

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Farida Khuzaimah

Nama : Adisty Ananda Rifani

No. Mahasiswa : 19521001

No. Mahasiswa : 19521052

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Farida Khuzaimah Nama : Adisty Ananda Rifani

No. Mahasiswa : 19521001 No. Mahasiswa : 19521052

Yogyakarta, 25 Oktober 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan 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. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan


METERAI TEMPEL
08ALX383663204
Farida Khuzaimah

Td. Tangan


METERAI TEMPEL
08ALX383663204
Adisty Ananda Rifani

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA
KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Farida Khuzaimah

Nama : Adisty Ananda Rifani

No. Mahasiswa : 19521001

No. Mahasiswa : 19521052

Yogyakarta, 6 Oktober 2024

Dosen Pembimbing,



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA
KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Farida Khuzalmah Nama : Adlity Ananda Rifani
No. Mahasiswa : 19521001 No. Mahasiswa : 19521052

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

Yogyakarta, 03 Desember 2024

Tim Penguji,

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

Ketua

Dr. Khamdan Cahvari, S.T., M.Sc

Anggota I

Dr. Tintin Mutlara, S.T., M.Eng

Anggota II

Mengetahui:

Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Sholen Maulana, S.T., M.T., Ph.D.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Dengan rasa syukur dan hormat, penulis memanjatkan puji syukur kehadirat Allah SWT yang senantiasa memberikan rahmat serta hidayah-Nya dalam setiap langkah kehidupan kita. Oleh karena itu, penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul “**PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN**” ini tepat pada waktunya. Tugas akhir ini ditulis untuk memenuhi syarat mendapatkan gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Selama menyelesaikan penulisan tugas akhir ini, banyak hambatan yang penulis alami, tetapi berkat bimbingan, bantuan, dorongan dan petunjuk dari berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih sebanyak-banyaknya kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kuasa, rahmat dan kehendak-Nya, penulis diberikan kemampuan serta kelancaran dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Kepala Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah memberikan arahan, bimbingan, kritik, saran serta pengarahan kepada penulis sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini dengan baik.

5. Orang tua penulis, Bapak Ischaq Sumartono Hadji dan Ibu Iin Kuraisin. Terima kasih atas segala doa restu, bimbingan serta dukungan yang diberikan kepada penulis baik secara materi maupun moril sehingga penulis dapat menyelesaikan perkuliahan dan tugas akhir ini dengan baik.
6. Kakak penulis Sarah Hafizhah, terima kasih atas semangat dan dorongan yang diberikan kepada penulis sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini dengan baik.
7. Sepupu penulis Annisa Tri Lestari, terima kasih atas segala nasihat, motivasi, serta sarannya selama mengerjakan tugas akhir ini. Terima kasih juga sudah mau mendengarkan cerita maupun keluh kesah penulis sampai terselesaikannya tugas akhir ini dengan baik.
8. Adisty Ananda Rifani selaku *partner* dalam mengerjakan tugas akhir ini, terima kasih karena telah bersama-sama membantu dan mendukung satu sama lain sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Terima kasih juga karena sudah menjadi sahabat yang baik sejak dari awal perkuliahan, kerja praktik bersama, penelitian bersama sampai menyelesaikan tugas akhir bersama.
9. Sahabat-sahabat penulis sejak SMA di Nurul Fikri yaitu Adzka, Alfian, Afa, Izaq, Omeng, Jamaal, Ghazi, Dimas, Habib, Rara, Khansa, Cinut, Iffa, serta Nurul, terima kasih sudah menemani waktu perkuliahan di Yogya ini, terkhusus kepada Rara, Khansa, Cinut dan Nurul terima kasih sudah mendengarkan segala cerita serta keluh kesah penulis selama ini sampai terselesaikannya tugas akhir ini dengan baik.
10. Sahabat-sahabat penulis sejak mahasiswa baru yaitu Annisa, Asri, Bella, Mira, dan Septi, yang selalu mendukung selama penyusunan tugas akhir ini, serta terima kasih atas segala kenangan indah bersama kalian selama di perkuliahan ini.
11. Rekan-rekan mahasiswa Teknik Kimia Angkatan 2019, atas segala kerja sama dan bantuannya.

12. Semua pihak yang tidak bisa penulis sebutkan satu per satu. Penulis sampaikan terima kasih sebanyak-banyaknya semoga amal baik semua pihak mendapatkan balasan dari sang pencipta Allah SWT. Amin.

Penulis masih menyadari bahwa tugas akhir ini masih banyak kekurangan dan jauh dari kata sempurna. Maka dari itu, penulis sangat menerima kritik dan saran yang bersifat membangun supaya ke depannya lebih baik lagi. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis serta para pembaca pada umumnya.

Wassalamu 'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 14 Oktober 2024



Farida Khuzaimah

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Segala puji dan Syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT sang Maha Segalanya atas segala Rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN”** ini tepat pada waktunya. Tugas akhir ini ditulis dalam rangka untuk memenuhi syarat mencapai gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Dalam menyelesaikan penulisan skripsi ini, penulis banyak mendapatkan dukungan dan bantuan dari berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung. Maka dari itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kuasa dan kehendak-Nya, penulis diberikan kemampuan serta kelancaran dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Kepala Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah meluangkan waktu ditengah kesibukan beliau atas segala

kritik, saran, motivasi serta pengarahan kepada penulis dalam proses penulisan tugas akhir ini.

5. Kedua orang tua penulis, Bapak M. Agus Rifani (Almarhum) dan Ibu Dian Pitasari. Untuk almarhum Bapak tercinta, yang meskipun telah berpulang, tetapi kehadiran Bapak tetap hidup di dalam setiap doa dan kenangan indah yang selalu menguatkan saya. Untuk Ibu, terima kasih atas segala kasih sayang, perhatian, doa, serta dukungan yang tak henti-hentinya secara materi maupun moril yang diberikan dalam membesarkan dan membimbing penulis selama ini sehingga penulis dapat menyelesaikan perkuliahan dan tugas akhir ini dengan baik serta terus berjuang dalam meraih mimpi dan cita-cita. Untuk para saudari saya yaitu Kakak Dinda, Adik Putri, dan Adik Annisa, terima kasih atas segala doa, semangat, dan dukungannya di setiap langkah perjalanan ini.
6. Farida Khuzaimah selaku *partner* dalam mengerjakan tugas akhir ini yang selalu membantu dan mendukung satu sama lain selama proses penulisan tugas akhir ini tanpa mengenal kata lelah. Terima kasih juga karena sudah kebersamaan sekaligus menjadi sahabat yang baik mulai dari awal perkuliahan sampai kerja praktik bersama, penelitian bersama dan tugas akhir bersama.
7. Sahabat penulis yaitu Aisyah, Nandifa, Davina, dan Fifi, terutama untuk Aisyah dan Nandifa yang selalu senantiasa mendengarkan keluhan dan memberikan segala dukungan maupun semangat sampai terselesaikannya tugas akhir ini.

8. Rizki Ardiansyah yang selalu menemani, mendengarkan, dan memberikan segala dukungan di segala suka maupun duka sampai terselesaikannya tugas akhir ini.
9. Sahabat penulis sejak awal perkuliahan, Annisa, Asri, Bella, Mira, dan Septi, terima kasih atas kenangan indah bersama kalian selama di Yogyakarta dan di perkuliahan ini.
10. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2019.
11. Semua pihak yang telah membantu selama proses penulisan tugas akhir ini yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

Dengan kerendahan hati, Penulis menyadari penyusunan tugas akhir ini jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, Penulis memohon maaf atas kesalahan dan kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini dan Penulis bersedia untuk menerima saran dan kritik yang bersifat membangun agar ke depannya lebih baik lagi. Terakhir, Penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi siapa saja yang membacanya.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 14 Oktober 2024



Adisty Ananda Rifani

DAFTAR ISI

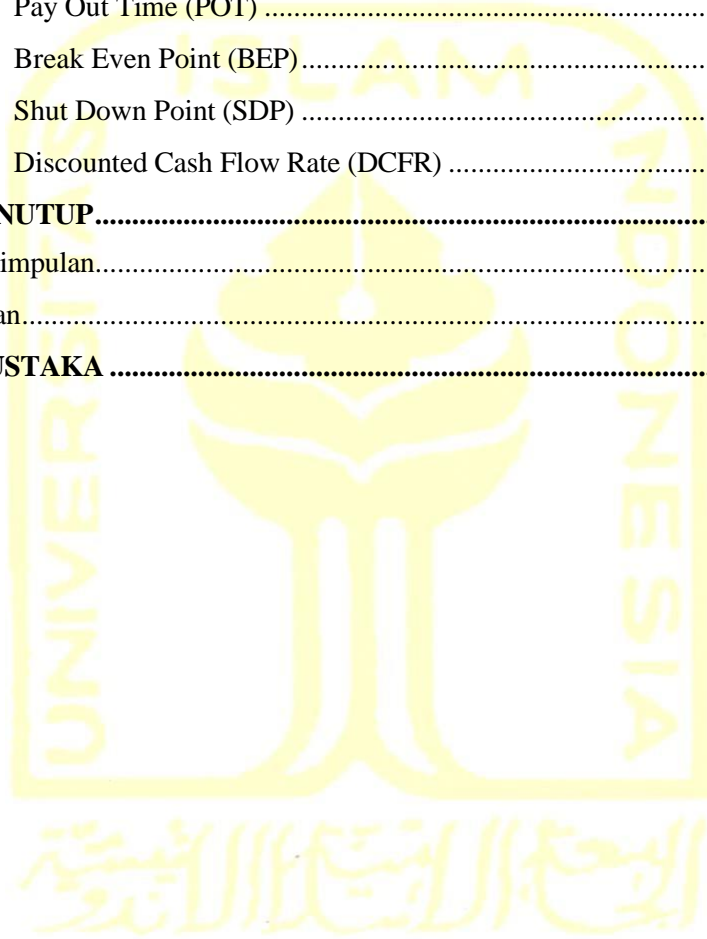
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	iv
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR	xviii
DAFTAR LAMPIRAN	xix
ABSTRAK	xx
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Data Impor Etilen Oksida.....	3
1.2.2 Data Konsumsi Etilen Oksida di Indonesia.....	4
1.2.3 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada.....	6
1.2.4 Penentuan Kapasitas Perancangan.....	8
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.3.1 Proses Pembuatan.....	10
2.1.1.1 Proses Reaksi Oksidasi Etilen dengan Oksigen	11
2.1.1.2 Proses Reaksi Oksidasi Etilen dengan Udara.....	12
2.1.1.3 Proses Reaksi klorohidrin.....	13
1.4 Tinjauan Termodinamika	18
1.5 Tinjauan Kinetika.....	22
BAB II PERANCANGAN PRODUK	25
2.1 Spesifikasi Produk.....	25
2.1.1 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Produk.....	25
2.1.1.1 Etilen Oksida.....	25
2.1.1.1 Air	26
2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	27
2.1.2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	27

