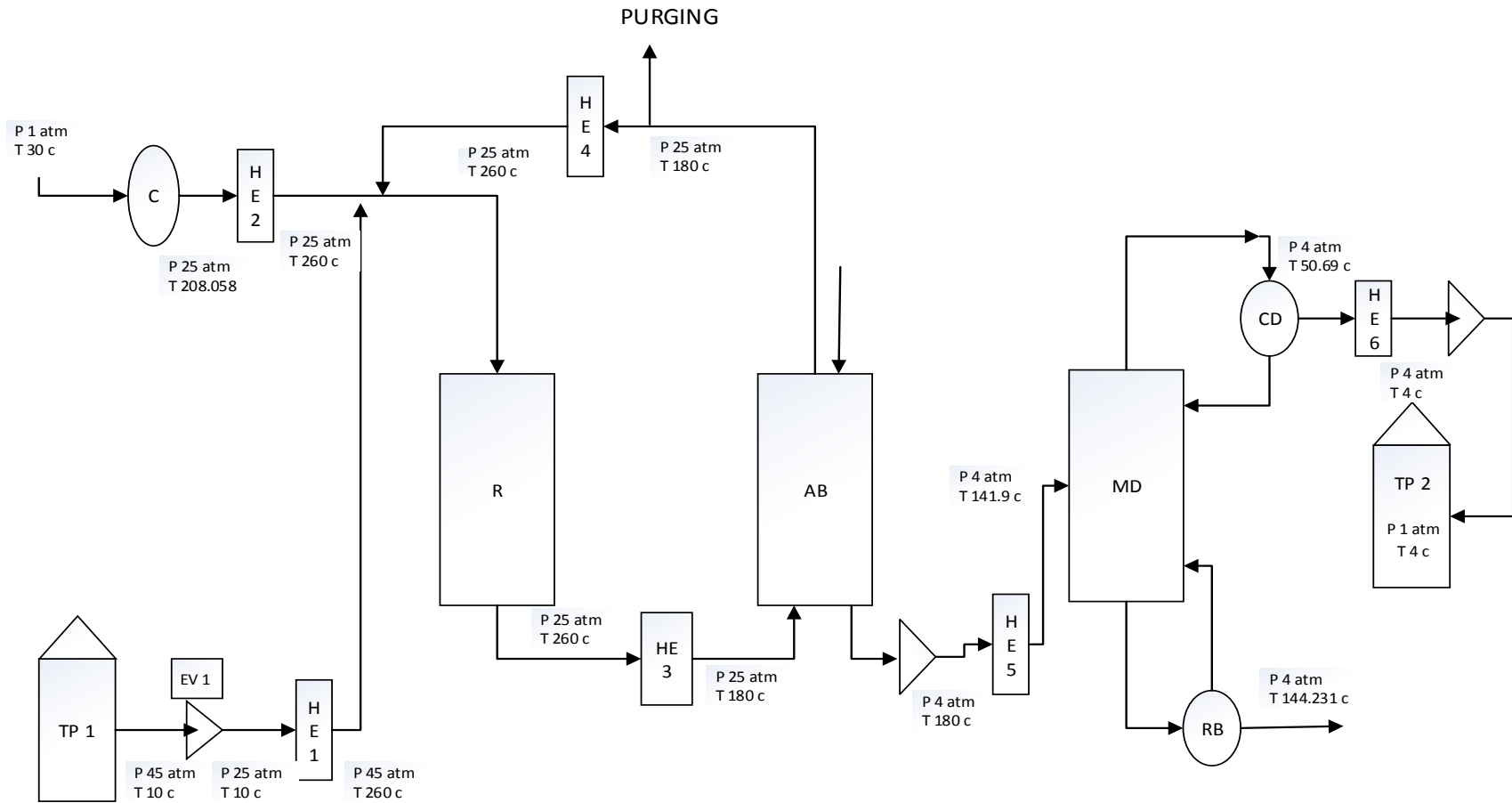
Tabel 4.9. Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam
Etilen Oksida (C_2H_4O)	-855734.60	-92503.16	13726.02
Air (H_2O)	-63484700.03	-745.52	39373987.77
Total Panas Keluar	0	39294465.11	
Panas yang Diambil	0	-103634899.7476	
Total	-64340434.63	-64340434.63	

Keterangan: Panas yang Diambil = Total ΔH in – Total Panas Keluar



Gambar 4.3 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram alir Kualitatif

4.5. PELAYANAN TEKNIK (UTILITAS)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik Etilen Oksida ini terdiri dari:

1. Unit pengolahan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara tekan

4.5.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan *boiler* dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran, air proses dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat *direcycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- a. Air untuk pendingin = 177430,6328 kg/jam
- b. Air umpan *boiler* = 3495,6869 kg/jam
- c. Air untuk keperluan rumah tangga = 1.750 kg/jam
- d. Air proses = 129132 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 133369.2817 kg/jam.

Pengolahan air bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air untuk dapat digunakan sesuai dengan keperluan. Pengolahan air ini meliputi pengolahan secara fisik dan kimia, dengan menambahkan desinfektan maupun *dengan ion exchanger*. Secara khusus unit pengolahan air ini meliputi :

4.5.1.1 Unit Pengolahan Awal

Unit ini bertujuan untuk memisahkan zat-zat pengotor khususnya *suspended oil* dalam air dengan menggunakan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) pada sebuah kolam yang dilengkapi dengan pengaduk. Beberapa zat lain ditambahkan, seperti *Coagulant Aid* untuk mengatur pH, CaOCl atau *chlorine* sebagai desinfektan. Kemudian air ini dialirkan ke penyaring pasir (*sand filter*). Hasilnya kemudian ditampung dalam tangki *Filtered Water Storage*.

4.5.1.2 Unit Penyaringan Karbon Aktif

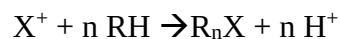
Filter karbon aktif digunakan untuk memisahkan klorida, warna dan bau. Maksimum klorida bebas yang diizinkan adalah 1 ppm agar tidak mengganggu proses *ion exchange*.

4.5.1.3 Unit Demineralisasi Air

Unit demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terdapat dalam air dengan menggunakan *ion exchange*. Demineralisasi diperlukan agar tidak menimbulkan kerak pada suhu tinggi dan bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi. Unit ini terdiri atas:

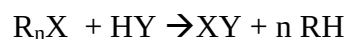
1. *Kation Exchanger*

Air hasil filtrasi dari filter karbon aktif dilewatkan dalam kolom *kation exchanger* yang berisi resin RH, yaitu suatu polimer dengan rantai karbon yang mengikat ion H^+ . Reaksi yang terjadi:



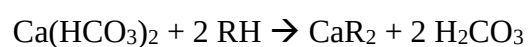
Dimana X^+ adalah logam X. dalam hal ini logam akan diikat oleh resin. Jika resin telah jenuh, maka dilakukan regenerasi dengan sistem *back wash*.

Reaksi yang terjadi :



2. *Degasssifier*

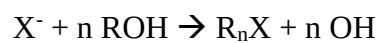
Kation exchanger mengikat logam dan membentuk asam. Pada saat pertukaran hidrogen dari resin dengan kation dari air, akan terbentuk larutan asam bikarbonat dalam air yang kemudian bereaksi membentuk asam karbonat. Reaksinya adalah :



Gas CO₂ yang terbentuk dapat dihilangkan dengan aerasi menggunakan *blower*.

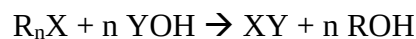
3. *Anion Exchanger*

Seperti pada *kation exchanger*, pada *anion exchanger* terjadi pertukaran ion dimana ion negatif akan diikat oleh resin. Reaksi yang terjadi :



Dimana X⁻ adalah ion X negatif. Dalam hal ini akan diikat oleh resin. Jika resin telah jenuh, maka dilakukan regenerasi dengan sistem *back wash*.

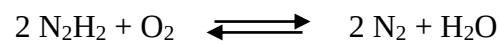
Reaksi yang terjadi :



4.5.1.4 Unit Air Umpan Boiler

Bahan baku pembentukan steam diperoleh dari unit demineralisasi yang mengalami pengolahan lanjut sebelum diubah menjadi steam di unit boiler. Air dari unit demineralisasi masih mengandung zat-zat terlarut, terutama CO₂ dan O₂ yang harus dihilangkan karena dapat menyebabkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam deaerator. Pada *deaerator* diinjeksikan :

1. Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



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

2. Larutan pospat ($\text{Na}_3\text{PO}_4\text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak
3. Dispersan untuk mencegah penggumpalan pospat

4.5.1.5 Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal di atas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

1. Orto Fosfat untuk mencegah korosi
2. *Chlorine* untuk membunuh mikroorganisme
3. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat)

4.5.2 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di *heat exchanger* dan *reboiler* sebanyak 3.495,6869 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh *boiler* utilitas. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadahanannya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk *boiler* air dilewatkan dalam *ion exchanger* dan *deaerasi* terlebih dahulu.

4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

1. Listrik untuk keperluan alat proses = 121,1769 kW
2. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 20,515 kW
3. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 8,5015 kW
4. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 42.5076 kW

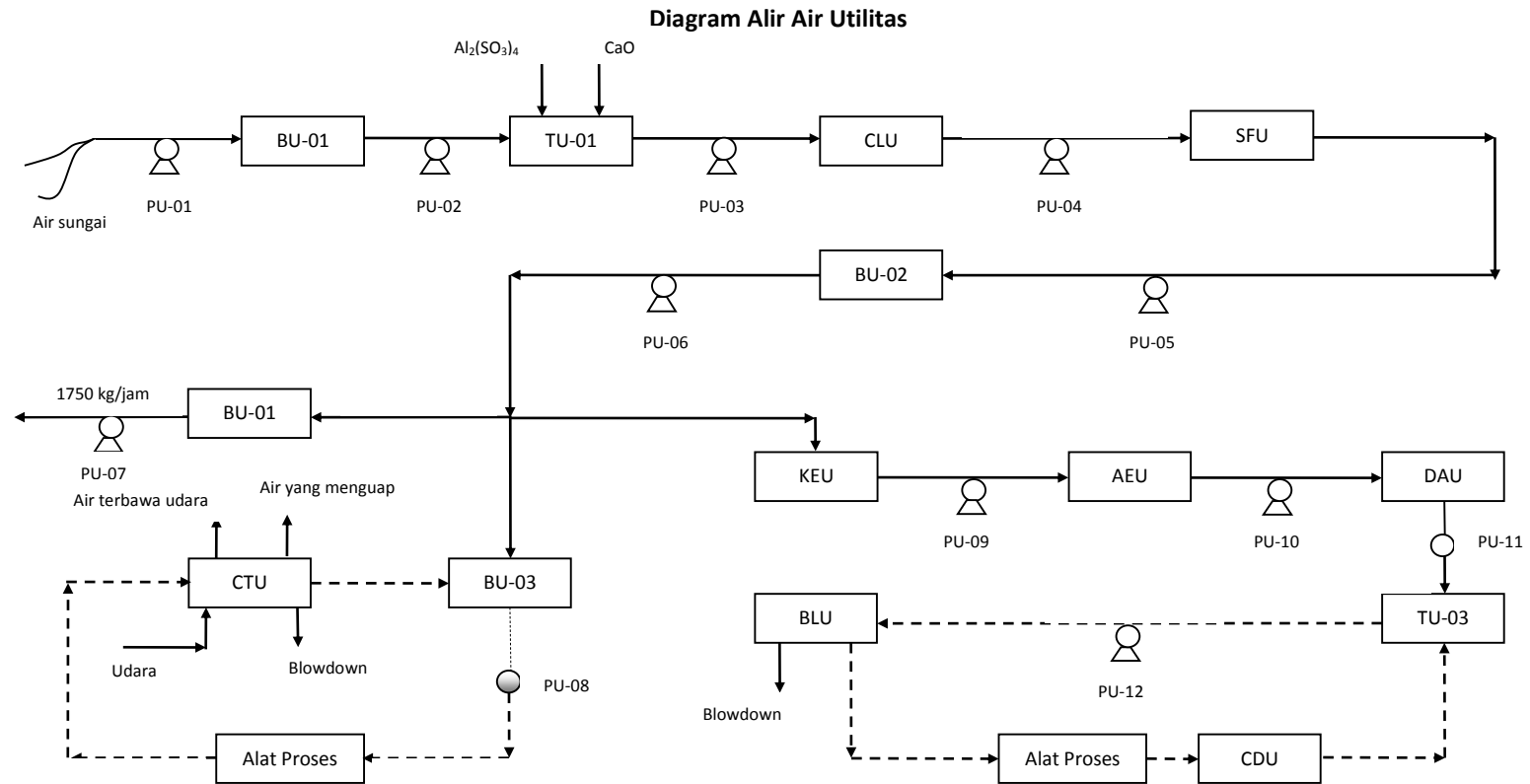
Total kebutuhan listrik adalah 221,0393 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 276,2992 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar *boiler* menggunakan *fuel oil* sebanyak 426,4300 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 88,6210 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 515,0510 kg/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan 500 kg/jam pada tekanan 4 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor*.



Gambar 4.4 Diagram Alir Air Utilitas

Keterangan:

AEU : Anion Exchanger Unit

BLU : Boiler

BU : Bak Utilitas

CDU : Condensor

CLU : Clarifier

CTU : Cooling Tower

DAU : Deaerator

KEU : Kation Exchanger Unit

PU : Pompa Utilitas

SFU : Sand Filter

TU : Tangki 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.

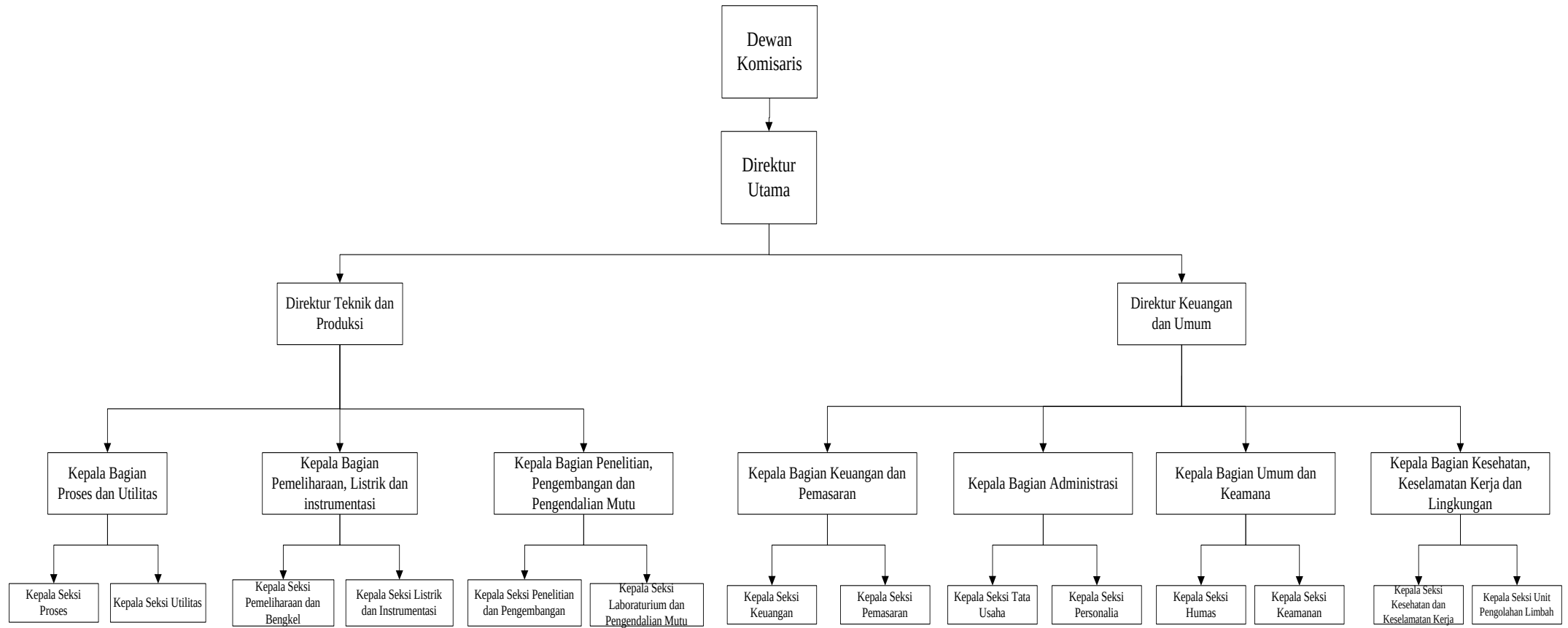
4.6.2 Struktur Organisasi

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 dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi

g. Karyawan dan Operator

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



Gambar 4.5 Struktur Organisasi

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. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

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

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 :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. 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 maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak

sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

4.6.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

4.6.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.6.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4.6.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

4.6.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

4.6.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

4.6.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.3.5.1 Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

4.6.3.5.2 Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4.6.3.5.3 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4.6.3.5.4 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

4.6.3.5.5 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

4.6.3.5.6 Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

4.6.3.5.7 Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

4.6.3.5.8 Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

4.6.3.5.9 Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

4.6.3.5.10 Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

4.6.3.5.11 Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

4.6.3.5.12 Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.6.3.5.13 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.6.3.5.14 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

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

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

Tabel 4.10. Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000	30.000.000
Kepala Bagian	7	8.000.000	64.000.000
Kepala Seksi	13	4.500.000	58.500.000
Karyawan Proses	40	5.000.000	200.000.000
Karyawan lain	53	3.000.000	159.000.000
Satpam	6	2.500.000	6.000.000
Sekretaris	5	2.500.000	7.500.000
Medis	4	2.500.000	8.000.000
Paramedis	3	3.000.000	9.000.000
Sopir	6	2.500.000	15.000.000
Cleaning Service	5	2.000.000	10.000.000
Total	145		648.500.000,00

4.6.4.5 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

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 6 hari kerja dan satu 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 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4.11 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

Keterangan: P = Shift Pagi M = Shift Malam S = Shift Siang L =

Libur

4.7. EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

- a. Modal (*Capital Investment*)
 1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

- c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- d. Analisis Keuntungan
 - 1. Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
 - 2. Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)
- e. Analisis Kelayakan
 - 1. *Percent Return On Investment (ROI)*
 - 2. *Pay Out Time (POT)*
 - 3. *Break Even Point (BEP)*
 - 4. *Shut Down Point (SDP)*
 - 5. *Discounted Cash Flow (DCF)*
- f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

4.7.1. Harga Index

Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari index pada tahun pabrik didirikan.

Tabel 4.12 Harga index Chemical Engineering Progress (CEP) Pada Berbagai Tahun

Tahun (X)	Index (Y)
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8

Tahun (X)	Index (Y)
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	580,1

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2020. Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan: $y = 8,8317 x - 17197$

Tabel 4.13 Harga Index Hasil Regresi Linear Pada Berbagai Tahun

Tahun	index
2015	598,9
2016	607,7
2017	616,5
2018	625,4
2019	634,2
2020	643,0
2021	651,9

Jadi harga index pada tahun 2020 = 643,0

4.7.2. Harga Alat

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga.

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

Dimana : E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana: E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan :

- a. Kapasitas produksi : 25.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 13.000,00
- e. Tahun evaluasi : 2020
- f. Untuk buruh asing : \$ 20/*manhour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 15.000/*manhour*
- h. 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia
- i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.7.3. *Capital Investment*

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari : .

a. *Fixed Capital Investment*

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

- *Physical Plant Cost (PPC)*

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Harga alat proses = \$ 803.422,43

Harga alat Utilitas = \$ 887.389,19

Total PEC = \$ 1.690.811,62

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC) = $0,15 \times \$ 1.690.811,62$

= \$ 253.621,74

Biaya administrasi dan pajak (10% PEC) = $0,1 \times \$ 1.690.811,62$

= \$ 169.081,16

Total DEC = \$ 253.621,74 + \$ 169.081,16

= \$ 422.702,90

3. *Instalation Cost*

Material (11% PEC) = $0,11 \times \$ 1.690.811,62$

= \$ 185.989,28

Buruh (32% PEC) = $0,32 \times \$ 1.690.811,82$

= \$ 541.059,72

Buruh Asing = \$ 27.052,72

Buruh Lokal = Rp. 771.010.097

Total *instalation cost* = \$ 272.350,73

4. *Piping Cost*

Material (49% PEC) = 0,49 x \$ 1.690.811,82

= \$ 828.497,69

Buruh (37% PEC) = 0,37 x \$ 1.690.811,82

= \$ 625.600,30

Buruh Asing = \$ 31.280,01

Buruh Lokal = Rp. 891.480.425

Total *piping cost* = \$ 928.353,12

5. *Instrumentation Cost*

Material (24% PEC) = 0,24 x \$ 1.690.811,82

= \$ 405.794,79

Buruh (6% PEC) = 0,06 x \$ 1.690.811,82

= \$ 101.448,70

Buruh Asing	= \$ 5.072,43
Buruh Lokal	= Rp. 144.456.393,27
Total <i>instrumentation cost</i>	= \$ 421.897,56

6. *Insulation Cost*

Material (3% PEC)	= 0,03 x \$ 1.690.811,82
	= \$ 84.540,58
Buruh (5% PEC)	= 0,05 x \$ 1.690.811,82
	= \$ 84.540,58
Buruh Asing	= \$ 4.227,03
Buruh Lokal	= Rp. 120.470.327,73
Total <i>insulation cost</i>	= \$ 64.218,33

7. *Electrical Cost*

Biaya listrik (10%. PEC)	= 0,1 x \$ 1.690.811,82
	= \$ 169.081,16

8. *Building Cost*

Luas bangunan	= 6.379 m ²
Harga bangunan	= Rp. 400.000/m ²

Total *building cost* = Rp. 2.551.600.000

= \$ 196.276,92

9. *Land & Yard Improvement*

Luas tanah = 10.979 m²

Harga tanah = Rp. 200.000/m²

Total harga tanah = Rp. 2.195.800.000

= \$ 169.907,69

Tabel 4.14 Total Biaya *Physical Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	\$ 1.690.811,62	Rp. 21.980.551.023,71
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	\$ 422.702,90	Rp. 5.495.137.755,93
<i>Instalation Cost</i>	\$ 272.350,73	Rp. 3.540.559.526,43
<i>Piping Cost</i>	\$ 928.353,12	Rp. 12.068.590.620,43
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 421.987,56	Rp. 5.485.838.292,03
<i>Insulation Cost</i>	\$ 64.218,33	Rp. 834.838.236,00
<i>Electrical Cost</i>	\$ 169.081,16	Rp. 2.198.055.102,37
<i>Building Cost</i>	\$ 196.276,92	Rp. 2.551.600.000,00
<i>Land & Yard Improvement</i>	\$ 168.907,69	Rp. 2.195.800.000,00
Total PPC =	\$ 4.334.690,04	Rp. 56.350.970.557,20

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1.000.000 - US\$ 5.000.000, Engineering and Construction = 25% PPC.