2.2	Pengendalian Kualitas	32
2.2.1.	Pengendalian Kualitas bahan baku	32
2.2.2.	Pengendalian Kualitas Proses.....	33
2.2.3.	Pengendalian Kualitas Produk.....	34
BAB III PERANCANGAN PROSES		35
3.1	Diagram Alir Kualitatif dan Material	35
3.2	Uraian Proses.....	37
3.2.1	Tahap Sintesa Etilen Oksida.....	37
3.2.2	Tahap Pemisahan Produk Samping	39
3.2.3	Tahap Pemurnian Produk Etilen Oksida	41
3.3	Spesifikasi Alat.....	42
3.3.1	Spesifikasi Reaktor.....	42
3.3.2	Spesifikasi Alat Pendukung & Pemisah	44
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	51
3.3.4	Spesifikasi Expansion Valve, Blower, dan Kompresor	53
3.3.5	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	60
a.	Neraca Massa	89
3.4.1.	Neraca Massa Total	89
3.4.2.	Neraca Massa Per Alat	90
3.4.2.1.	Neraca Massa Reaktor	90
3.4.2.2.	Neraca Massa Absorber 1	90
3.4.2.3.	Neraca Massa Absorber 2	91
3.4.2.4.	Neraca Massa Stripper	92
3.4.2.5.	Neraca Massa Menara Distilasi.....	92
b.	Neraca Panas	93
3.5.1.	Neraca Panas Reaktor (R-01)	93
3.5.2.	Neraca Panas <i>Water Absorber</i> (AB-01)	94
3.5.3.	Neraca panas CO2 Absorber (AB-02).....	94
3.5.4.	Neraca Panas Stripper (STP-01).....	96
3.5.5.	Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	97

3.5.6.	Neraca Panas Reboiler (RB-01).....	97
3.5.7.	Neraca Panas Kondensor (CD-01)	98
3.5.8.	Neraca Panas Cooler-01 (CL-01)	98
3.5.9.	Neraca Panas Cooler-02 (CL-02)	99
3.5.10.	Neraca Panas Cooler-03 (CL-03)	100
3.5.11.	Neraca Panas Heater-01 (HE-01)	100
3.5.12.	Neraca Panas Heater-02 (HE-02)	101
3.5.13.	Neraca Panas Heater-03 (HE-03)	101
3.5.14.	Neraca Panas Heater (HE-04).....	102
3.5.15.	Neraca Panas Heater-05 (HE-05)	102
3.5.16.	Neraca Panas Heater 6.....	103
3.5.17.	Neraca Panas Heater 7.....	104
3.5.18.	Neraca Panas Heater 8.....	104
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....		106
4.1	Lokasi Pabrik.....	106
4.1.1.	Faktor Utama.....	107
4.1.2.	Faktor Khusus	111
4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	113
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	115
4.4	Organisasi Perusahaan.....	117
4.4.1.	Bentuk Perusahaan	117
4.4.2.	Pemilihan Bentuk Perusahaan	120
4.4.3.	Struktur Organisasi.....	121
4.4.3.1	Pengertian Struktur Organisasi.....	121
4.4.3.2	Bentuk-bentuk Struktur Organisasi Perusahaan	122
4.4.3.3	Pemilihan Bentuk Struktur Organisasi	129
4.4.4.	Tugas dan Wewenang	131
4.4.4.1	Rapat Umum Pemegang Saham (RPUS)	131
4.4.4.2	Dewan Komisaris	132
4.4.4.3	Dewan Direksi.....	133

4.4.4.4	Direktur Utama.....	134
4.4.4.5	Kepala Bagian	137
4.4.5.	Sistem Kerja	143
4.4.5.1	Karyawan	143
4.4.5.2	Sistem Gaji Karyawan.....	147
4.4.5.3	Kesejahteraan Sosial Karyawan	153
BAB V UTILITAS.....		157
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	157
5.1.1.	Unit Penyediaan Air	157
5.1.2.	Unit Pengolahan Air.....	164
5.1.3.	Kebutuhan Air	168
5.1.3.1.	Kebutuhan Air Pendingin.....	168
5.1.3.2.	Kebutuhan Air Proses	169
5.1.3.3.	Kebutuhan Air Steam.....	169
5.1.3.4.	Kebutuhan Air Domestik	171
5.1.3.5.	Kebutuhan Air Servis (<i>Service Water</i>).....	172
5.1.3.6.	Kebutuhan Air Pabrik Total	173
5.1.4.	Unit Penyediaan <i>Steam</i>	173
5.1.5.	Unit Pembangkit Listrik	174
5.1.5.1.	Kebutuhan listrik untuk <i>plan</i>	175
5.1.5.2.	Generator.....	181
5.1.6.	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	184
5.1.7.	Unit Pengolahan Limbah.....	186
5.1.7.1.	Unit Pengolahan Limbah Gas	186
5.1.7.2.	Unit Pengolahan Limbah Cair.....	186
5.1.7.3.	Unit Pengolahan Limbah Padat.....	188
BAB VI EVALUASI EKONOMI		189
6.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	190
6.2	Dasar Perhitungan	202
6.3	Perhitungan Biaya	202

6.3.1.	Modal (Capital Investment).....	202
6.3.2.	Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	205
6.3.3.	Pengeluaran Umum (General Expense).....	208
6.4	Analisa Keuntungan	209
6.5	Analisis Kelayakan.....	209
6.5.1.	Return on Investment (ROI).....	210
6.5.2.	Pay Out Time (POT)	211
6.5.3.	Break Even Point (BEP).....	211
6.5.4.	Shut Down Point (SDP)	214
6.5.5.	Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	214
BAB VII PENUTUP		217
7.1	Kesimpulan.....	217
7.2	Saran.....	218
DAFTAR PUSTAKA		219



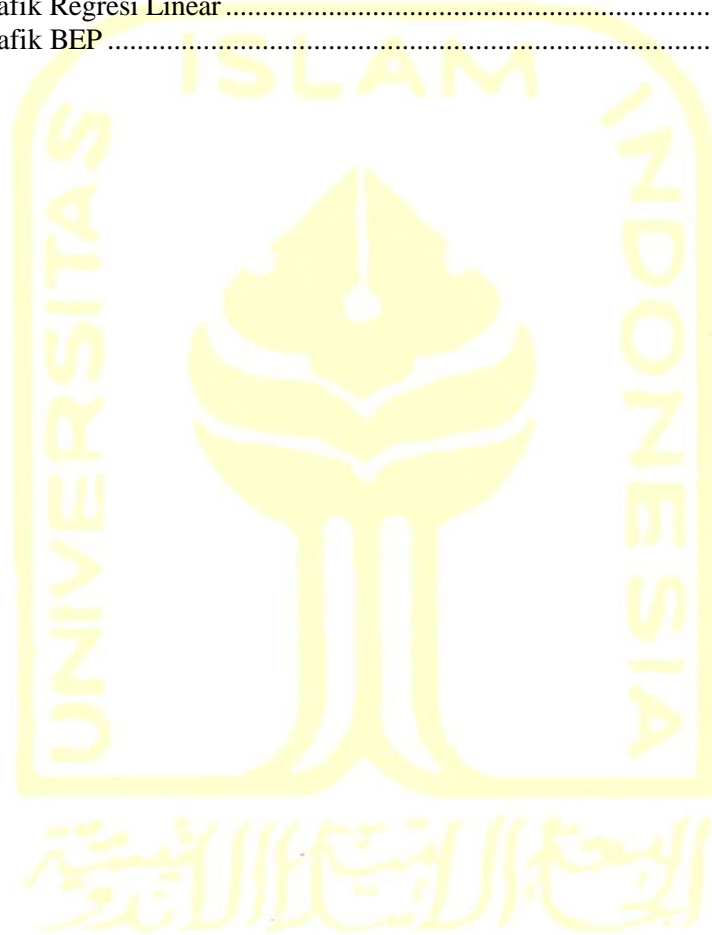
DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida di Dunia.....	6
Tabel 1. 2 Proses Pembuatan Etilen Oksida.....	16
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor.....	42
Tabel 3. 2 Spesifikasi Absorber 1, Absorber 2, Stripper	44
Tabel 3. 3 Spesifikasi Menara Distilasi	46
Tabel 3. 4 Spesifikasi Reflux Drum	49
Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	51
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	53
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>Expansion Valve (1)</i>	54
Tabel 3. 8 Spesifikasi Blower.....	55
Tabel 3. 9 Spesifikasi Kompresor	57
Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 1.....	60
Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 2.....	63
Tabel 3. 12 Spesifikasi Kondensor	66
Tabel 3. 13 Spesifikasi Reboiler.....	68
Tabel 3. 14 Spesifikasi Heater 1 dan Heater 2	70
Tabel 3. 15 Spesifikasi Heater 3.....	72
Tabel 3. 16 Spesifikasi Heater 4.....	74
Tabel 3. 17 Spesifikasi Heater 5.....	76
Tabel 3. 18 Spesifikasi Heater 6.....	78
Tabel 3. 19 Spesifikasi Heater 7.....	80
Tabel 3. 20 Spesifikasi Heater 8.....	81
Tabel 3. 21 Spesifikasi Cooler 1.....	83
Tabel 3. 22 Spesifikasi Cooler 2.....	85
Tabel 3. 23 Spesifikasi Cooler 3.....	86
Tabel 3. 24 Neraca Massa Total.....	89
Tabel 3. 25 Neraca Massa Reaktor.....	90
Tabel 3. 26 Neraca Massa Absorber 1.....	90
Tabel 3. 27 Neraca Massa Absorber 2.....	91
Tabel 3. 28 Neraca Massa Stripper.....	92
Tabel 3. 29 Neraca Massa Menara Distilasi	92
Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor.....	93
Tabel 3. 31 Neraca Panas <i>Water Absorber</i>	94
Tabel 3. 32 Neraca Panas CO2 Absorber	94
Tabel 3. 33 Neraca Panas Stripper	96
Tabel 3. 34 Neraca Panas Menara Distilasi	97
Tabel 3. 35 Neraca Panas Reboiler.....	97
Tabel 3. 36 Neraca Panas Kondensor.....	98

Tabel 3. 37 Neraca Panas Cooler 1	98
Tabel 3. 38 Neraca Panas Cooler 2	99
Tabel 3. 39 Neraca Panas Cooler 3	100
Tabel 3. 40 Neraca Panas Heater 1.....	100
Tabel 3. 41 Neraca Panas Heater 2.....	101
Tabel 3. 42 Neraca Panas Heater 3.....	101
Tabel 3. 43 Neraca Panas Heater 4.....	102
Tabel 3. 44 Neraca Panas Heater 5.....	102
Tabel 3. 45 Neraca Panas Heater 6.....	103
Tabel 3. 46 Neraca Panas Heater 7.....	104
Tabel 3. 47 Neraca Panas Heater 8.....	104
Tabel 4. 1 Jadwal Kerja.....	146
Tabel 4. 2 Tabel Rincian Gaji Berdasarkan Jabatan dan Pendidikan	149
Tabel 5. 1 Parameter Fisik untuk Media Air Keperluan Sanitasi	160
Tabel 5. 2 Parameter Fisik untuk Media Air Minum.....	160
Tabel 5. 3 Syarat air	164
Tabel 5. 4 Kebutuhan air pendingin	168
Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Steam.....	170
Tabel 5. 6 Kebutuhan Air Pabrik.....	173
Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Peralatan Proses.....	175
Tabel 5. 8 Kebutuhan Air Utilitas	177
Tabel 5. 9 Total Kebutuhan Listrik	181
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963-2000.....	191
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses.....	195
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas	199
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost / PPC.....	203
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost	203
Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment.....	204
Tabel 6. 7 <i>Working Capital Investment</i>	205
Tabel 6. 8 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	206
Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost.....	206
Tabel 6. 10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	207
Tabel 6. 11 <i>Total Manufacturing Cost</i>	207
Tabel 6. 12 <i>General Expense</i>	208
Tabel 6. 13 <i>Total Production Cost</i>	209
Tabel 6. 14 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	212
Tabel 6. 15 <i>Annual Variable Value (Va)</i>	213
Tabel 6. 16 <i>Annual Regulated Expense (Ra)</i>	213
Tabel 6. 17 <i>Annual Sales Value (Sa)</i>	214