$$25\% \text{ PPC} = 25\% \times \$ 4.334.690,04$$

$$= \$ 1.083.672,51$$

$$= \text{Rp. } 14.087.742.639,30$$

- *Direct Plant Cost (DPC)*

$$\text{Direct Plant Cost (DPC)} = \text{PPC} + \text{Biaya engineering dan construction}$$

$$= \$ 4.334.690,04 + \$ 1.083.672,51$$

$$= \$ 5.148.362,55$$

$$= \text{Rp. } 70.438.713.196$$

- *Indirect Plant Cost (IPC)*

1. *Contractor Fee (4% DPC)*

$$\text{Contractor Fee} = 4\% \times \$ 5.148.362,55$$

$$= \$ 216.734,50$$

$$= \text{Rp. } 2.817.548.527,86$$

2. *Contingency* (10% DPC)

$$\begin{aligned}
 \text{Contingency} &= 10\% \times \$ 5.148.362,55 \\
 &= \$ 541.826,26 \\
 &= \text{Rp. } 7.043.871.319,65
 \end{aligned}$$

Tabel 4.15 *Fixed Capital Investment = Direct Plant Cost + Indirect Plant Cost*

No	Fixed Capital	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	5.418.362,55
2	<i>Cotractor's fee</i>	216.734,502
3	<i>Contingency</i>	541.836,255
	Jumlah	6.176.933,31

Total FCI (dalam Rupiah) = \$ 6.176.933,31

$$= \text{Rp. } 80.300.133.044,01$$

b. *Working Capital Investment*

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu

1. *Raw Material Inventory*

Persediaan bahan baku untuk kebutuhan produksi (15 hari)

$$\text{Raw material inventory} = (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku}$$

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 347.259.491.095$$

$$= \text{Rp. } 15.784.522.322$$

2. *Inprocess Inventory*

Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses dengan harga 50% *manufacturing cost*.

$$\text{Inprocess inventory} = (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total } \textit{manufacturing cost})$$

$$= (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Rp. } 480.186.355.503)$$

$$= \text{Rp. } 727.555.084$$

3. *Product Inventory*

Biaya penyimpanan produk sebelum dikirim ke konsumen (15 hari).

$$\text{Product inventory} = (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total } \textit{manufacturing cost}$$

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. } 480.186.355.503$$

$$= \text{Rp. } 21.826.652.522,88$$

4. *Extended Credit*

Modal untuk biaya pengiriman produk sampai ke konsumen (15 hari).

$$\text{Extended credit} = (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Penjualan produk}$$

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. } 664.998.750.000$$

$$= \text{Rp. } 30.227.215.909,09$$

5. *Available Cash*

Dana untuk pembayaran gaji, jasa, dan material (1 bulan).

$$\begin{aligned}
 \text{Available Cash} &= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost} \\
 &= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. 480.186.355.503} \\
 &= \text{Rp. 43.653.305.045,76}
 \end{aligned}$$

Tabel.4.16 Total *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw material inventory</i>	Rp. 15.784.522.322	\$ 1.214.194,02
<i>Inprocess inventory</i>	Rp. 727.555.084	\$ 55.965,78
<i>Product inventory</i>	Rp. 21.826.652.522,88	\$ 1.678.973,27
<i>Extended credit</i>	Rp. 30.227.215.909,09	\$ 2.325.170,45
<i>Available cash</i>	Rp. 43.653.305.045,76	\$ 3.357.946,54
Total WCI =	Rp. 112.219.250.884	\$ 8.632.250,07

Total WCI (dalam Rupiah) = Rp. 112.219.250.884

4.7.4. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.
- c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

1. *Raw Material*

Bahan Baku: Etilen

Kebutuhan = 24.084.949,7 kg/th

Harga = \$ 1,077/kg

= Rp. 337.213.380.470/th

Katalis: Perak (Ag)

Kebutuhan = 7.727,8 kg/th

Harga = \$ 100,00/kg

= Rp. 10.046.110.625/th

Total raw material = Rp. 347.259.491.095/th

2. *Gaji karyawan*

Total Gaji karyawan = Rp. 148.200.000,00/bulan

= Rp. 148.200.000,00/bulan x 12 bulan

= Rp. 1.778.400.000,00/th

3. *Supervisor* (25% Gaji karyawan)

$$\begin{aligned} \text{Supervisor} &= 25\% \times \text{Rp. } 1.778.400.000,00 \\ &= \text{Rp. } 444.600.000 \end{aligned}$$

4. *Maintenance* (5% FCI)

$$\begin{aligned} \text{Maintenance} &= 5\% \times \text{Rp. } 80.300.133.044,01 \\ &= \text{Rp. } 4.015.006.652 \end{aligned}$$

5. *Plant Supplies* (15% Maintenance)

$$\begin{aligned} \text{Plant supplies} &= 15\% \times \text{Rp. } 4.015.006.652 \\ &= \text{Rp. } 602.250.997,83 \end{aligned}$$

6. *Royalties dan Patents* (1% Penjualan)

$$\text{Produksi} = 25.000.000 \text{ kg/th}$$

$$\text{Harga} = \$ 2,046/\text{kg}$$

$$\text{Penjualan produk} = \text{Rp. } 664.998.750.000/\text{th}$$

$$\begin{aligned} \text{Royalties \& patents} &= 1\% \times \text{Penjualan produk} \\ &= \text{Rp. } 6.649.987.500 \end{aligned}$$

7. Utilitas

Total kebutuhan = Rp. 40.897.166.962,87

Tabel 4.17. Total *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Bahan baku	Rp. 347.259.491.095	\$ 26.712.268,55
Gaji karyawan	Rp. 1.778.400.000,00	\$ 136.800,00
<i>Supervisor</i>	Rp. 444.600.000	\$ 34.200,00
<i>Maintenance</i>	Rp. 4.015.006.652	\$ 308.846,67
<i>Plant supplies</i>	Rp. 602.250.997,83	\$ 46.327,00
<i>Royalties dan patents</i>	Rp. 6.649.987.500	\$ 511.537,50
Utilitas	Rp. 40.897.166.962,87	\$ 3.145.935,92
Total DMC =	Rp. 401.646.903.207,68	\$ 30.895.915,63

b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)1. *Payroll Overhead* (20% Gaji karyawan)

$$\begin{aligned} \text{Payroll overhead} &= 20\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= \text{Rp. 355.680.000,00} \end{aligned}$$

2. *Laboratorium* (20% Gaji karyawan)

$$\begin{aligned} \text{Laboratorium} &= 10\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= \text{Rp. 355.680.000,00} \end{aligned}$$

3. *Plant Overhead* (50% Gaji karyawan)

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead} &= 50\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= \text{Rp. 889.200.000,00} \end{aligned}$$

4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

$$\begin{aligned} \text{Packing \& shipping} &= 10\% \times \text{Penjualan} \\ &= \text{Rp. 66.499.875.0000} \end{aligned}$$

Tabel 4.18. Total *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll overhead</i>	Rp. 355.680.000,00	\$ 27.360,00
Laboratorium	Rp. 355.680.000,00	\$ 27.360,00
<i>Plant overhead</i>	Rp. 889.200.000,00	\$ 68.400,00
<i>Packing and shipping</i>	Rp. 66.499,875,000	\$ 5.115.375,00
Total IMC =	Rp. 68.100.435.000	\$ 5.238.495,00

c. ***Fixed Manufacturing Cost***

1. Depresiasi (10% FCI)

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= \text{Rp. 8.030.013.304,40} \end{aligned}$$

2. *Property Tax* (2% FCI)

$$\begin{aligned} \text{Property tax} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= \text{Rp. 1.606.002.661} \end{aligned}$$

3. Asuransi (1% FCI)

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= \text{Rp. } 803.001.330\end{aligned}$$

Tabel.4.19 Total *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Depresiasi	Rp. 8.030.013.304,40	\$ 872.827,53
<i>Property tax</i>	Rp. 1.606.002.661	\$ 174.565,51
Asuransi	Rp. 803.001.330,00	\$ 61.769,33
Total FMC =	Rp. 10.439.017.296	\$ 803.001,33

Tabel.4.20 Total *Manufacturing Cost (MC)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp. 401.646.903.207,68	\$ 30.895.915,63
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp. 68.100.435.000	\$ 5.238.495,00
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp. 10.439.017.296	\$ 803.001,33
Total MC =	Rp. 480.186.355.503	\$ 36.937.411,96

4.7.5. *General Expense*

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

1. *Administrasi* (6% MC)

$$\begin{aligned}\text{Administrasi} &= 6\% \times \text{MC} \\ &= \text{Rp. } 28.811.181.330,20\end{aligned}$$

2. *Penjualan* (10% MC)

$$\begin{aligned}\text{Penjualan} &= 10\% \times \text{MC} \\ &= \text{Rp. } 48.018.635.550,34\end{aligned}$$

3. *Research* (8% MC)

$$\begin{aligned}\text{Research} &= 8\% \times \text{MC} \\ &= \text{Rp. } 38.414.908.440,27\end{aligned}$$

4. *Finance* (4% WCI+FCI)

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= 4\% (\text{WCI} + \text{FCI}) \\ &= \text{Rp. } 7.700.775.357,13\end{aligned}$$

Tabel.4.21 *Total General Expense*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Administrasi	Rp. 28.811.181.330,20	\$ 2.216.244,72
Penjualan	Rp. 48.018.635.550,34	\$ 3.693.741,20
<i>Research</i>	Rp. 38.414.908.440,27	\$ 2.954.992,96
<i>Finance</i>	Rp. 7.700.775.357,13	\$ 592.367,34
Total GE =	Rp. 122.945.500.678	\$ 9.457.346,21

4.7.6. Total Capital Investment

$$\begin{aligned}
 \text{Total capital investment} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp. } 80.300.133.044,01 + \text{Rp. } 112.219.250.884 \\
 &= \text{Rp. } 192.519.383.928,33
 \end{aligned}$$

4.7.7. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya produksi} &= \text{Manufacturing cost} + \text{General expense} \\
 &= \text{Rp. } 480.186.355.503 + \text{Rp. } 122.945.500.678 \\
 &= \text{Rp. } 603.131.856.181
 \end{aligned}$$

4.7.8. Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{Total penjualan} &= \text{Rp. } 664.998.750.000 \\
 \text{Total biaya produksi} &= \text{Rp. } 603.131.856.181 \\
 \text{Keuntungan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\
 &= \text{Rp. } 61.866.893.819
 \end{aligned}$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak} &= 15\% \times \text{Rp. } 61.866.893.819 \\
 &= \text{Rp. } 9.280.034.073
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\
 &= \text{Rp. 61.866.893.819} - \text{Rp. 9.280.034.073} \\
 &= \text{Rp. 52.586.859.746}
 \end{aligned}$$

4.7.9. Analisa Kelayakan

1. *Return on Investment (ROI)*

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{profit(keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. Sebelum Pajak

$$ROI_a = \frac{\text{profit(keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% = 77\%$$

Batasan : *Minimum High Risk*, $ROI_b = 44\%$ (Aries Newton)

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat kelayakan

b. Sesudah Pajak

$$ROI_b = \frac{\text{profit(keuntungan sesudah pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% = 65\%$$

2. **Pay Out Time (POT)**

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

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

a. Sebelum Pajak

$$POT_{-a} = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}} = 1,15 \text{ tahun}$$

Batasan : *Maximum High Risk*, $POT_b = 2$ tahun (Aries Newton)

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat kelayakan

b. Sesudah Pajak

$$POT_{-a} = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}} = 1,32 \text{ tahun}$$