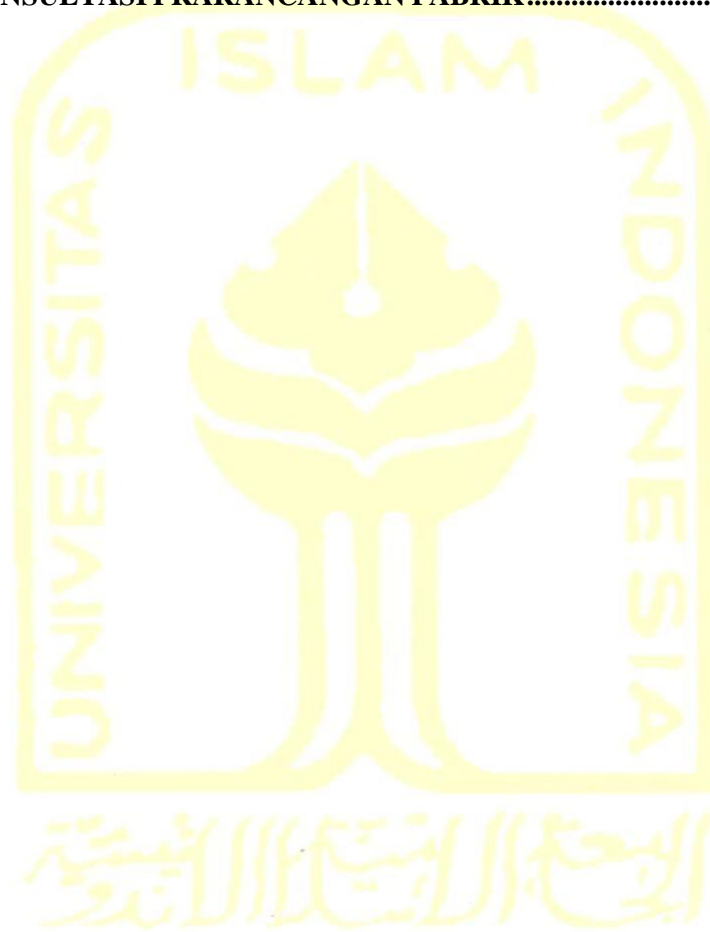
DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Data Impor Etilen Oksida di Indonesia	3
Gambar 1. 2 Grafik Data Konsumsi Etilen Oksida di Indonesia	5
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	35
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif.....	36
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik.....	109
Gambar 4. 2 Tata Letak <i>Layout</i> Pabrik Skala 1:100.....	114
Gambar 5. 1 Diagram Utilitas	188
Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear	194
Gambar 7. 1 Grafik BEP	216



DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A.....	223
PERANCANGAN REAKTOR.....	223
LAMPIRAN B.....	255
<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)</i>	255
LAMPIRAN C.....	257
KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK.....	257



ABSTRAK

Etilen oksida merupakan sebuah bahan baku yang sering digunakan dalam memproduksi bahan kimia lainnya seperti eter glikol, eter poli glikol, deterjen, pengemulsi dan pelarut. Dalam industri kimia, salah satu pabrik yang menggunakan etilen oksida sebagai bahan baku adalah Pabrik Etilen Glikol. Sebagai salah satu bahan baku yang penting di dalam Industri Kimia, etilen oksida masih belum dapat tercukupi kebutuhannya di Indonesia, sehingga untuk memenuhi kebutuhan etilen oksida di dalam negeri maka direncanakan pendirian pabrik etilen oksida dari etilen dan udara dengan proses oksidasi langsung pada 230 °C dan 20 atm di dalam reaktor *fixed bed multitube*. Pabrik etilen oksida dirancang dengan kapasitas 111.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah etilen sebanyak 1000 kg/jam dan udara sebanyak 5879,19 kg/jam. Reaksi antara etilen dan udara menghasilkan produk utama berupa etilen oksida dan produk samping berupa karbon dioksida dan air. Selain itu dibutuhkan penyedia utilitas meliputi air sebanyak 3.923,98 kg/jam dan listrik sebanyak 304,47 Kw serta menggunakan generator sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik. Pabrik akan didirikan di daerah Kota Cilegon, Banten di atas tanah seluas 17.700 m². Berdasarkan hasil analisis dari kondisi operasi dan sifat-sifat bahan serta produk menunjukkan bahwa pabrik etilen oksida memiliki tingkat risiko rendah (*low risk*). Hasil analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan beberapa poin, di antaranya: 1). *Fixed Capital* sebesar Rp1.224.041.862.838 2). *Working Capital* sebesar Rp245.759.450.951 3). *Percent Return of Investment (ROI) Before Tax* sebesar 35%, 4). *Percent Return of Investment After Tax* sebesar 27%, 5). *Pay Out Time (POT) Before Tax* selama 2,34 tahun, 6). *Pay Out Time (POT) After Tax* selama 2,85 tahun, 7). *Break Event Point (BEP)* sebesar 50,16%, 8). *Shut Down Point (SDP)* sebesar 27,82%, serta 9). *Discounted Cash Flow (DCF)* sebesar 33,74%. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik etilen oksida dari etilen dan udara dengan kapasitas 111.000 ton/tahun ini cukup menarik dan layak apabila didirikan di Indonesia.

Kata-Kata Kunci: Etilen, Etilen Oksida, Udara.

ABSTRACT

Ethylene oxide is a raw material that is often used in producing other chemicals such as glycol ethers, polyglycol ethers, detergents, emulsifiers and solvents. In the chemical industry, one of the factories that uses ethylene oxide as a raw material is the Ethylene Glycol Factory. As one of the important raw materials in the Chemical Industry, ethylene oxide is still not sufficient in Indonesia, so to meet the needs of ethylene oxide domestically, it is planned to establish an ethylene oxide factory from ethylene and air with a direct oxidation process at 230° C and 20 atm in a fixed bed multitube reactor. The ethylene oxide factory is designed with a capacity of 111,000 tons/year. The raw materials used are ethylene as much as 1000 kg/hour and oxygen as much as 5879.19 kg/hour. The reaction between ethylene and air produces the main product in the form of ethylene oxide and by-products in the form of carbon dioxide and water. In addition, utility providers are needed including water of 3,923.98 kg/hour and electricity of 304.47 Kw and using a generator as a backup in case of a power outage. The factory will be established in the Cilegon City area, Banten on a land area of 17.700 m². Based on the results of the analysis of operating conditions and the properties of materials and products, it shows that the ethylene oxide factory has a low risk level. The results of the economic feasibility analysis of this factory show several points, including: 1). Fixed Capital of Rp1.224.041.862.838 2). Working Capital of Rp245.759.450.951 3). Percent Return of Investment (ROI) Before Tax of 35%, 4). Percent Return of Investment After Tax of 27%, 5). Pay Out Time (POT) Before Tax for 2,34 tahun, 6). Pay Out Time (POT) After Tax for 2,85 tahun, 7). Break Event Point (BEP) of 50,16%, 8). Shut Down Point (SDP) of 27,82%, serta 9). Discounted Cash Flow (DCF) of 33,74%. In terms of economy, the ethylene oxide plant from ethylene and air with a capacity of 111,000 tons/year is quite attractive and feasible if established in Indonesia.

Keywords: Air, Ethylene, Ethylene Oxide

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri Indonesia saat ini terus melakukan peningkatan pembangunan di segala bidang khususnya bidang industri. Hal ini dapat dilihat dengan adanya pandangan dari Menteri Perindustrian Airlangga Hartarto bahwa Indonesia dalam proporsi ekonominya dapat dikategorikan sebagai negara industri (Kemenperin, 2017). Kemajuan bidang industri khususnya industri kimia dapat dilihat dari banyaknya pabrik kimia yang dibangun di Indonesia yang mengolah bahan mentah menjadi bahan jadi ataupun produk untuk pasar dalam negeri maupun luar negeri. Kegiatan pengembangan industri kimia ini ditujukan untuk kebutuhan produk kimia dalam meningkatkan sumber daya domestik, memperluas pasar dalam negeri dan ekspor, serta menginisiasi upaya reindustrialisasi di masa mendatang (Kemenperin, 2016).

Hingga saat ini, bahan baku untuk sektor industri kimia di Indonesia kebanyakan didukung dari luar negeri karena keterbatasan pasokan dalam negeri dan produk yang dihasilkan sebagian besar hanya dijual untuk pasar di dalam negeri. Hal tersebut dapat memicu munculnya tantangan Indonesia dan peluang untuk meningkatkan sektor industri khususnya industri kimia agar mendapat tambahan devisa negara dengan memanfaatkan sumber daya manusia dan sumber daya alam yang ada, mengurangi ketergantungan terhadap pasokan

bahan baku dari luar negeri serta meningkatkan relasi antar negara-negara lain. Salah satunya adalah kebutuhan etilen oksida yang terus meningkat karena meningkatnya produksi etilen oksida di dalam negeri. Penggunaan etilen oksida selain sebagai bahan baku etilen glikol adalah sebagai bahan insektisida, bahan intermediet pembuatan etanol amine, glikol eter dan poli etilen oksida. (Kirk and Othmer, 1979)

Seiring dengan semakin meningkatnya kebutuhan etilen oksida, maka pendirian pabrik akan membawa dampak positif. Hal tersebut dikarenakan masih banyak yang membutuhkan produsen etilen oksida di negara berkembang khususnya Indonesia. Dengan didirikannya pabrik etilen oksida diharapkan kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi, dapat menutupi kebutuhan impor, memacu perkembangan industri yang menggunakan etilen Oksida sebagai bahan baku maupun bahan penolong, dan dapat melakukan ekspor ke luar negeri.

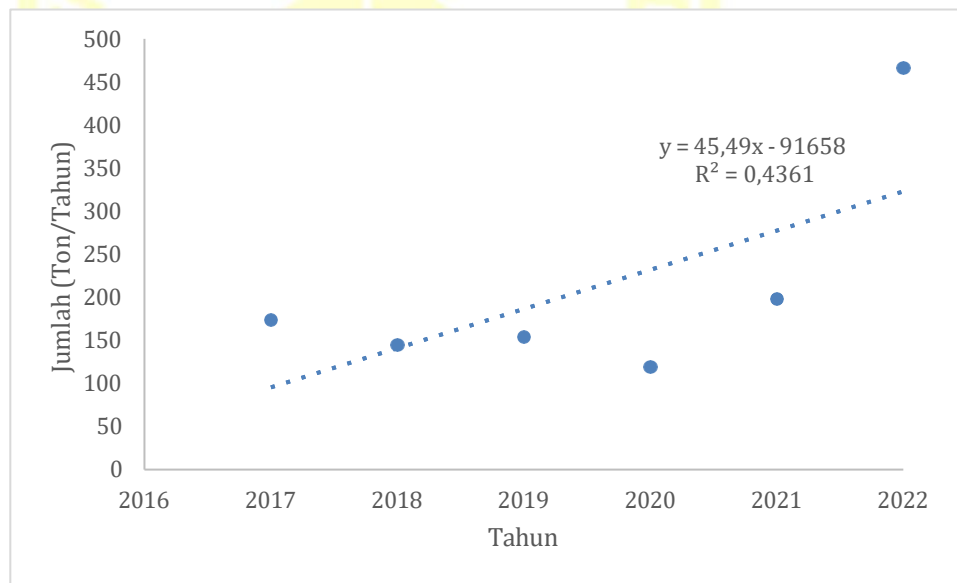
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Salah satu aspek penting dalam proses prarancangan pabrik yaitu kapasitas perancangan produksi. Kapasitas produksi dapat didefinisikan sebagai jumlah maksimum yang diproduksi oleh pabrik per satuan waktu tertentu. Hal ini akan berpengaruh pada sektor ekonomi pabrik itu sendiri, maka

diperlukan pertimbangan agar memperoleh laba yang maksimum dengan biaya yang minimum.