3. **Break Even Point (BEP)**

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

a. *Annual Fixed Cost (Fa)*

Depresiasi	= Rp. 8.030.013.304,00
<i>Property taxes</i>	= Rp. 1.606.002.661,00
Asuransi	= Rp. 803.001.330,00
Total (Fa)	= Rp. 10.439.017.296,00

b. *Ra (Regulated Cost)*

Gaji karyawan	= Rp. 1.778.400.000,00
<i>Payroll overhead</i>	= Rp. 355.680.000,00
<i>Supervisor</i>	= Rp. 444.600.000,00
<i>Plant overhead</i>	= Rp. 889.200.000,00
Laboratorium	= Rp. 355.680.000,00
<i>General expense</i>	= Rp. 122.945.500.678,00
<i>Maintenance</i>	= Rp. 4.015.006.652,00
<i>Plant supplies</i>	= Rp. 602.250.998,00
Total (Ra)	= Rp. 131.386.318.328,00

c. *Annual Variable Value (Va)*

<i>Raw material</i>	= Rp. 347.259.491.095,00
<i>Packaging & shipping</i>	= Rp. 66.499.875.000,00
Utilitas	= Rp. 40.897.166.963,00
<i>Royalties & patents</i>	= Rp. 6.649.987.500,00
Total (Va)	= Rp. 461.306.520.558,00

d. *Annual Sales Value (Sa)* = Rp. 664.998.750.000,00

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 44.62\%$$

Batasan : *Chemical Industry*, BEP = 40 - 60 % (Aries Newton)

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat kelayakan

4. ***Shut Down Point (SDP)***

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 35,28\%$$

5. ***Discounted Cash Flow Rate (DCFR)***

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n) = 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 80.300.133.044,00

Working Capital Investment (WCI) = Rp. 112.219.250.884,00

Salvage value (SV) = Depresiasi = Rp. 8.030.013.304,00

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

= Rp. 45.426.897.694

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = \left[(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1 \right] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

$$R = S$$

$$R = \text{Rp. } 1.069.009.716.869,55$$

$$S = \text{Rp. } 523.279.195.070,60$$

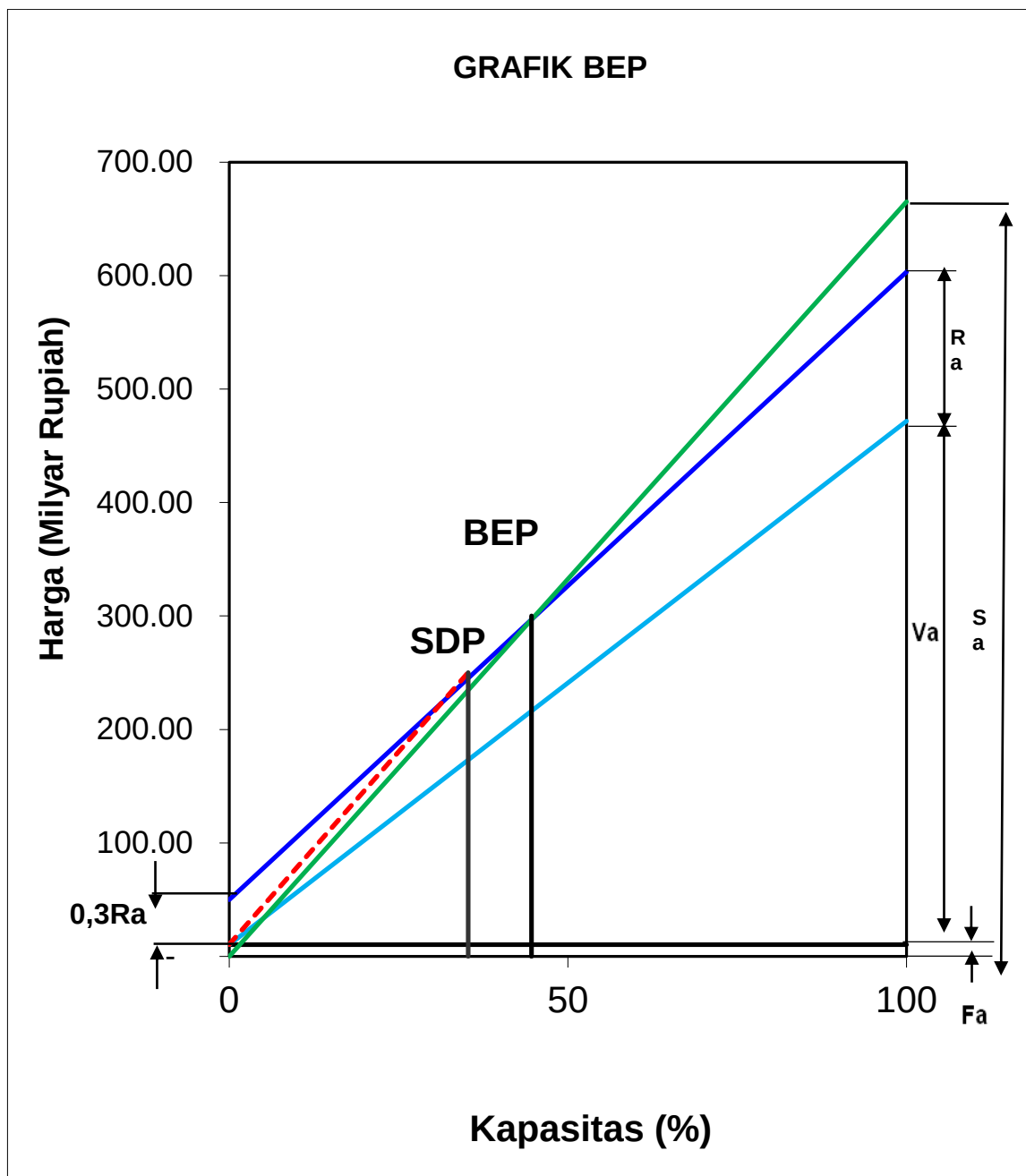
Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 0.1870$

$$\text{DCFR} = 18.70 \%$$

Batasan : *Minimum* nilai DCFR = 1,5 x bunga bank (Aries Newton)

Bunga bank : 6%

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 6\% = 9\%$)



Gambar 4.6 Grafik Hubungan Kapasitas (%) vs Biaya

BAB V

PENUTUP

5.1. KESIMPULAN

Ditinjau dari segi kelayakan ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik ini layak untuk dipertimbangkan. Hal ini berdasarkan pada hasil perhitungan analisis ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan sebagai berikut:

1. Pabrik Etilen Oksida ini termasuk ke dalam pabrik berisiko tinggi. Hal ini dikarenakan tekanan operasinya tinggi sehingga dapat menimbulkan risiko tinggi.
2. Percent Return on Investment sebelum pajak 77% dan setelah pajak 65%, maka pabrik ini sesuai dengan persyaratan kelayakan pabrik berisiko tinggi yaitu lebih dari 44% sebelum pajak (Aries Newton).
3. Pay Out Time sebelum pajak 1,15 tahun dan setelah pajak 1,32 tahun, maka pabrik ini sesuai dengan persyaratan kelayakan pabrik berisiko tinggi, yaitu maksimal 2 tahun (Aries Newton).
4. Discounted Cash Flow sebesar 18,7%. Suku bunga perbankan adalah sekitar 6%. Minimum nilai DCFR adalah $= 1,5 \times \text{bunga bank}$ (Aries Newton). Nilai minimum DCFR sebesar 9%. Jadi, memenuhi persyaratan kelayakan, sehingga investor lebih memilih untuk menanamkan modal daripada menyimpannya di Bank.

5. Break Even Point sebesar 44,62%, cukup memenuhi syarat pada Bank untuk meminjamkan modal untuk pendirian pabrik ini karena syarat BEP untuk *Chemical Industry* adalah 40% - 60% (Aries Newton).
6. Shut Down Point sebesar 35,6%.
7. Berdasarkan Evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka pabrik Etilen Oksida dari Etilen dan Udara dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan dan dikaji lebih lanjut.

5.2. SARAN

Untuk perancangan lebih lanjut hendaknya CO₂ dapat diolah lagi sehingga memberikan keuntungan lebih bagi perusahaan karena CO₂ yang dihasilkan dari udara jumlahnya besar. CO₂ dapat digunakan pada industri pupuk urea.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.R, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Grow-Hill Book Inc, New York.
- Badger, W.L and Bachero, J.T., 1960, *Introduction to Chemical Engineering*, Mc. Graw-Hill International Student Edition, Singapore.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, Charles Turtle Co, Tokyo.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, *Process Equipment Design*, Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson J.F., 1985, *An Introduction to Chemical Engineering Design*, Volume 6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A.S, 1980, *Principle of Unit Operation*, 2nd edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Kern, D.Q, 1965, *Process Heat Transfer*, Mc Graw-Hill Book Co., Tokyo.
- Kirk, K.E and Othmer, V.F., 1978, *Encyclopedia of Chemical Technology*, John Wiley and Sons, New York.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley and Sons, New York.

Ludwig, E.L, 1984, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Volume 1-3, Gulf Publishing Company, Texas.

Marlin, T.E., 1995, *Process Control : Design Process and System Control for Dynamic Performance*, Mc Graw-Hill Book Co., New York.

Mc. Cabe, W.L, Smith, J.C and Harriot, P, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th edition, Mc. Graw-Hill International Student Edition, Singapore.

Mc. Ketta, J.J and Cunningham, W.A., 1976, *Encyclopedia of Chemical Engineering and Design*, Marcel Dekker Inc., New York.

Perry, R.H and Green, D.W, 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th edition, Mc Graw-Hill Book Co., New York.

Peters, M.S and Timmerhaus, K.D, 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*, 3th edition, Mc. Graw-Hill International Student Edition, Singapore.

Severn,W.H., Degler, H.E, Miller, J.C., 1959, *Steam, Air dan Gas Power*, 5th edition, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.

Sherwood, T.K., 1983, *Sifat-sifat gas dan cairan*, edisi 3, P.T Gramedia Pustaka Utama, Jakarta.

Smith, J.M, and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5th edition, Mc. Graw-Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.

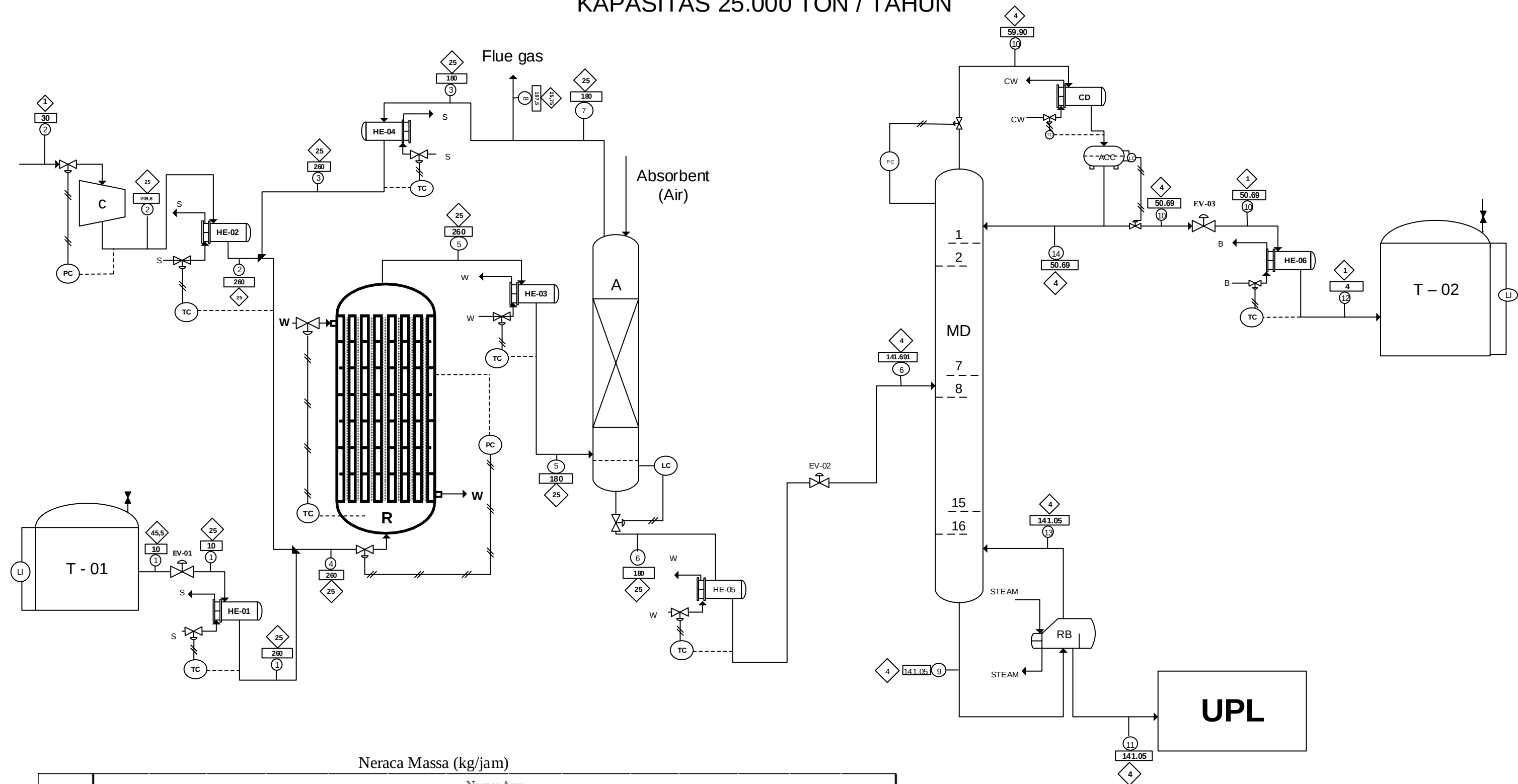
Treybal, R.E., 1980, *Mass Transfer Operation*, Mc. Graw-Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.