1.2.1 Data Impor Etilen Oksida

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia masih membutuhkan impor etilen oksida untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang dapat terlihat pada Gambar 1.1 berikut ini:



Gambar 1. 1 Grafik Data Impor Etilen Oksida di Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.1, dapat dilihat bahwa kapasitas impor etilen oksida mengalami tren yang fluktuatif di tiap tahunnya. Oleh sebab itu, direncanakan pembangunan pabrik etilen oksida di Indonesia dengan mengolah data tersebut menjadi suatu persamaan linear untuk

dapat memperkirakan kebutuhan impor etilen oksida di Indonesia mendatang pada tahun 2028.

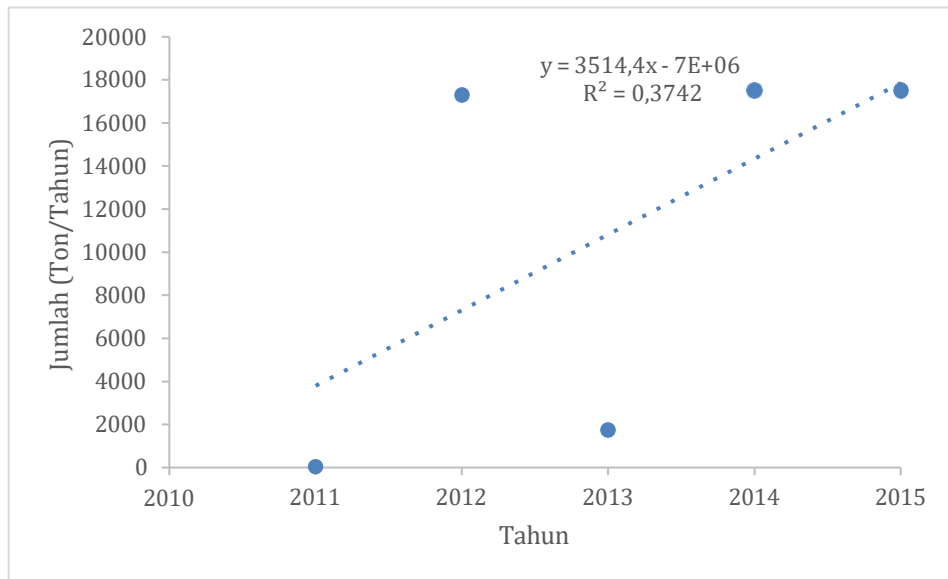
Berdasarkan gambar grafik impor etilen oksida di Indonesia, diperoleh persamaan linear sebagai berikut:

$$y = 45,49x - 91658 \quad (1)$$

Dari persamaan tersebut, dimana y merupakan jumlah kebutuhan impor etilen oksida di Indonesia dalam satuan ton dan x merupakan tahun ke- n , maka dapat diprediksikan bahwa kebutuhan impor etilen oksida di Indonesia pada tahun 2028 mendatang adalah 91.157,61 Ton/Tahun.

1.2.2 Data Konsumsi Etilen Oksida di Indonesia

Kebutuhan etilen oksida di Indonesia semakin meningkat setiap tahunnya seiring dengan berkembangnya industri petrokimia di Indonesia. Menurut indexbox, jumlah konsumsi etilen oksida pada tahun 2011-2015 dapat dilihat pada Gambar 1.2 berikut ini:



Gambar 1. 2 Grafik Data Konsumsi Etilen Oksida di Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.2 di atas, dapat dilihat bahwa konsumsi etilen oksida di Indonesia setiap tahunnya selalu mengalami peningkatan. Dari data tersebut, dapat diolah menjadi suatu persamaan linear untuk dapat memperkirakan konsumsi etilen oksida di Indonesia pada tahun 2028 mendatang. Berdasarkan Gambar 1.2 grafik konsumsi etilen oksida di Indonesia, diperoleh persamaan linear sebagai berikut:

$$y = 3514,4x - 7e+06 \quad (2)$$

Dari persamaan tersebut, dimana y merupakan jumlah konsumsi etilen oksida di Indonesia dalam satuan ton dan x merupakan tahun ke- n , maka dapat diprediksikan bahwa konsumsi etilen oksida di Indonesia pada tahun 2028 mendatang adalah 127.203 Ton/Tahun.

1.2.3 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

Kebutuhan etilen oksida tidak hanya diperlukan di Indonesia tetapi juga di luar negeri. Penentuan kapasitas produksi etilen oksida tidak hanya dilihat dari kapasitas impor dan ekspor saja, tetapi dapat dilihat juga dari kapasitas produksi yang sudah ada. Hal tersebut dikarenakan pabrik yang didirikan telah mendapati keuntungan dari analisis ekonomi yang sesuai dengan kapasitas produksi yang dihasilkan. Sampai saat ini sudah ada beberapa pabrik etilen oksida yang didirikan dengan kapasitas terbesar yaitu 668.000 ton/tahun sedangkan kapasitas terkecilnya yaitu 45.000 ton/tahun. Adapun pabrik etilen oksida yang sudah berdiri beserta kapasitasnya dapat dilihat pada Tabel 1.3 berikut:

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida di Dunia

Produksi	Lokasi Pabrik	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
BASF	Geismar, Los Angeles	218.000
Dow	Plaquemine, Los Angeles	227.000
Eastman	Longview, Texas	91.000
Hoechst-Celanese	Clear Lake, Texas	209.000

Produksi	Lokasi Pabrik	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
Olin	Brandenburg, Kentucky	50.000
Oxy Petrochemicals	Bayport, Texas	250.000
PD Glycols	Beaumont, Texas	202.000
Quantum	Morris, Illinois	113.000
Shell	Geismar, Los Angeles	364.000
Sun Refining	Claymont, Delaware	45.000
Texaco	Port Neches, Texas	332.000
Union Carbide	Taft, Los Angeles	668.000
PT Polychem Indonesia Tbk	Indonesia	80.000

(Sumber: Kirk-Othmer, 1998)

Kapasitas produksi etilen oksida diperkirakan akan meningkat sekitar 10 juta metrik ton dalam 5 tahun di seluruh dunia. Pada tahun 2018, etilen oksida memiliki kapasitas produksi sebesar 26 juta metrik ton dan pada tahun 2023 meningkat sekitar 36 juta metrik ton.

(www.statista.com). Negara-negara dengan penghasil etilen oksida terbanyak yaitu China, Amerika Serikat, Arab Saudi, Kanada, dan Korea Selatan.

1.2.4 Penentuan Kapasitas Perancangan

Kebutuhan etilen oksida akan terus meningkat dalam beberapa tahun ke depan. Jika tidak mengambil langkah yang tepat maka Indonesia akan terus bergantung dalam memenuhi kebutuhan domestik etilen oksida kepada negara lain. Oleh sebab itu, diperlukan adanya pabrik dengan kapasitas yang mampu memenuhi kebutuhan domestik etilen oksida. Kapasitas suatu pabrik dapat ditetapkan dengan menggunakan data impor, data ekspor, data produksi, data kebutuhan konsumsi produk dalam negeri dan kapasitas pabrik yang sudah ada sebelumnya. Berdasarkan data-data yang sudah ada, maka untuk mendapatkan kapasitas rancangan pabrik etilen oksida dari etilen dan udara pada tahun 2028 dapat menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= (127.203 + 0) - (0 + 91.157) \\ &= 36.046 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

Dari data pabrik etilen oksida dalam maupun luar negeri pada tabel 1.3, memiliki kapasitas terbesar yaitu 668.000 ton/tahun dan kapasitas terkecilnya yaitu 45.000 ton/tahun. Kapasitas suatu pabrik yang akan didirikan harus sama atau lebih besar dari kapasitas ekonomis. Berdasarkan uraian tersebut, dengan mempertimbangkan peluang dan kebutuhan pasar akan etilen oksida di Indonesia maupun peluang ekspor ke negara-negara lainnya maka pabrik yang akan beroperasi dan direncanakan dengan kapasitas 111.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Etilen oksida pertama kali dibuat oleh Wurtz pada tahun 1859 dengan mengeliminasi *hydrochloric acid* dari *ethylenechlorohydrin* menggunakan *potassium hydroxide solution* dan dikomersialkan pada tahun 1914. Namun, metode ini tidak digunakan lagi pada skala industri karena membentuk produk samping yang mengandung *chlorine* yang tidak diinginkan dan dapat mencemari lingkungan. Sejak 1863, Wurtz telah mencoba proses oksidasi etilen langsung dengan oksigen tetapi beliau gagal dan pada tahun 1931, Lefort berhasil melakukan proses oksidasi etilen langsung dengan oksigen menggunakan katalis perak (Wiley-VCH, 2011).

Etilen oksida C_2H_4O atau biasa disebut dengan oksiran adalah gas alkilasi organik yang memiliki kriteria yaitu sangat kuat dan

memiliki penetrasi yang tinggi. Etilen oksida merupakan sebuah bahan mentah yang sering digunakan dalam memproduksi bahan kimia lainnya seperti eter glikol, eter poliglikol, deterjen, pengemulsi dan pelarut. Kemudian, etilen oksida juga bisa menjadi susunan awal dari sebuah barang di hampir semua negara industri. Wilayah negara dengan penggunaan etilen oksida terbesar yaitu Timur Tengah (99%), Asia (94%), China (68%), Amerika Utara (65%), Jepang (63%), dan Barat Eropa (44%).

Etilen oksida banyak diaplikasikan pada bidang kesehatan seperti digunakan untuk mendesinfeksi peralatan medis, mensterilkan dengan panas pada peralatan medis yang sudah rusak, dan juga pada bidang konsumsi yaitu untuk mendesinfeksi produk makanan seperti pada bahan rempah-rempah (Bailey, F. J. , 2012). Hanya saja, dari total produksi etilen oksida yang bisa digunakan untuk fumigan dan sterilan sekitar 1% saja (Przybyla, Jennifer, et al. , 2022).

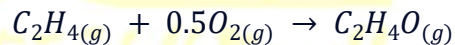
1.3.1 Proses Pembuatan

Untuk dapat memproduksi etilen oksida dari etilen dan oksida terdapat beberapa proses yang dapat dilakukan, yaitu:

2.1.1.1 Proses Reaksi Oksidasi Etilen dengan Oksigen

Proses reaksi ini dijalankan pada reaktor *fixed bed* dengan menggunakan katalis perak untuk membantu mempercepat proses berlangsung. Proses berlangsung pada suhu 220-330°C dan tekanan 10-30 bar dengan selektivitas berkisar 80-90% (Mubashir, Muhammad, et al. , 2022). Untuk dapat memproduksi produk dengan ukuran kecil maka produk akan diproduksi tanpa menggunakan CO₂ dan H₂O secara langsung. Pada proses ini, membutuhkan bagian pembuangan untuk karbon dioksida yang terbuat dari baja tahan karat dan beberapa instrumentasi yang lebih mahal (Perzon, 2015). Etilen pada proses oksidasi ini, akan menghasilkan etilen yang teroksidasi sempurna menjadi karbon dioksida dan air. Reaksi sebagai berikut:

Reaksi utama:



Produk samping yang dihasilkan satu-satunya yaitu karbon dioksida dan air yang terbentuk melalui pembakaran sempurna etilen.

Reaksi Samping:



Proses oksidasi etilen dengan oksigen memiliki 4 keuntungan

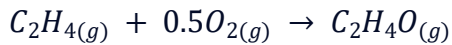
(MO, K. A. E., & Alla, M. Y. A. 2022), yaitu:

1. Selektivitas dan produktivitas yang tinggi
2. Biaya modal awal yang rendah
3. Membutuhkan katalis yang lebih sedikit dan harga yang murah
4. Jumlah polutan udara yang dihasilkan lebih sedikit dari gas pembersih

2.1.1.2 Proses Reaksi Oksidasi Etilen dengan Udara

Proses reaksi oksidasi berbasis udara pada dasarnya tidak jauh berbeda dengan dengan proses oksidasi berbasis oksigen. Proses ini memiliki komposisi udara yaitu 21% oksigen dan 79% nitrogen. Dalam proses oksidasi berbasis udara, udara memasukkan sejumlah besar nitrogen ke dalam gas daur ulang, sehingga dapat diartikan bahwa sejumlah besar gas pembersih harus dibuang untuk mempertahankan konsentrasi nitrogen agar selalu konstan di dalam aliran daur ulang. Nitrogen merupakan gas inert yang dapat berfungsi sebagai diluen untuk mengurangi eksplosivitas dan juga sebagai pendingin selama reaksi terjadi (McKetta, 1984).

Reaksi utama:



Reaksi Samping:

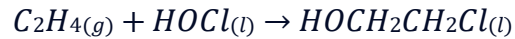


Pada proses reaksi ini, volume karbon dioksida yang terbentuk merupakan perolehan dari setengah volume etilen yang bereaksi. Proses reaksi ini, memiliki biaya pembangunan awal yang lebih mahal sedangkan sebagian besar pabrik yang berdiri berukuran kecil sehingga memiliki biaya operasional yang lebih rendah. Selektivitas rata-rata pada proses ini yaitu sekitar 65-75% (Perzon, 2015). Proses ini membutuhkan lebih banyak reaktor yang digunakan untuk mencapai selektivitas yang sebanding, membutuhkan lebih banyak katalis, kompresor *multi-stage*, unit pemurnian udara, sistem pengolahan ventilasi gas, dan dua sampai tiga rangkaian reaktor secara seri. Selain memiliki banyaknya peralatan tambahan, proses oksidasi menggunakan udara ini memiliki tingkat produksi etilen oksida yang masih rendah.

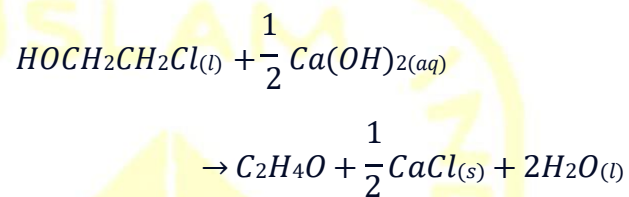
2.1.1.3 Proses Reaksi klorohidrin

Proses yang ketiga untuk memproduksi etilen oksida adalah proses klorohidrin. Dua reaksi utama dalam proses klorohidrin adalah reaksi antara etilen dengan hipoklorat untuk

membentuk klorohidrin. Reaksi yang berlangsung adalah sebagai berikut:



Proses selanjutnya klorohidrin melibatkan basa $Ca(OH)_2$ untuk bereaksi dan akan membentuk etilen oksida.



Proses klorohidrin menghasilkan *yield* sebesar 85-90% yang dilakukan di dalam reaktor *packed tower* pada suhu 27-43°C dengan tekanan 2-3 atm. Selektivitas reaksi sebesar 90-95%. Konsentrasi klorohidrin pada reaksi klorohidrasi dijaga di bawah 7% wt, hal ini dilakukan untuk menghindari adanya pembentukan produk samping (dikloro dietil eter, etilen klorida, dsb) (Perzon, 2015).

Dalam pembentukan etilen oksida dengan proses klorohidrin adalah dehidroklorinasi, yang dilakukan dengan menambahkan 10% wt slurry $Ca(OH)_2$ pada larutan klorohidrin. Campuran tersebut kemudian dipanaskan di dalam hydrolyzer (sebuah tangki berbentuk silinder yang dilengkapi

dengan parsial kondenser yang beroperasi pada tekanan atmosferis) dengan temperatur suhu kurang dari 100°C (Perzon, 2015).

Saat klorohidrin bereaksi dengan $Ca(OH)_2$ menghasilkan produk berupa etilen oksida bersama dengan sedikit produk samping dan juga air. Dari reaksi ini, etilen oksida yang terbentuk berupa bentuk uap dilewatkan melalui pendingin dan sebagian terkondensasi yang kemudian akan diumpankan ke bagian fraksinasi. Pemurnian dari campuran etilen oksida sulit dilakukan karena dibutuhkan beberapa kolom distilasi yang disusun seri (Perzon, 2015).

Proses ini sudah jarang digunakan karena memiliki beberapa kekurangan, yaitu biaya yang 3-4 kali lebih mahal daripada proses oksidasi etilen dengan oksigen atau udara, sulitnya menangani produk karena banyak mengandung kadar hidrokarbon dan kalsium klorida dalam klorin dan glikol (Mubashir, Muhammad, et al. , 2022). Proses klorohidrin juga tidak efisien dikarenakan saat bereaksi, sebagian besar klorin yang digunakan habis digunakan sebagai kalsium klorida (IARC Monograph Working Group. 2007).

Tabel 1. 2 Proses Pembuatan Etilen Oksida

Parameter	Jenis Proses		
	Oksidasi Langsung dengan Oksigen	Oksidasi Langsung dengan Udara	Klorohidrin
Selektivitas	80-90%	65%-75%	90-95%
Katalis	Membutuhkan katalis lebih sedikit dengan harga yang murah	Membutuhkan lebih banyak katalis	
Biaya Proses	Biaya modal awal rendah	Biaya lebih mahal dari proses oksidasi langsung dengan oksidasi	Biaya 3-4 kali lebih mahal
Instrumentasi	Membutuhkan beberapa instrumentasi yang lebih mahal	Membutuhkan lebih banyak reaktor dalam proses produksinya	

Parameter	Jenis Proses		
	Oksidasi Langsung dengan Oksigen	Oksidasi Langsung dengan Udara	Klorohidrin
Efisiensi	Efisien, karena jumlah polutan udara yang dihasilkan lebih sedikit daripada gas pembersih	Tidak efisien, karena tingkat produksi etilen oksida yang dihasilkan rendah	Tidak efisien, karena saat bereaksi sebagian besar klorin akan habis bereaksi dengan kalsium klorida

Maka dari itu, dari ketiga proses diatas ditentukan untuk proses pembentukan etilen oksida yaitu dengan proses oksidasi menggunakan udara. Beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Proses udara yang hampir mirip dengan proses oksigen
2. Menggunakan komposisi udara yaitu 21% oksigen dan 79% nitrogen
3. Gas pembersih yang dibuang digunakan kembali guna mempertahankan konsentrasi nitrogen agar selalu konstan dalam aliran

1.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk mengetahui reaksi yang terjadi bersifat endotermis atau eksotermis. Penentuan panas reaksi yang berjalan secara endotermis atau eksotermis dapat diketahui dengan menghitung panas reaksi (ΔH) pada suhu 25°C (suhu 298 K) dan tekanan 1 atm.

Persamaan reaksi :

Reaksi Utama :



Reaksi samping :



Data - data harga $\Delta H^{\circ}f$ untuk masing-masing komponen pada 298 K adalah :

$$\Delta H^{\circ}f C_2H_4 = 52,510 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}f C_2H_4O = -52,630 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}f O_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}f H_2O = -241,818 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}f CO_2 = -393,509 \text{ J/mol}$$

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

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

(Smith, J. M. 1950)

Untuk Reaksi Utama:

$$\Delta H_r^\circ 298 = \Sigma \Delta H^\circ_{\text{produk}} - \Sigma \Delta H^\circ_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_r^\circ 298 = -52,630 \text{ J/mol} - (52,510 \text{ J/mol} + 0,5 \times 0 \text{ J/mol})$$

$$\Delta H_r^\circ 298 = -105,14 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ 298 = -0,10514 \text{ kJ/mol}$$

Untuk Reaksi Samping:

$$\Delta H_r^\circ 298 = \Sigma \Delta H^\circ_{\text{produk}} - \Sigma \Delta H^\circ_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_r^\circ 298 = ((2 \times -393,509 \text{ J/mol}) + (2 \times -241,818 \text{ J/mol})) - (52,510 \text{ J/mol} + 3 \times 0 \text{ J/mol})$$

$$\Delta H_r^\circ 298 = -1323,164 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ 298 = -1,323164 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan kedua reaksi tersebut, dihasilkan nilai ΔH° bernilai negatif. Maka dari itu, kedua reaksi tersebut bersifat eksotermis. Untuk dapat mengetahui reaksi berjalan secara searah atau bolak-balik dapat diketahui dengan mencari nilai konstanta keseimbangan (K), dengan persamaan:

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

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

Keterangan:

- ΔG° = Energi bebas Gibbs
 R = Konstanta gas
 K = Konstanta keseimbangan reaksi
 T = Suhu

Data - data harga ΔG° untuk masing-masing komponen pada 298 K adalah:

$$\Delta G^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_4 = 68,460 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = -13,010 \text{ J/mol}$$

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

$$\Delta G^{\circ} \text{ H}_2\text{O} = -228,572 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ CO}_2 = -394,359 \text{ J/mol}$$

(Smith, J. M. 1950)

Untuk Reaksi Utama:

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = \Sigma \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \Sigma \Delta G^{\circ} \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = -13,010 \text{ J/mol} - (68,460 \text{ J/mol} + 0,5 \times 0 \text{ J/mol})$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = -81,47 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = -0,08147 \text{ kJ/mol}$$

Untuk Reaksi Samping:

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = \Sigma \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \Sigma \Delta G^{\circ} \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = ((2 \times -394,359 \text{ J/mol}) + (2 \times -228,572 \text{ J/mol})) - (68,460 \text{ J/mol} + 3 \times 0 \text{ J/mol})$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = -1314,322 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ reaksi} = -1,314322 \text{ kJ/mol}$$

Untuk Reaksi Utama pada Suhu 250°C (523 K):

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

$$-81,47 \text{ J/mol} = (-8.314 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{298})$$

$$-81,47 \text{ J/mol} = -2477,572 \times \ln K_{298}$$

$$\ln K_{298} = 0,03288$$

$$K_{298} = 1,033$$

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

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

$$\ln\left[\frac{K_{523}}{K_{298}}\right] = \left[\frac{-(-105,14 \text{ J/mol})}{8.314 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}}\right]\left[\frac{1}{523} - \frac{1}{298}\right]$$

$$\ln\left[\frac{K_{523}}{K_{298}}\right] = -0,01825$$

$$\left[\frac{K_{523}}{K_{298}}\right] = 0,981$$

$$K_{523} = 0,981 \times 1,033$$

$$K_{523} = 2,014$$

Untuk Reaksi Samping pada Suhu 250°C (523 K):

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

$$-1314,322 \text{ J/mol} = -(8.314 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{298})$$

$$-1314,322 \text{ J/mol} = -2477,572 \times \ln K_{298}$$

$$\ln K_{298} = 0,5304$$

$$K_{298} = 1,699$$

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

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

$$\ln\left[\frac{K_{523}}{K_{298}}\right] = \left[\frac{-(-1323,164 \text{ J/mol})}{8,314 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}}\right]\left[\frac{1}{523} - \frac{1}{298}\right]$$

$$\ln\left[\frac{K_{523}}{K_{298}}\right] = -0,229757$$

$$\ln K_{523} - \ln K_{298} = -0,229757$$

$$\ln K_{523} - 0,5304 = 0,229757$$

$$\ln K_{523} = 0,760157$$

$$K_{523} = 2,138$$

Karena nilai K pada masing-masing reaksi memiliki nilai yang besar, maka kedua reaksi tersebut bersifat searah (*irreversible*).