Ulrich, G.D., 1978, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons Inc., New York.

United Nation Index Division, 2014, *United Data export*, www.UnitedNation.com, New York. Diakses Pada 23 September 2015

Yaws, C.L., 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw-Hill Book Co., New York.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN



Neraca Massa (kg/jam)

Komponen	Nomor Arus													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C2H4O	-	-	-	-	3156.5600	3156.56	-	-	37.8788	3118.68	37.8788	3118.68	37.56	
H2O	-	-	-	-	362.9130	129495	-	-	129479.55	15.4959	129479.55	15.4959	-	15.4959
CO2	-	-	588.227	588.227	1475.35	-	1475.35	887.121	-	-	-	-	-	-
C2H4	3039.834	-	607.967	3039.83	748.846	-	748.846	140.879	-	-	-	-	-	-
C2H6	0.325892	-	0.06518	0.32589	0.32589	-	0.32589	0.26071	-	-	-	-	-	-
CH4	0.869045	-	0.17381	0.86905	0.86905	-	0.86905	0.69524	-	-	-	-	-	-
O2	-	6952.36	1390.47	6952.36	4836.75	-	4836.75	3446.28	-	-	-	-	-	-
N2	-	22884.86	79008.2	97316.1	97316.1	-	97316.1	18307.9	-	-	-	-	-	-
TOTAL	3041.029	29837.22	81595.1	107898	107898	132652	104378.24	22783.14	129517.43	3134.18	129528.43	3134.18	37.56	15.4959

ALAT	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
A	Absorber	LC	Level Controller
Acc	Accumulator	LI	Level Indikator
C	Compressor	PC	Pressure Controller
CD	Condenser	TC	Temperature Controller
EV	Expansion Valve	Nomor Arus	Nomor Arus
HE	Heat Exchanger	Suhu, C	Suhu, C
MD	Menara Distilasi	Tekanan, atm	Tekanan, atm
R	Reaktor	Control Valve	Control Valve
RB	Reboiler	Electric Connection	Electric Connection
T	Tangki	Piping	Piping
		Udara Tekan	Udara Tekan
		Vent	Vent

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

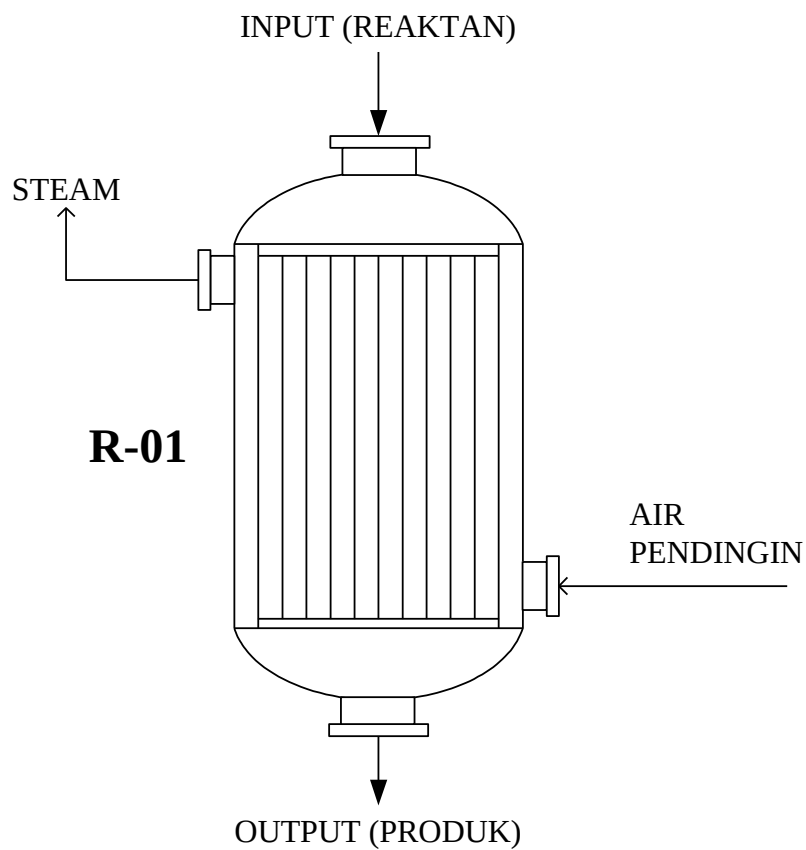
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
IBNU AJI PUTRA (10521044)

Dosen pembimbing:
Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., PhD
Khamdan Cahyari, ST., M.Sc

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

A. REAKTOR



Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi antara etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan katalis perak (Ag).

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan kondisi umpan
4. Menentukan spesifikasi *shell* dan *tube*
5. Menghitung panjang *tube*
6. Menghitung berat katalis
7. Menghitung *pressure drop*
8. Menghitung tinggi reaktor
9. Menghitung volume reaktor

Langkah Perancangan

1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis *fixed bed multitubes* dengan pertimbangan :

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat
- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- *Pressure drop* lebih kecil daripada *fluidized bed reactor*
- Umur katalis panjang
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe *shell* dan *tube*
- Mencegah terjadinya *partial melting*, akibat dari naiknya temperatur (profil suhu reaktor vs panjang tube)--bila memakai single tube, dikhawatirkan suhu makin naik secara konstan. (Hill, hal 425 – 431)

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi *low-alloy steel SA – 285 grade*

C dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memiliki *allowable stress* cukup besar
- Harga relatif murah
- Bahan tahan korosi

3. Menentukan Kondisi Umpan

a. Menghitung Density Umpan (ρ)

Untuk menghitung density umpan maka digunakan persamaan virial, sebagai berikut :

$$B^{\circ} = 0,083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^{\circ} + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left[\frac{BP_c}{RT_c} \right] \left[\frac{P_r}{T_r} \right] \quad (\text{Sumber: Smith van Ness, Introduction to Chemical Engineering$$

Thermodynamics 6th ed., hal:97)

Komponen	BMi (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	yi	wi	Tci (K)	Pci (bar)
C2H4	28	3039.83	108.565	0.028458673	0.0850	282.36	50.32
CH4	16	0.86905	0.05432	1.42392E-05	0.0110	190.58	46.04
C2H6	30	0.32589	0.01086	2.84678E-06	0.0990	305.42	48.8
O2	32	6952.36	217.261	0.056951686	0.0220	154.58	50.43
N2	28	97316.1	3475.57	0.911068126	0.0400	126.1	33.94
CO2	44	588.227	13.3688	0.003504429	0.2280	304.19	73.82
Total		107.897,712	3.814,82998	1			

Tri	Pri	B ⁰	B ¹	BPc/RTc	Z	V (m3)	Yi.BMi	yi.V (m3)
1.8877	0.5034	-0.0690	0.1271	-0.05817	0.9845	184.5222	0.79684	5.25
2.7967	0.5502	0.00198	0.1367	0.003481	1.0007	0.093844	0.00023	0.0000
1.7451	10.922	-0.0893	0.1224	-0.0772	0.5169	0.009691	0.00009	0.0000
3.4481	0.5023	0.0250	0.1381	0.028077	1.0041	376.6202	1.82245	21.45
4.2268	15.704	0.04116	0.1386	0.0467	1.1735	7041.442	25.50991	6415.23
1.7522	7.2203	-0.08821	0.1227	-0.06023	0.7518	17.35178	0.15419	0.06
							28.28371	6441.9942

Dari perhitungan diperoleh :

$$\text{Density campuran} = 16,74911 \text{ kg/m}^3 = 0.016749 \text{ g/cm}^3$$

b. Menghitung Viskositas Umpa (μ)

Untuk menghitung viskositas gas campuran pada suhu 270 °C, maka digunakan persamaan:

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

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum (y_i \cdot \mu_i) \cdot (BM_i)^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}}$$

Komponen	Yi	μ_{gas} micropoise	μ_{gas} poise (gr/cm.s)	$BM^{0.5}$	$y_i \cdot \mu_i \cdot BM^{0.5}$	$y_i \cdot BM^{0.5}$
C2H4	0.0285	170.5299	0.00017053	5.2915	0.000025680000	0.150589
CH4	0.0000	177.0077	0.000177008	4.0000	0.000000010081	0.000057
C2H6	0.0000	198.9877	0.000198988	5.4772	0.000000003104	0.000016
O2	0.0570	311.6679	0.000311668	5.6569	0.000100409215	0.322167
N2	0.9111	267.7130	0.000267713	5.2915	0.001290622784	4.820919
CO2	0.0035	246.5185	0.000246518	6.6332	0.000005730496	0.023246

Dengan nilai konstanta A, B, dan C

A	B	C
-3.9850E+00	3.8726E-01	-1.1227E-04
3.8440E+00	4.0112E-01	-1.4303E-04
5.1400E-01	3.3449E-01	7.1071E-05
4.4224E+01	5.6200E-01	-1.1300E-04
4.2606E+01	4.7500E-01	-9.8800E-05
1.1336E+01	4.9918E-01	-1.0870E-04

(Sumber : Yaws, Chemical Properties Handbook)

Sehingga diperoleh $\mu = 0,0963 \text{ kg/m.jam} = 0,000026753 \text{ kg/m.s}$

$= 0,00026753 \text{ gr/cm.s}$

c. Menghitung Konduktivitas Umpan (k)

Untuk menghitung konduktivitas gas campuran pada suhu 270 °C, maka digunakan persamaan:

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

$$k_{\text{mix}} = \sum y_i \cdot k_{\text{gas}}$$

Komponen	Yi	k _{gas} W/m.K	yi.k _{gas} W/m.K
C ₂ H ₄	0.0812	5.52E-02	4.48E-03
CH ₄	0.0000	7.66E-02	3.11E-06
C ₂ H ₆	0.0000	6.01E-02	4.88E-07
O ₂	0.1625	4.41E-02	7.16E-03
N ₂	0.6911	4.11E-02	2.84E-02
CO ₂	0.0651	3.68E-02	2.39E-03
Total	1.0000	3.14E-01	4.24E-02