1.5 Tinjauan Kinetika

Pembentukan etilen oksida dengan cara oksidasi dalam reaksinya menggunakan katalis perak (Ag) yang merupakan bagian dari bentuk katalis heterogen. Jika dilihat dari kinetika reaksinya, reaksi pembentukan etilen

oksida dari etilen dan udara akan semakin besar seiring dengan suhu yang

semakin meningkat juga sesuai dengan Persamaan Arrhenius, yaitu:

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

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

Keterangan:

k = Konstanta kecepatan reaksi

E_a = Energi aktivasi

R = Konstanta gas

A = Faktor frekuensi tumbukan

T = Suhu

Dari persamaan diatas, diketahui bahwa nilai A, R dan E_a bernilai konstan. Maka dari itu, laju reaksi semakin besar saat proses berlangsung dan temperatur juga semakin tinggi sedangkan energi aktivasi akan semakin rendah. Menurut Dettwiler et al. (1979), nilai konstanta kecepatan reaksi pembentukan etilen oksida menggunakan katalis perak, yaitu:

$$r_1 = k_1 \frac{P_c \cdot K_{C_2H_4}}{1 + P_c \cdot K_{C_2H_4}}$$

$$r_2 = k \frac{P_c \cdot K_{C_2H_4}}{1 + P_c \cdot K_{C_2H_4}}$$

$$r_3 = k_3 (C_2H_4O)$$

Dimana:

$$k_1 = 40,69 \exp \left[-\frac{76970}{R \cdot T} \right], [mol \cdot g^{-1} \cdot s^{-1}] T > 490 K$$

$$k_2 = 1,34 \exp \left[-\frac{63070}{R \cdot T} \right], [\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}] T > 490 \text{ K}$$

$$k_3 = 9,51 \cdot 10^3 \exp \left[-\frac{85280}{R \cdot T} \right], [\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}] T > 530 \text{ K}$$

$$K_{C_2H_4} = 1,84 \cdot 10^{-4} \exp \left[\frac{53550}{R \cdot T} \right], [\text{bar}^{-1}]$$

Dengan:

k_1 dan k_2 = konstanta kecepatan reaksi 1 dan 2 ($\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)

$K_{C H}$ = konstanta kesetimbangan overall (bar^{-1})

$2 \cdot 4$

T = suhu reaksi (K)

R = konstanta gas ideal (J/mol.K)

P_C = tekanan parsial etilen (bar)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Secara komersial, produksi etilen oksida dilakukan dengan cara oksidasi etilen langsung dengan udara menggunakan katalis perak dan tambahan selektivitas (Mubashir, Muhammad, et al. , 2022).

2.1.1 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Produk

2.1.1.1 Etilen Oksida

Rumus Molekul : C_2H_4O

Berat Molekul : 44,05 g/mol

Wujud : Gas

Titik Lebur : $-111,7^{\circ}C$

Titik Didih : $10,6^{\circ}C$

Tekanan Uap : $1,095 \times 10^3$ mmHg pada $20^{\circ}C$

Densitas : 0,8824 Pada $10^{\circ}C$

Kelarutan : 1×10^6 mg/L Pada air $20^{\circ}C$

(Przybyla, J., Wohlers, et al. , 2022)

Sifat Kimia:

1. Polimerisasi

Dapat melakukan polimerisasi oleh beberapa katalis seperti alkali, asam, oksida besi, beberapa karbonat, klorida besi, timah, boron dan alumunium. Logam untuk membentuk asetilida seperti tembaga tidak dapat langsung untuk bersentuhan dengan etilen oksida (Clayton, G. D. and F. E. Clayton ,1981-1982).

2. Dekomposisi

Etilen oksida cair tidak dapat diledakkan, tetapi uapnya dapat diinisiasi menjadi produk yang bersifat eksplosif (Bretherick, L., 1990).

3. Peruraian yang Berbahaya

Terjadi pada hasil urai pemanasan yang berupa karbon dioksida dan karbon monoksida.

2.1.1.1 Air

Rumus Kimia : H_2O

Berat Molekul (kg/kmol) : 18,015

Densitas (kg/m^3) : 998

Wujud : Cair

Titik Didih ($^{\circ}C$) : 100

Titik Leleh ($^{\circ}C$) : 0

Temperatur Kritis (K) : 647,3

Tekanan Kritis (bar) : 220,5

Volume Kritis (m^3/mol) : 0,056

(Yaws, 1999)

Air membutuhkan lebih banyak panas untuk menaikkan suhunya dibandingkan senyawa lain untuk memutuskan ikatan hidrogen, sehingga memiliki kapasitas panas yang tinggi. Air dapat bereaksi dengan senyawa organik dan membentuk produk yang berbeda.

2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.1.2.1 Spesifikasi Bahan Baku:

2.1.2.1.1 Etilen

Sifat Fisika:

Rumus Molekul : C_2H_4

Berat Molekul : 28,05 g/mol

Wujud : Gas

Titik Didih : $-103,7^\circ C$

Titik Lebur : $-169,2^\circ C$

Kelarutan : 131 mg/L pada air $25^\circ C$

Densitas : 0,569 pada $-154,84^\circ F$

Kerapatan Uap : 0,98

Sifat Kimia:

1. Korosif

Etilen merupakan gas yang tidak memiliki sifat korosif.

2. Polimerisasi

Polimerisasi pada etilen dengan menggunakan logam tembaga pada tekanan 54 bar dan suhu 400°C menghasilkan banyak karbon yang terendapkan (Bretherick, L, 1990). Polimerisasi etilena dapat menghasilkan dua jenis politena, yaitu:

1. Poli etilen densitas rendah

Poli etilen dengan densitas rendah didapatkan dengan cara memanaskan etena sampai mencapai suhu antara 463-483 K dengan tekanan antara 1500 atm.

2. Poli etilen densitas tinggi

Pada poli etilen jenis ini, didapatkan dengan cara mem polimerisasi etena pada suhu antara 333-343 K dengan tekanan dibawah 6-7 atm menggunakan katalis ziegler natta.

3. Pembakaran

Etilena atau etena dapat terbakar dengan oksigen atau udara saat dipanaskan agar mendapatkan CO_2 dan H_2O .

Berikut merupakan reaksi pembakaran eksotermik di alam:



2.1.2.1.2 Oksigen

Sifat Fisika:

Rumus Molekul	: O_2
Wujud	: Gas
Berat Molekul	: 32 g/mol
Titik Lebur	: $-218,4^\circ C$
Titik Didih	: $-182,96^\circ C$
Densitas	: 1,429 g/L pada $0^\circ C$
Kalor Peleburan	: 0,444 kJ/mol
Kalor Penguapan	: 6,82 kJ/mol
Kapasitas Kalor Molar	: 29,378 J/(mol·K)

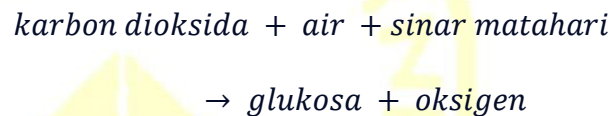
Sifat Kimia:

Oksigen cair yang memiliki kadar kemurnian yang tinggi biasanya didapatkan dengan cara distilasi bertingkat udara cair. Oksigen padat dan oksigen cair memiliki

warna biru langit hal ini dikarenakan oleh penyerapan warna merah. Di alam, oksigen bebas dihasilkan dari fotolisis air selama proses fotosintesis. Persamaan kimia sederhana proses fotosintesis yaitu:



Persamaan sederhananya:



Jika oksigen bertemu dengan zat lain maka proses tersebut disebut dengan proses oksidasi, contohnya seperti perkaratan logam pada besi yang terjadi ketika oksigen bertemu dengan unsur lain yaitu air dan uap air di udara. Oksigen merupakan oksidator yang sangat kuat. Oksigen tidak akan terbakar dengan sendirinya jika tidak ada oksigen lain yang mendukung proses pembakarannya.

2.1.2.1.3 Nitrogen

Sifat Fisika:

Rumus Molekul : N_2

Berat Molekul : 28,014 gr/mol

Wujud : Gas

Titik didih : -195,8°C
Titik Leleh : -210°C
Kelarutan : $1,81 \times 10^4$ mg/L pada 21°C
Densitas : 0,807 pada -319,9°F

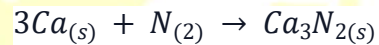
Kerapatan Uap : 0,96737

Sifat Kimia:

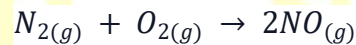
1. Stabilitas

Tidak reaktif dan tidak mudah terbakar (ITII, 1988).

2. Nitrogen dapat bereaksi dengan logam tertentu dan membentuk nitrida logam, seperti pada reaksi nitrogen dengan kalsium bereaksi menjadi kalsium nitrida:



3. Nitrogen dapat bereaksi dengan oksigen menjadi nitrogen oksida:



2.1.2.1.4 Katalis

Jenis : Ag
Bentuk : Pelet
Diameter : 0,6 cm
Densitas : $0,7801 \text{ gr/cm}^3$
Bulk density : $1,5602 \text{ gr/cm}^3$

Porositas : 0,5

2.2 Pengendalian Kualitas

Pada pabrik etilen oksida untuk memperoleh kualitas produk yang sesuai dengan yang diharapkan maka harus dilakukan suatu pengendalian kualitas (*Quality Control*) di mana terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku dan pengendalian kualitas produk. Tanpa adanya pengendalian kualitas maka penyimpangan kualitas akan terjadi karena mutu bahan baku yang tidak sesuai standar maupun kesalahan operasi dan kerusakan alat. Maka dari itu, diperlukan adanya pengendalian dan pengawasan produksi dimaksudkan agar proses yang berjalan sesuai dengan tahapan-tahapan proses yang telah ditentukan serta diharapkan dapat menghasilkan produk yang memiliki kualitas dan mutu tinggi sesuai dengan standar yang telah ditetapkan.