Dengan nilai konstanta A, B, dan C :

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-0.00123	0.000036219	1.2459E-07
CH ₄	-0.00935	0.00014028	3.318E-08
C ₂ H ₆	-0.01936	0.00012547	3.8298E-08
O ₂	0.00121	0.000086157	-1.3348E-08
N ₂	0.00309	0.00007593	-1.1014E-08
CO ₂	-0.012	0.000102	-2.2403E-08

(Sumber : Yaws, Chemical Properties Handbook)

Sehingga diperoleh $k = 0,0424 \text{ W/m.K} = 0,153 \text{ kJ/jam.m.K}$

d. Menghitung Kapasitas Panas Umpan (C_p)

Untuk menghitung kapasitas panas gas campuran pada suhu 270 °C, maka digunakan persamaan:

$$C_{p_{\text{gas}}} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_{p_{\text{mix}}} = \sum y_i \cdot C_{p_{\text{gas}}}$$

Komponen	y _i	C _p kjoule/kmol.K	C _p kjoule/kg.K	C _{pi} = y _i .C _p kjoule/kg.K	C _p .y _i kjoule/kmol.K
C ₂ H ₄	0.0285	64.08	2.288646505	0.065131843	1.82369161
CH ₄	0.000014	41.80	2.612460855	0.000037199	0.00059519
C ₂ H ₆	0.000003	80.54	2.684617008	0.000007643	0.00022928
O ₂	0.0570	31.38	0.980492703	0.055840713	1.78690281
N ₂	0.9111	29.69	1.060214231	0.965927392	27.045967
CO ₂	0.0035	45.02	1.023104981	0.003585399	0.15775754
TOTAL	1.0000000	292.498370	10.649536282	1.090530188	30.8151434

Dengan nilai konstanta A, B, C, D, dan E

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄	32.0830	-0.0148	2.4774.E-04	-2.3766E-07	6.8274E-11
CH ₄	34.942	-0.039957	1.9184.E-04	-1.5303E-07	-3.9321E-11
C ₂ H ₆	28.1460	0.0434	1.8946.E-04	-1.9082E-07	5.3349E-11
O ₂	29.5260	-0.0089	3.8083.E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12
N ₂	29.342	-0.0035395	1.0076.E-05	-4.3116E-09	2.5935E-13
CO ₂	27.4370	0.0423	-1.9555.E-05	3.9968E-09	-2.9872E-13

(Sumber : Yaws, *Chemical Properties Handbook*)

Sehingga diperoleh Cp gas campuran = 30.8151 kJoule/kmol.K

4. Menentukan Spesifikasi Shell dan Tube

Reaktan / umpan masuk ke dalam tube, sedangkan air pendingin masuk ke dalam shell.

a. Menentukan jenis dan ukuran tube

- Susunan = Triangular pitch
- Nominal size = 2,25 in
- Schedule No. = 40
- Outside Diameter = 2,88 in = 7,3152 cm
- Inside Diameter = 2,469 in = 6,2713 cm
- Flow area per pipe = 4,79 in²
- Outside surface / lin ft = 0,753 ft²/ft
- Inside surface / lin ft = 0,647 ft²/ft

b. Menghitung mass velocity umpan (Gt)

Asumsi Re = 5100

$$G_t = \frac{Re \times \mu}{ID_t}$$

(Sumber: Kern)

$$= 1,7216 \text{ gr/cm}^2.\text{s}$$

c. Menentukan jumlah tube (Nt)

$$G \text{ (jumlah massa umpan)} = 29.971,5876 \text{ gr/s}$$

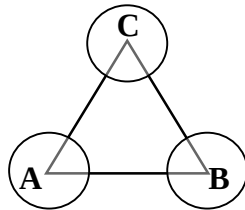
$$a_t = \frac{G}{G_t}$$

(Sumber: Kern)

$$= 17.408,6972 \text{ cm}^2$$

$$N_t = \frac{a_t}{0.25 \times \pi \times ID_t^2}$$

$$= 563,8804 = 592 \text{ tube}$$



$$\text{Luas ABC} = 1/2 \times AB \times \text{Pitch} \sin 60$$

$$\text{Luas Arsir} = \pi/8 \times OD_t^2$$

$$\text{Free area} = \text{Luas ABC} - \text{Luas Arsir}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pitch} - OD_t$$

Dalam hal ini :

$$\text{Pitch tube (P}_t\text{)} = 1,25 \times OD_t = 3,6 \text{ in} = 9,144 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = P_t - OD_t = 0,72 \text{ in} = 1,8288 \text{ cm}$$

d. Menghitung diameter shell (Ds)

$$\text{Diameter Shell (D}_s\text{)} = \sqrt{\frac{2 \times N_t \times P_t^2 \times 0,5 \sin 60}{\pi/4}}$$

$$= 233,2741 \text{ cm} = 2,3327 \text{ m} = 91,8402 \text{ in}$$

e. Menghitung baffle space (B)

$$\text{Baffle space (B)} = 0,25 \times D_s = 58,3185 \text{ cm} = 0,58 \text{ m} = 22,8346 \text{ in}$$

f. Menghitung flow are shell

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_t}$$

$$= 0,0203 \text{ ft}^2$$

g. Menghitung mass velocity sisi shell (air pendingin)

$$w_s (\text{laju air pendingin}) = 2.883,2209 \text{ lb/h}$$

$$G_s = \frac{w_s}{a_s}$$

$$= 141.877,9 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

h. Menghitung bilangan reynold sisi shell (pendingin)

$$\text{Suhu pendingin} = 303 \text{ K}$$

$$\mu \text{ pendingin} = 0,704343979 \text{ mNs/sq.m} = 0,000704344 \text{ Ns/sq.m}$$

$$De = \frac{4 \times P_t^2 \times 0.86 - \frac{0.5 \times \pi \times OD_t^2}{4}}{0.5 \times \pi \times OD_t}$$

$$= 4,2730 \text{ in} = 0,353066 \text{ ft} = 10,76188 \text{ cm}$$

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= 29.399,0922$$

i. Menghitung koefisien perpindahan panas

<u>Shell, Pendingin</u>	<u>Tube, Reaktan</u>
▪ Menghitung Bilangan Prandtl (<i>Pr</i>) $C_p = 1 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k = 0,3542 \text{ btu/ft.h.}^\circ\text{F}$ $Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$ $= 4,809975941$ ▪ Menentukan <i>jH</i> Dari figure 28 Kern didapat harga <i>jH</i> 95 ▪ Menghitung koefisien perpindahan panas (<i>h_o</i>) $h_o = jH \left(\frac{k}{D_e} \right) (Pr)^{1/3}$ $= 160,8966 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$	▪ Menghitung Bilangan Prandtl (<i>Pr</i>) $C_p = 0,2744 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k = 0,024513 \text{ btu/ft.h.}^\circ\text{F}$ $Pr = \frac{C_p \times \mu}{k} = 0,729926$ $Re_t = \frac{Gt \times ID_t}{\mu} \geq 100$ ▪ Menentukan <i>jH</i> Dari figure 24 Kern didapat harga <i>jH</i> 14 ▪ Menghitung koefisien perpindahan panas (<i>h_i</i>) $h_i = jH \left(\frac{k}{ID_t} \right) (Pr)^{1/3}$ $= 1,438042 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$ ▪ Koreksi <i>h_i</i> ke permukaan pada diameter luar tube $h_{io} = h_i \left(\frac{ID_t}{OD_t} \right)$ $= 1,234966 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$

- **Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (U_c)**

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

$$= 1,2256 \text{ tu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

- **Menghitung Dirt Overall Coefficient (U_d)**

Rd yang dikehendaki = 0,0015

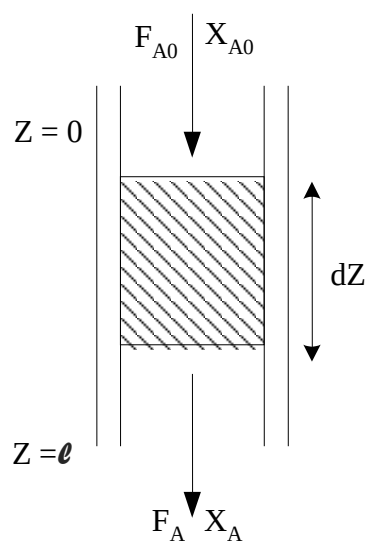
$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d = 1,2233 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

5. Menghitung Panjang Tube (Lt)

Untuk menghitung tube, maka perlu memperhatikan perubahan konversi tiap panjang tube. Panjang tube yang diinginkan adalah saat reaksi mencapai konversi maksimal.

a. Persamaan Neraca Massa pada Elemen Volume

$$\text{Elemen volum dalam satu tube} = \frac{\pi}{4} \times ID_t^2 \times \Delta Z$$



Asumsi:

- Reaksi berjalan pada keadaan steady state (laju akumulasi=0)

Neraca massa komponen pada elemen volum untuk semua tube:

Laju input - laju output - laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\Delta V_t = 0$$

Dimana:

$$\Delta V_t = N_t \times L \times \Delta Z$$

$$L = \frac{\pi}{4} (ID_t)^2$$

sehingga persamaan diatas menjadi:

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.ID_t^2.\Delta Z = 0$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.ID_t^2.\Delta Z$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.ID_t^2$$

limit $\Delta Z \rightarrow 0$, maka

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A).N_t.\frac{\pi}{4}.ID_t^2$$

$$\text{karena } F_A = F_{Ao}(1 - X_A)$$

$$dF_A = d(F_{Ao}(1 - X_A))$$

$$dF_A = -F_{Ao}.dX_A$$

$$\frac{F_{Ao} \cdot dX_A}{dZ} = (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2}{F_{Ao}}$$

Keterangan :

L = luas permukaan panas, m^2

$F_{A|z}$ = laju alir masuk elemen volume, kmol/jam

$F_{A|z+\Delta z}$ = laju alir keluar elemen volume, kmol/jam

ID_t = diameter dalam tube, m

N_t = jumlah tube

$-r_A$ = kecepatan reaksi, kmol/ m^3 .jam

V_t = volume tube, m^3

Z = panjang tube, m

A = etilen

➤ **Reaksi**

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah :

Reaksi utama (I):



Reaksi samping (II):



➤ **Arus Masuk Reaktor**

Komponen	Kode	Massa (kg/jam)	Massa (lb/jam)	Massa (kmol/jam)	Massa (lbmol/jam)	y _i
C ₂ H ₄	A	3039.83	1.378,8578	108.565	49,2449	0.0284587
CH ₄	B	0.86905	0,394198	0.05432	0,0246337	0.0000142
C ₂ H ₆	C	0.32589	0,147882	0.01086	0,00492742	0.0000028
O ₂	D	6952.36	3.153,5698	217.261	98,54905	0.0569517
N ₂	E	97316.1	44,142,2933	3475.57	1,576,51047	0.9110681
CO ₂	F	588.227	266,8180	13.3688	6,064045	0.0035044
C ₂ H ₄ O	G	0	0	0	0	0
H ₂ O	H	0	0	0	0	0
Total		107.897.7119	48.942,0810	3.814.8299	1,730,3980	1,0000

➤ **Koefisien**

Koefisien O₂ terhadap C₂H₄ reaksi I = 0,5

Koefisien O₂ terhadap C₂H₄ reaksi II = 3

Koefisien C₂H₄O terhadap C₂H₄ reaksi I = 1

Koefisien CO₂ terhadap C₂H₄ reaksi II = 2

Koefisien H₂O terhadap C₂H₄ reaksi II = 2

➤ **Perbandingan dengan Etilen sebelum reaksi**

$$F_{A0} = 1,0000 F_{A0}$$

$$F_{B0} = 0,0005 F_{A0}$$

$$F_{C0} = 0,0001 F_{A0}$$

$$F_{D0} = 0,4997 F_{A0}$$

$$F_{E0} = 0,0312 F_{A0}$$

$$F_{F0} = 0,1231 F_{A0}$$

$$F_{G0} = 0 F_{A0}$$

$$F_{H0} = 0 F_{A0}$$

➤ **Komposisi setelah reaksi**

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

$$F_B = 0,0005 F_{A0}$$

$$F_C = 0,0001 F_{A0}$$

$$\begin{aligned} F_D &= 0,4997 \times F_{A0} - ((0,5 \times 0,826) + (3 \times 0,174)) F_{A0} X_A \\ &= 0,4997 F_{A0} - 0,935 F_{A0} X_A \\ &= F_{A0} (0,4997 - 0,935 X_A) \end{aligned}$$

$$F_E = 0,0312 F_{A0}$$

$$F_F = 0,1231 F_{A0} + (2 \times 0,174) X_A F_{A0} = F_{A0} (0,1231 + 0,3480 X_A)$$

$$F_G = 0,826 F_{A0} X_A$$

$$F_H = (2 \times 0,174) F_{A0} X_A = 0,348 F_{A0} X_A$$

$$F_{\text{total}} = F_A + F_B + F_C + F_D + F_E + F_F + F_G + F_H$$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= F_{A0} (1 - X_A) + 0,0005 F_{A0} + 0,0001 F_{A0} + F_{A0} (0,4997 - 0,935 X_A) \\ &\quad + 0,0312 F_{A0} + F_{A0} (0,1231 + 0,3480 X_A) + 0,826 F_{A0} X_A \\ &\quad + 0,348 F_{A0} X_A \end{aligned}$$

$$F_{\text{total}} = F_{A0} (1,6547 - 0,7610 X_A)$$

➤ **Persamaan Kecepatan Reaksi**

$$\text{Reaksi total} = \text{Reaksi 1} + \text{Reaksi 2}$$

$$(-r_A) = (-r_{A1}) + (-r_{A2})$$

$$(-r_A) = (-r_{A1}) + \frac{0,174}{0,826} (-r_{A1})$$

$$(-r_A) = 1,211 (-r_{A1})$$

$$(-r_{A1}) = k C_A^a$$

Berdasarkan persamaan virial untuk gas i

$$P_i.V = Z_i.n_i.R.T$$

$$\frac{n_i}{V} = \frac{P_i}{Z_i.R.T}$$

Menurut hukum Dalton ; $P_i = y_i.P$

$$\text{maka } C_i = \frac{y_i.P}{Z_i.R.T}$$

sehingga

$$(-r_{A1}) = k \left(\frac{y_A.P}{Z_A.R.T} \right)^a$$

$$(-r_{A1}) = k \left(\frac{(1 - X_A).P}{(1,6547 - 0,7610 X_A).Z_A.R.T} \right)^a$$

Konstanta kecepatan reaksi,

$$k = A e^{\left(\frac{-E_a}{R.T} \right)}$$

sehingga diperoleh persamaan reaksi total :

$$(-r_A) = 1,211 \times \left[A e^{\left(\frac{-E_a}{R.T} \right)} \cdot \left(\frac{(1 - X_A).P}{(1,6547 - 0,7610 X_A).Z_A.R.T} \right)^a \right]$$

Keterangan

$(-r_A)$ = kecepatan berkurangnya etilen

A = pre exponential factor

a = orde reaksi

C_i = konsentrasi gas i

E_a = energi aktivasi

k = konstanta kecepatan reaksi

n_i = jumlah mol gas i

P = tekanan total

P_i = tekanan parsial gas i

R = konstanta gas ideal

T = temperatur reaksi

V = volume total

X_A = konversi etilen

y_i = fraksi mol gas i

Z_A = faktor kompresibilitas gas A

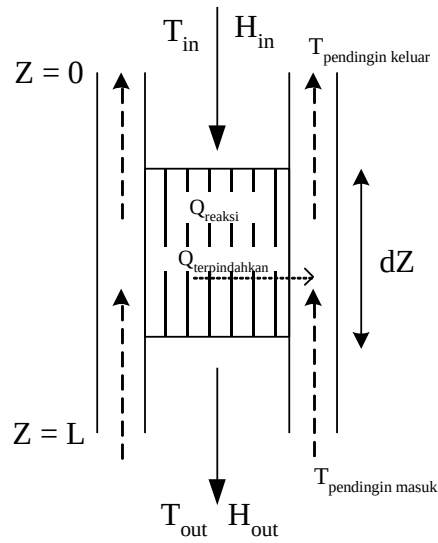
b. Persamaan Neraca Panas pada Elemen Volume

Reaktor *fixed bed multitube* menyerupai alat penukar kalor, dimana gas mengalir di dalam pipa – pipa yang berisi katalis dan media pendingin mengalir diluarnya (*shell*) secara lawan arah.

Laju Panas Masuk – Laju Panas Keluar + Laju Panas Reaksi = Laju Akumulasi

Asumsi:

- Reaksi berjalan pada keadaan steady state (laju akumulasi=0)



$$H_{\text{input}} - H_{\text{output}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{terpindahkan}} = 0$$

$$H_{\text{input}} = \sum_{i=1}^n H_i|_Z$$

$$H_{\text{output}} = \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = (-\Delta H_r) \cdot F_A$$

$$Q_{\text{terpindahkan}} = U_D \cdot N_t \cdot \Delta A (T - T_s) = U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_A) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} = -((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))$$

Ruas kanan dan ruas kiri dibagi ΔZ

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{-((- \Delta H_r).F_{Ao}(X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) + (U_D.N_t.\pi.ID_t.\Delta Z(T - T_s))}{\Delta Z}$$

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -\left((- \Delta H_r).F_{Ao} \frac{(X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})}{\Delta Z}\right) + (U_D.N_t.\pi.ID_t.(T - T_s))$$

limit $\Delta Z \rightarrow 0$

$$-\frac{\sum_{i=1}^n dH_i}{dZ} = -\left((- \Delta H_r).F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ}\right) + (U_D.N_t.\pi.ID_t.(T - T_s))$$

karena $dH_i = (F_i.Cp_i) dT$; maka

$$\sum_{i=1}^n (F_i.Cp_i) \frac{dT}{dZ} = \left((- \Delta H_r).F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ}\right) - (U_D.N_t.\pi.ID_t.(T - T_s))$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\left((- \Delta H_r).F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ}\right) - (U_D.N_t.\pi.ID_t.(T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i.Cp_i)}$$

Keterangan :

Cp_i = kapasitas panas bahan I, kJ/kmol.K

F_{Ao} = laju alir massa mula-mula, kmol/jam

F_i = laju alir bahan i, kmol/jam

H_i = enthalpi bahan i, kJ/jam

ID_t = diameter dalam tube, m

N_t = jumlah tube

- T = suhu aliran massa dalam tube pada Z tertentu, K
 T_s = suhu pendingin dalam shell pada Z tertentu, K
 U_D = koefisien perpindahan panas menyeluruh, kJ/jam.m².K
 X_A = konversi bahan A (etilen)
 Z = panjang reaktor, m
 $-\Delta H_r$ = panas reaksi, kJ/kmol

➤ **Entalpi Reaksi**

Panas reaksi pada suhu T dapat dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T \left(\sum_{i=1}^n C_{p_i} \right) dT$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T \left(\sum_{i=1}^n \Delta C_{p_i} \cdot dT \right)$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T \left(\sum_{i=1}^n \Delta A + \Delta B \cdot T + \Delta C \cdot T^2 + \Delta D \cdot T^3 + \Delta E \cdot T^4 \right)$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \sum_{i=1}^n \left(\Delta A(T - 298) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{\Delta D}{4}(T^4 - 298^4) + \frac{\Delta E}{5}(T^5 - 298^5) \right)$$

➤ **Kapasitas Panas**

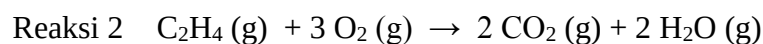
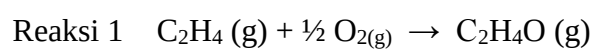
$$C_{p_i} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

$$C_p = \sum C_{p_i} \times y_i$$

➤ **Panas Reaksi (ΔH_r)**

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

Reaksi di reaktor :



Untuk reaksi 1:

$$\Delta H_{R298} = (\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_4\text{O}) - ((\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_4) + (\Delta H_f \text{H}_2\text{O}))$$

Untuk reaksi 2:

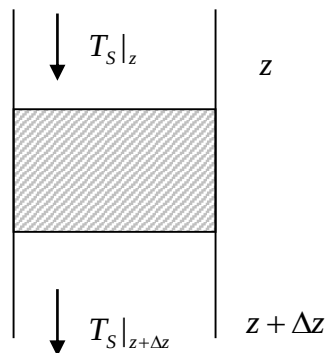
$$\Delta H_{R298} = ((2.\Delta H_f \text{CO}_2) + (2.\Delta H_f \text{H}_2\text{O})) - ((\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_4) + (3.\Delta H_f \text{O}_2))$$

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p . dT = \int_{T_{ref}}^T \Delta a . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta b . T . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta c . T^2 . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta d . T^3 . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta e . T^4 . dT$$

➤ **Menghitung** $\sum_{i=1}^n (F_i . C_{p_i})$

$$\sum_{i=1}^n (F_i . C_{p_i}) = F_A . C_{p_A} + F_B . C_{p_B} + F_C . C_{p_C} + F_D . C_{p_D} + F_E . C_{p_E} + F_F . C_{p_F}$$

c. Persamaan Neraca Panas Pendingin



Heat of input – Heat of output + Heat transfer = Acc

$$W_s . C_{p_s} . Ts|_z - W_s . C_{p_s} . Ts|_{z+\Delta z} + U d . N t . \Delta z . \pi . O D . (T - T_s) = 0$$

$$W_s . C_{p_s} . Ts|_z - W_s . C_{p_s} . Ts|_{z+\Delta z} = -U d . N t . \Delta z . \pi . O D . (T - T_s)$$

$$\frac{W_s . C_{p_s} . Ts|_z - W_s . C_{p_s} . Ts|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U d . N t . \pi . O D . (T - T_s)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{W_s . C_{p_s} . Ts|_z - W_s . C_{p_s} . Ts|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U d . N t . \pi . O D . (T - T_s)$$

$$-\frac{dT_s}{dz} = -\frac{U d . N t . \pi . O D . (T - T_s)}{W_s . C_{p_s}}$$

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{U d . N t . \pi . O D . (T - T_s)}{W_s . C_{p_s}}$$

Keterangan :

C_{ps} = kapasitas panas pendingin, kJ/kmol.K

OD = diameter luar, m

N_t = jumlah tube

T = suhu aliran massa dalam tube pada Z tertentu, K

T_s = suhu pendingin dalam shell pada Z tertentu, K

U_d = koefisien perpindahan panas menyeluruh, kJ/jam.m².K

W_s = laju alir pendingin, kmol/jam

d. Perubahan Tekanan Tiap Satuan Panjang Tube

Pressure drop dalam tube pada reaktor *fixed bed multitube* dapat diturunkan

dari persamaan berikut :

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G_t}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1.75 \cdot G_t \right]$$

(Sumber : Fogler, hal. 128)

Keterangan :

P = tekanan dalam tube, kg/m²

μ = viskositas gas, kg/m.jam

ε = porositas bed

D_p = diameter partikel katalis, m

G_t = kecepatan alir gas dalam tube, kg/m².jam

ρ_f = densitas gas masuk dalam tube, kg/m³

g_c = gravitasi, m/jam²

z = panjang tube, m

e. Menghitung Panjang Tube (Z)

Panjang tube dihitung menggunakan tiga persamaan diferensial diatas dan ditentukan saat konversi reaksi mencapai batas maksimalnya.