2.2.1. Pengendalian Kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas bahan baku ditujukan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang akan digunakan dalam memproduksi etilen oksida sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan dalam proses produksi. Oleh karena itu, diperlukan adanya analisa bahan baku apabila setelah dilakukan analisa terdapat ketidaksesuaian, maka kemungkinan besar ada penyimpangan dan akan dikembalikan kepada *supplier*.

2.2.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi dalam pabrik etilen oksida ditujukan untuk memperoleh kualitas produk akan dihasilkan sesuai standar. Pengendalian dilakukan pada setiap tahapan proses, mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi dan produk yang mendukung mutu proses. Semua pengawasan kualitas mutu dapat dilakukan dengan menganalisis bahan di laboratorium maupun menggunakan peralatan kontrol.

Pengendalian dan pengawasan dalam proses produksi yang paling utama meliputi pengendalian alat –alat proses yang digunakan mulai dari mengontrol suhu, tekanan, volume cairan, aliran cairan serta kondisi alat yang digunakan. Beberapa alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki. Alat tersebut akan berbunyi atau menyala jika tidak memenuhi kondisi yang telah ditentukan. Sehingga controller akan mengambil tindakan dengan menambah atau mengurangi aliran dalam tangki.

- *Flow Rate Controller*

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

- *Temperature Controller*

Temperature Controller mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Jika terjadi penyimpangan dari suhu yang telah ditetapkan, alat ini akan mengeluarkan isyarat berupa lampu atau suara indikator yang akan berbunyi, setelah itu pengontrol akan menambah atau mengurangi aliran uap hingga suhu yang berasal dari alat memenuhi persyaratan.

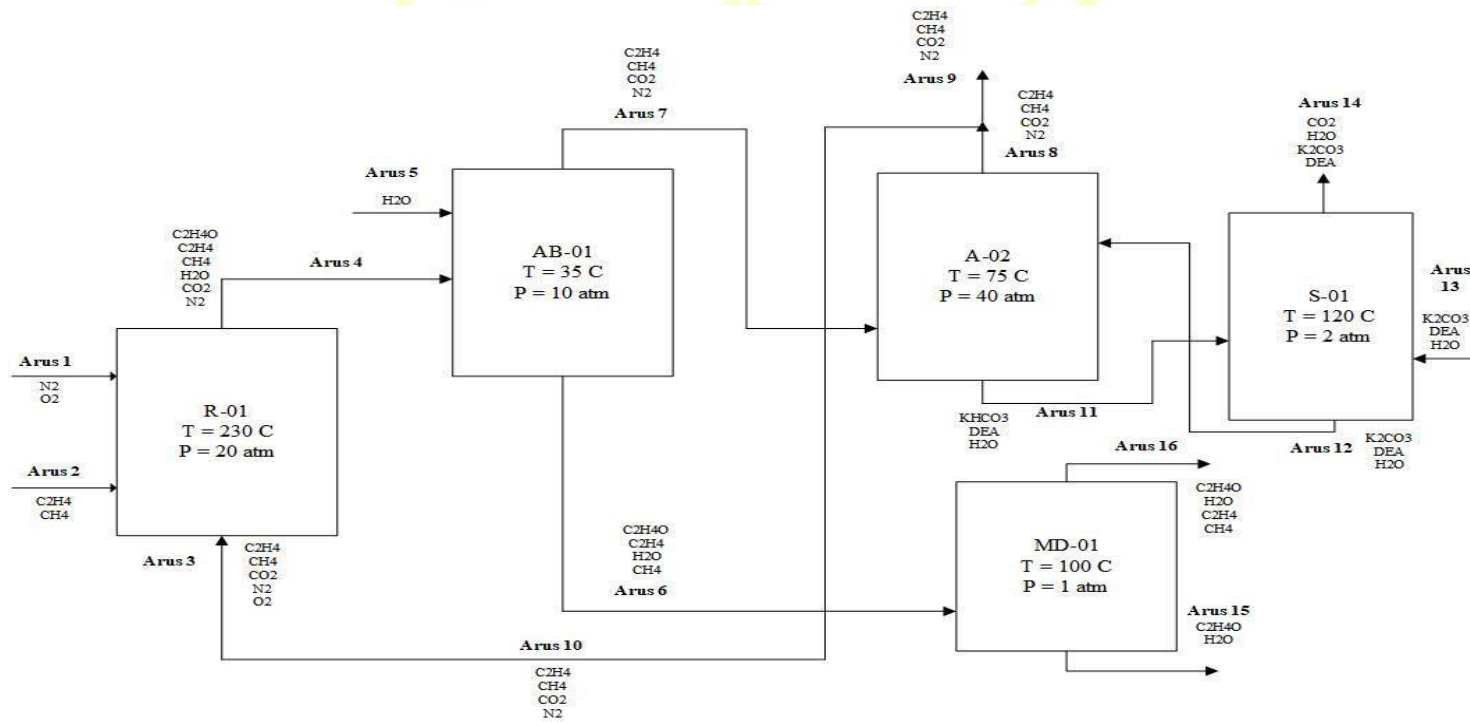
2.2.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk merupakan upaya perusahaan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Dengan pendekatan tersebut perlu diperhatikan beberapa langkah yang dilakukan untuk mengatur produk, agar produk yang dihasilkan memenuhi baku mutu yang berlaku. Dengan bantuan sistem kontrol, pemantauan dan kontrol proses dapat dilakukan sehingga produk yang dipasarkan memenuhi spesifikasi yang sesuai dengan standar yang ditetapkan.

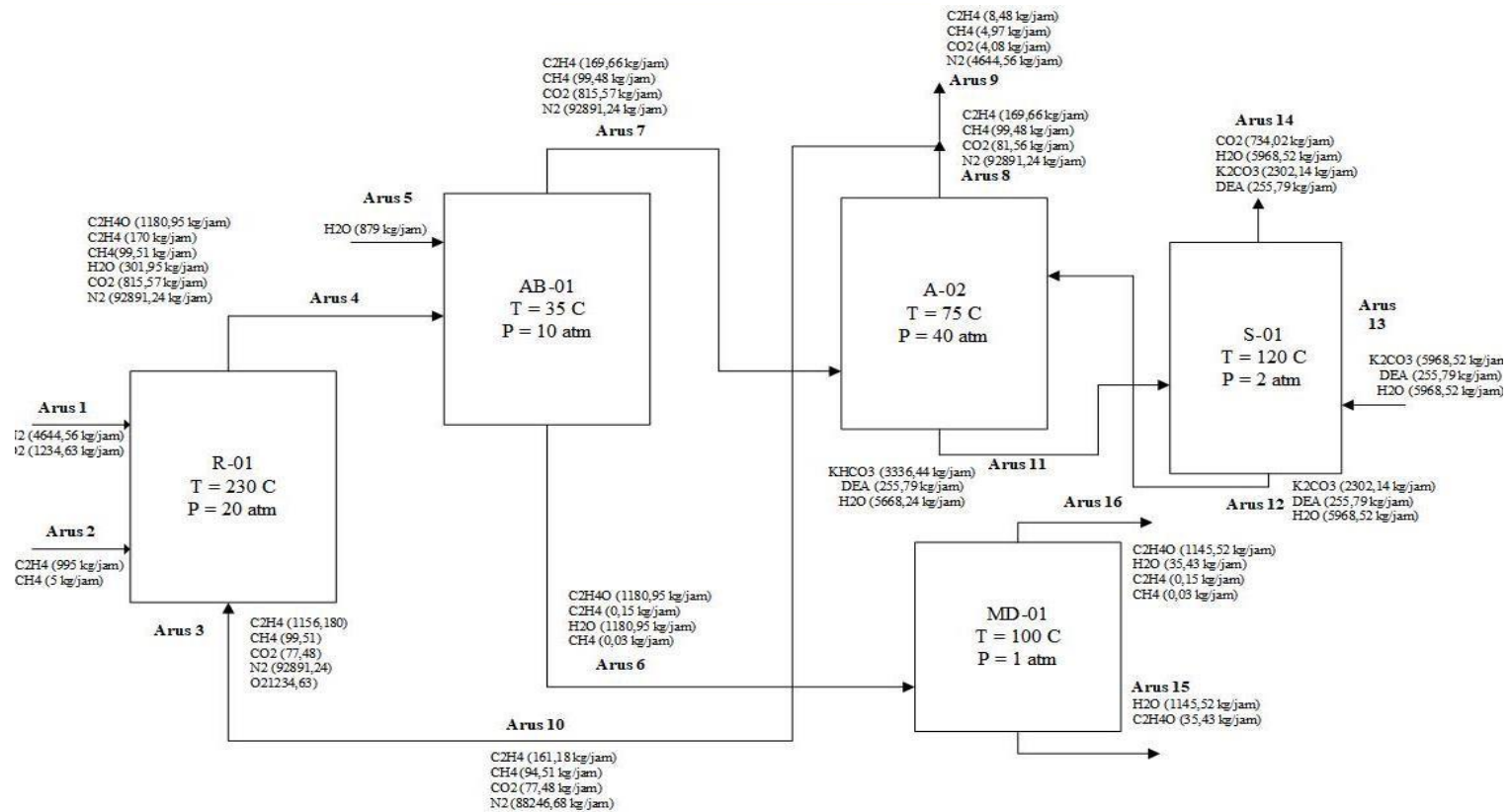
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Kualitatif dan Material



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Dalam proses pembuatannya, etilen oksida dengan metode oksidasi langsung terbagi menjadi 3 tahapan proses yaitu:

1. Tahap Sintesa Etilen Oksida
2. Tahap Pemisahan Produk Samping
3. Tahap Pemurnian Produk Etilen Oksida

3.2.1 Tahap Sintesa Etilen Oksida

Tahap sintesa etilen oksida ini bertujuan untuk mereaksikan reaktan membentuk etilen oksida. Reaksi ini berlangsung pada reaktor *fixed bed multitube*, di mana bagian dalam *tube* berisi katalis perak dan penyangga alumina. Reaksi berlangsung pada fase gas pada suhu 230°C dan tekanan 20 atm. Gas umpan akan mengalami kontak dengan katalis perak yang berada di dalam *tube* sehingga terjadi pembentukan etilen oksida dengan reaksi samping dari pembentukan yaitu air dan karbon dioksida. Berikut merupakan reaksi yang terjadi:

Reaksi utama:



Reaksi Samping:



Reaksi utama bersifat eksotermis, di mana reaksi disertai dengan terjadinya pelepasan panas. Kinerja pada sebuah reaktor dapat dilihat berdasarkan selektivitas dan konversi reaksi. Selektivitas merupakan perbandingan antara produk akhir yang terbentuk dengan reaktan yang bereaksi. Pada etilen oksida, selektivitas yaitu perbandingan jumlah etilen oksida terbentuk terhadap jumlah etilen yang bereaksi. Selektivitas etilen oksida berkisar antara 80-90% (Mubashir, Muhammad, et al. , 2022). Sedangkan konversi merupakan perbandingan antara jumlah reaktan yang bereaksi dengan jumlah reaktan yang diumpankan ke dalam reaktor. Pada etilen oksida, konversi merupakan perbandingan antara jumlah etilen yang bereaksi terhadap jumlah etilen sebelum reaksi.