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \rho}{F_{Ao}}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot Cp_i)} \quad \frac{dT_s}{dz} = \frac{U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_s)}{Ws \cdot Cp_s}$$

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{\left(1,75 + 150 \left(\frac{\mu(1-\varepsilon)}{D_p \times G_t} \right) \right) \times G_t^2}{D_p \times \rho_f \times g_c} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} \right)$$

Tabel Perubahan Konversi, Suhu dan Tekanan Terhadap Panjang Reaktor

Z (ft)	XA	Pt (atm)	T (K)	TS	Z (ft)	XA	Pt (atm)	T (K)	Ts
0.00	0.0000	25.0	533.0	303	6.40	0.6659	24.29	528.8	486.9614
0.16	0.0257	25.0	532.9	321.3709	6.56	0.6749	24.27	528.7	488.5439
0.33	0.0509	25.0	532.7	327.6294	6.73	0.6836	24.25	528.7	490.0816
0.49	0.0756	24.9	532.6	339.6213	6.89	0.6919	24.24	528.6	491.576
0.66	0.0998	24.93	532.4	345.3645	7.05	0.6998	24.22	528.5	494.4392
0.82	0.1235	24.91	532.3	350.9455	7.22	0.7074	24.20	528.5	495.8105
0.98	0.1467	24.89	532.2	356.3689	7.38	0.7147	24.18	528.4	497.1431
1.15	0.1695	24.87	532.0	366.7605	7.55	0.7217	24.16	528.3	498.438
1.31	0.1917	24.85	531.9	371.7373	7.71	0.7284	24.15	528.3	500.9192
1.48	0.2135	24.84	531.8	376.5736	7.87	0.7347	24.13	528.2	502.1075
1.64	0.2349	24.82	531.7	381.2733	8.04	0.7407	24.11	528.2	503.2622
1.80	0.2558	24.80	531.5	390.2782	8.20	0.7465	24.09	528.1	504.3844
1.97	0.2762	24.78	531.4	394.5909	8.37	0.7519	24.07	528.1	506.5345

2.13	0.2961	24.76	531.3	398.7818	8.53	0.7570	24.05	528.0	507.5642
2.30	0.3156	24.75	531.2	402.8543	8.69	0.7619	24.04	528.0	508.5649
2.46	0.3347	24.73	531.1	410.6577	8.86	0.7664	24.02	527.9	509.5372
2.62	0.3532	24.71	530.9	414.3948	9.02	0.7707	24.00	527.9	511.4004
2.79	0.3714	24.69	530.8	418.0265	9.19	0.7747	23.98	527.8	512.2928
2.95	0.3891	24.67	530.7	421.5556	9.35	0.7785	23.96	527.8	513.1599
3.12	0.4064	24.65	530.6	428.3176	9.51	0.7820	23.95	527.8	514.0025
3.28	0.4232	24.64	530.5	431.5561	9.68	0.7852	23.93	527.7	515.6171
3.44	0.4396	24.62	530.4	434.7031	9.84	0.7882	23.91	527.7	516.3903
3.61	0.4556	24.60	530.3	437.7613	10.01	0.7910	23.89	527.7	517.1417
3.77	0.4712	24.58	530.2	443.621	10.17	0.7935	23.87	527.6	517.8719
3.94	0.4863	24.56	530.1	446.4273	10.33	0.7958	23.85	527.6	519.271
4.10	0.5011	24.55	530.0	449.1544	10.50	0.7979	23.84	527.6	519.9411
4.27	0.5154	24.53	529.9	451.8045	10.66	0.7997	23.82	527.6	520.5922
4.43	0.5293	24.51	529.8	456.8823	10.83	0.8014	23.80	527.5	521.225
4.59	0.5428	24.49	529.7	459.3141	10.99	0.8029	23.78	527.5	522.4374

Dari perhitungan menggunakan Polymath diatas didapat panjang tube 10,83ft = 3,6576 m, tekanan 23.8 atm, suhu keluar reaktor 527.5 K, dan suhu pendingin keluar 521.225 K.

6. Menghitung Tinggi Reaktor

a. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal shell (ts) minimal dapat dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{(f \cdot E - 0,6 P)} + C \quad (\text{Lloyd E Brownell, 1959, 251,254})$$

dari tabel 13.1,P.251, Brownell,1959 diperoleh:

tekanan yang diijinkan (f) = 12560 psi

efficiency pengelasan (E) = 0,85

faktor korosi (c) = 0,125

sehingga $t_s = 2.055$ in dipilih tebal dinding standar 2 in

$OD_s = ID_s + (2 \times \text{tebal shell}) = 92.34$ in dipilih OD standar 92 in

b. Menghitung Tebal Head (th)

Tebal *head* minimal dapat dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{P \cdot ID_s}{2(f \times E - 0.1 \times P)} + C$$

= 1.9550 in dipilih tebal head standar 2 in

Harga sf dilihat dari table 5.6 hal. 88, Brownell. Dari table 5.7 hal. 91

Brownell digunakan :

$$icr = 4 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$sf = 1.5 - 4.5 \text{ diambil } 4.5$$

$$a = \frac{91,8402}{2} = 45,9201 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 45,9201 \text{ in} - 4 \text{ in} = 41,9201 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 66 \text{ in} - 4 \text{ in} = 62 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= (62^2 - 41,9201^2)^{0.5}$$

$$= 45,6805 \text{ in}$$

$$b = 66 - 45,6805$$

$$= 20,3195 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head (OA)} &= th + sf + b \\
 &= 2 + 4,5 + 20,3195 \\
 &= 26,8195 \text{ in} = 0,4141 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Lloyd E Brownell, 1959,256)

c. Menghitung Tinggi Total Reaktor (t_R)

Tinggi reaktor (t_R) adalah tinggi kedua *head* ditambah dengan panjang *tube*.

$$\begin{aligned}
 t_R &= (2OA + Z) \\
 &= (2 \times 26,8195 + 144) \\
 &= 197.6391 \text{ in} = 5,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Volume Reaktor

$$\text{Volume head} = 0,000049 \text{ IDs}^3 = 37,9572 \text{ in}^3 = 0,000622009 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z = 953449,7625 \text{ in}^3 = 15,6242 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{volume shell} + (2 \times \text{volume head}) \\
 &= 15,62252 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

e. Spesifikasi Nozzle

1. Diameter Saluran Gas Umpan

$$D_{opt} = 293G^{0,53}\rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana :

$$G = \text{Kec. umpan masuk} = 29,9715 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas umpan mix} = 32,1569 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga diameter optimum saluran gas umpan adalah 491,8499 mm = 19,3642 in.

Sehingga dipilih ukuran standar :

$$ID = 19,25 \text{ in}$$

$$OD = 20 \text{ in}$$

2. Diameter Saluran Gas Keluar

$$\text{Densitas gas out mix } (\rho) = \rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T} = 17,6306 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana :

$$G = \text{Kec. umpan keluar} = 29,9716 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas out mix} = 16,3200 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga diameter optimum saluran gas keluar sebesar 632,1456 mm =

$$24,8876 \text{ in.}$$

Sehingga dipilih ukuran standar :

$$ID = 23,25 \text{ in}$$

$$OD = 24 \text{ in}$$

3. Diameter Pendingin Masuk

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana :

$$G = \text{kec. aliran pendingin} = 0,3633 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas pendingin} = 389,9174 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga diameter optimum pendingin masuk sebesar 18,2903 mm =
0,7201 in

Sehingga dipilih ukuran standar :

$$ID = 0,825 \text{ in}$$

$$OD = 1.05 \text{ in}$$

4. Diameter Pendingin Keluar

$$\boxed{\rho p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T \text{ in})}$$

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana :

$$G = \text{Kec. aliran pendingin} = 0,3633 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas pendingin} = 389,9174 \text{ kg/m}^3$$

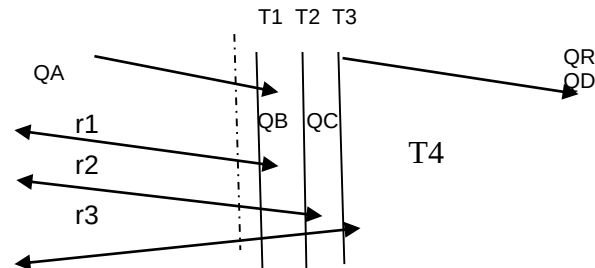
Sehingga diameter optimum pendingin masuk sebesar 18,8424 mm =
0,7418 in.

Sehingga dipilih ukuran standar :

$$ID = 0,824 \text{ in}$$

$$OD = 1,05 \text{ in}$$

5. Tebal Isolator



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam MD

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding MD

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor = 533 K

T_2 = Suhu dinding luar reaktor = 341,384077

T_3 = Suhu isolator luar = 40 °C = 313,15 K = 104 F

T_4 = Suhu udara luar = 30 °C = 303,15 K = 86 F

interpolasi	nilai kis	Interpolasi	nilai ks
32	0,087	32	26
104	x	104	x
212	0,111	212	26
x =	0,0966	x =	26
interpolasi	nilai v	Interpolasi	nilai k
300	0,00001569	300	0,02624
308,15	x	308,15	X
350	0,00002076	350	0,03003
x =	1,65164E-05	x =	0,02685777
interpolasi	nilai Pr	Interpolasi	nilai μ
300	0,708	300	0,000018462
308,15	x	308,15	X
350	0,697	350	0,00002075
x =	0,706207	x =	1,88349E-05

- Sifat-sifat fisis bahan

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

$$k_{is} = 0,0966 \times 1,7307 = 0,1672 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* Carbon steel : $k_s = 44,9982 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$

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

$$T_f = (313,15 + 303,15)/2 \text{ K} = 308,15 \text{ K}$$

$$v = 1,65164 \times 10^{-5}$$

$$k = 0,02685777 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$$

$$Pr = 0,706207$$

$$\beta = 1/308,15 \text{ K} = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 1,8835 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

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

keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 2,3327 \text{ m}$$

$$r_2 = 1,1684 \text{ m}$$

$$L = 3,6576 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

$$Q_B = -1090,2193 \times (T_1 - T_2) \dots\dots\dots (a)$$

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

$$Q_C = 2,5834 (T_2 - T_3) / \ln (0,9144 + x/0,9144) \dots\dots\dots (b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Gr.Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$= 4,0286E+10$$

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga alirannya turbulen.

Jenis Aliran	Gr.Pr	C	N
Laminar	$10^4 - 10^9$	0,59	0,25
Turbulen	$10^9 - 10^{13}$	0,1	0,33

Sehingga h_c menggunakan persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

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

$$h_c = 1,31. (313,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})^{1/3}$$

$$h_c = 2,8233 \text{ W/m}^2\text{C}$$

Sehingga :

$$Q_D = h_c.A.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = h_c.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = 436,4383 (0,9144 + x) \dots\dots\dots (c)$$

c. Panas Radiasi

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

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

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

$$Q_R = 985,2743 (0,9144 + x) \dots\dots\dots (d)$$

Kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial dan didapat :

$$T_2 = 341,384077 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 0,05 \text{ m}$$

Sehingga didapat :

$$Q_d (\text{ perpindahan panas konveksi }) = 625,1981$$

$$Q_r (\text{ perpindahan panas radiasi }) = 1411,4047$$

$$Q_c (\text{ perpindahan panas konsumsi }) = 2036,60291$$

$$Q (Q_d + Q_r) = 2036,60291$$