Kondisi operasi proses pada reaktor berlangsung pada suhu antara 220-280°C dan tekanan 10-30 bar. Reaksi yang terjadi pada bagian dalam *tube* merupakan reaksi eksotermis yang akan mengakibatkan terjadinya peningkatan suhu di dalam reaktor. Katalis akan rusak jika suhu dan tekanan terlalu tinggi di dalam reaktor, maka dari itu untuk mencegah hal tersebut digunakan pendingin. Pendingin tersebut berupa air. Produk yang keluar dari reaktor memiliki suhu 230°C dan tekanan 20 atm. Selanjutnya, tekanan produk akan diturunkan menjadi 11

atm menggunakan alat yaitu *reactor product expander*. Suhu produk juga akan diturunkan menjadi 35°C yang awalnya 230°C menggunakan alat *reactor product cooler*, dengan tujuan untuk dapat memaksimalkan proses penyerapan etilen oksida di *water absorber*.

3.2.2 Tahap Pemisahan Produk Samping

Tahap pemisahan produk ini dilakukan untuk menghilangkan kandungan CO_2 dan bahan pengotor lainnya dari sistem agar dalam reaktor tidak terjadi akumulasi. Proses pemisahan etilen oksida dengan gas lain akan terjadi di *water absorber*. Gas lain yang tidak terserap oleh air akan keluar dan menjadi hasil atas menuju ke CO_2 *absorber* agar dapat menghilangkan kandungan CO_2 dalam aliran. Sistem *benfield* merupakan sistem yang dipilih untuk CO_2 *removal*, dimana gas akan dimasukkan ke dalam kolom absorber yang beroperasi pada suhu 75°C dan tekanan 40 atm. Pada larutan *benfield* yang digunakan mengandung 29% K_2CO_3 , 70% H_2O , dan 1% DEA. Terjadi reaksi antara gas dengan larutan potassium karbonat (*lean benfield*) di dalam CO_2 absorber untuk membentuk potassium karbonat (*rich benfield*). Berikut merupakan reaksi yang terjadi:



Dari total CO_2 sebesar 90% yang masuk ke dalam absorber akan bereaksi untuk membentuk potassium karbonat (*rich benfield*) dan selanjutnya turun menjadi hasil bawah untuk dialirkan ke *desorber/stripper*. Hasil atas yang berupa CO_2 dan gas lain yang tidak bereaksi akan dibagi menjadi dua aliran yaitu untuk *recycle* sebesar 95% dan untuk aliran *purging* sebesar 5%. Aliran *rich benfield* yaitu potassium karbonat akan dinaikkan suhunya di dalam *heat exchanger*.

Stripper memiliki fungsi untuk membersihkan CO_2 yang ada di larutan *benfield* agar larutan *benfield* tersebut dapat diregenerasi dan CO_2 dapat keluar sebagai hasil atas dari *stripper*. Larutan *benfield* yang sudah diregenerasi dan didinginkan akan dikembalikan lagi ke CO_2 absorber. Berikut merupakan reaksi yang terjadi:



Hasil atas dari CO_2 absorber yaitu CO_2 , H_2O dan sedikit K_2CO_3 yang menguap. Untuk hasil bawah yaitu larutan potassium bikarbonat (*lean benfield*) dengan suhu $180^\circ C$ pada tekanan 6 atm.

3.2.3 Tahap Pemurnian Produk Etilen Oksida

Tahap pemurnian produk ini dilakukan untuk memisahkan etilen oksida dari campuran gas lainnya. Setelah itu, produk akan dimurnikan hingga mencapai komposisi yang diinginkan. Gas produk hasil dari reaktor akan diteruskan ke dalam *water absorber*, dimana etilen oksida akan diserap oleh air (*absorbent*) dikarenakan etilen oksida terlarut sempurna dalam air. *Absorbent* masuk dari bagian atas menara untuk melarutkan etilen oksida dan kemudian akan keluar sebagai hasil bawah. Suhu pada campuran ini yaitu 66°C. Hasil bawah dari *water absorber* ini akan disalurkan menuju kolom distilasi untuk dilakukan pemisahan etilen oksida dengan air.

3.3 Spesifikasi Alat

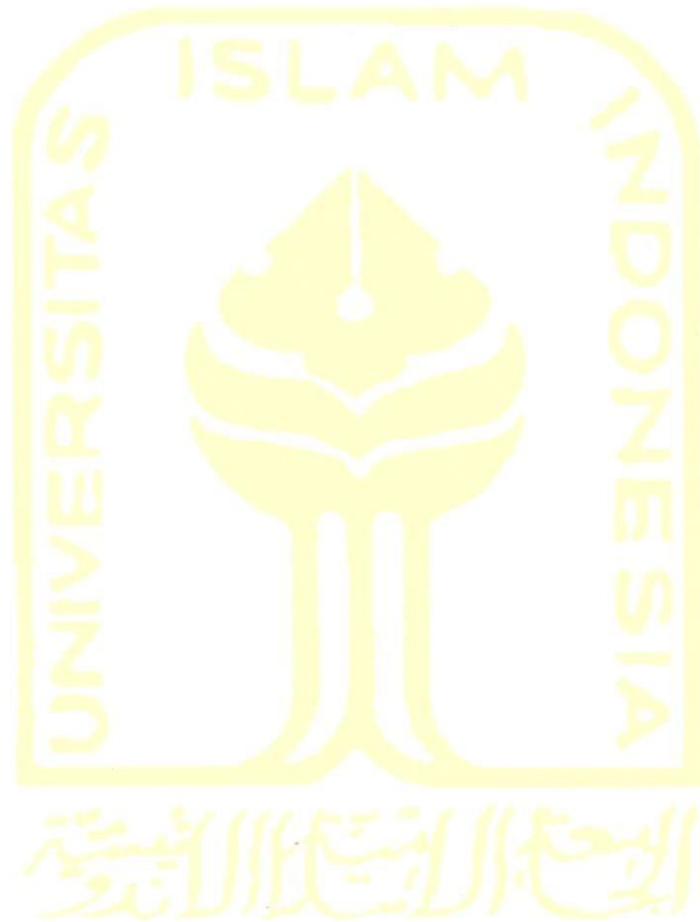
3.3.1 Spesifikasi Reaktor

1. Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

Nama	Reaktor-01	
Kode Alat	R-01	
Fungsi	Mereaksikan C_2H_4 dengan O_2 menjadi C_2H_4O dengan bantuan katalis perak (Ag)	
Jenis Reaktor	<i>Fixed Bed Multitube</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>	
Tinggi (m)	82,6020	m
Volume (m^3)	109,0756	m^3
Jumlah Tube (<i>tube</i>)	538	<i>tube</i>
Panjang Tube (m)	41,00	m
Diameter Dalam Tube (m)	0,0525	m
Diameter Luar Tube (m)	0,0605	m
Diameter Dalam Shell (m)	1,8409	m
Tebal Shell (in)	1,0000	in
Tinggi Head (m)	0,6020	m
Tebal Head (in)	1,0000	in
Volume Head (m^3)	0,0003	m^3
Jenis Katalis	Ag	

Diameter Katalis (mm)	6	mm
Densitas Katalis (kg/m^3)	780,1010	kg/m^3
Harga Alat	\$ 222.900	Rp 3.566.400.000



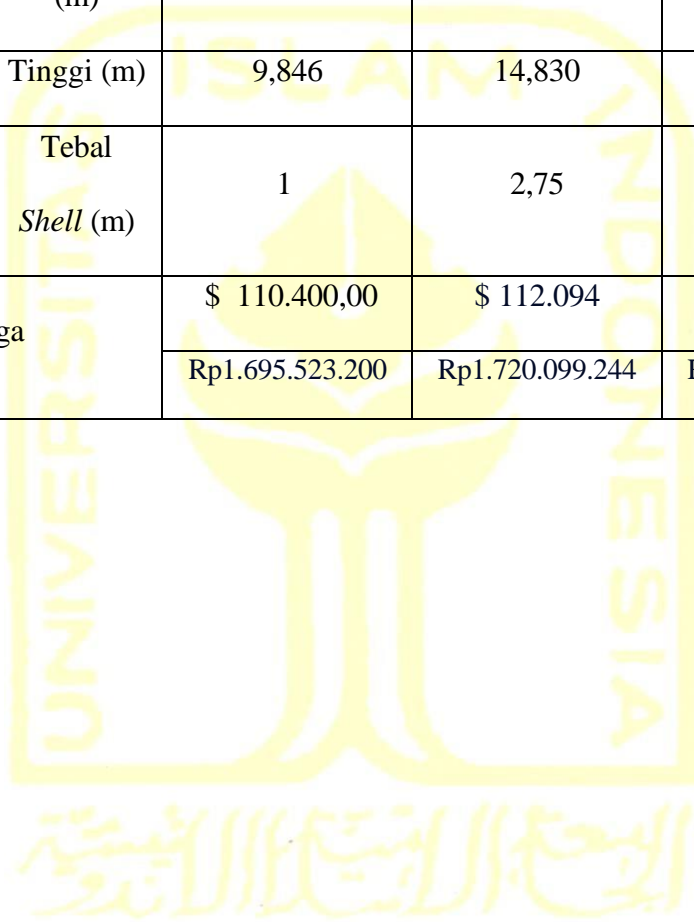
3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung & Pemisah

2. Absorber 1, Absorber 2, Stripper

Tabel 3. 2 Spesifikasi Absorber 1, Absorber 2, Stripper

Nama Alat		Absorber 1	Absorber 2	Stripper
Kode		AB-01	AB-02	STP-01
Fungsi		Menyerap etilen oksida yang terbentuk dengan menggunakan penyerap berupa air	Menyerap CO2 yang terbentuk dengan menggunakan penyerap berupa larutan <i>benfield</i>	Membersihkan CO2 yang terkandung dalam larutan <i>benfield</i> dengan menggunakan penyerap larutan <i>benfield</i>
Jenis		<i>Berl Saddles</i>	<i>Packed Tower</i>	<i>Packed Tower</i>
Bahan Kontruksi		<i>Stainless Steel Tipe 304</i>	<i>Stainless Steel Tipe 304</i>	<i>Stainless Steel Tipe 304</i>
Kondisi Operasi	Tekanan (atm)	11	40	2
	Suhu (°C)	20	70	120

Dimensi Alat	Jenis <i>Packing</i>	<i>Berl Saddles</i>	<i>Random Packing</i>	<i>Random Packing</i>
	Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
	Diameter (m)	2,1346	2,3167	0,6736
	Tinggi (m)	9,846	14,830	3,128
	Tebal <i>Shell</i> (m)	1	2,75	0,1875
Harga		\$ 110.400,00	\$ 112.094	\$ 71.831,00
		Rp1.695.523.200	Rp1.720.099.244	Rp1.103.180.498



3. Menara Distilasi

Tabel 3. 3 Spesifikasi Menara Distilasi

Menara Distilasi		
Kode	MD - 01	
Fungsi	Untuk memurnikan produk etilen oksida	
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical roof</i>	
Jumlah	1 alat	
Kondisi Operasi Umpan Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	43,27	°C
Kondisi Operasi Puncak Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	45,45	°C
Kondisi Operasi Dasar Menara		
Tekanan	1,0	Atm
Suhu	95,80	°C
Plate		
Jumlah <i>Plate</i>	6	Buah
Panjang <i>Weir</i>	0,62	m

Menara Distilasi		
Diameter <i>Hole</i>	2,5	mm
Tebal <i>Tray</i>	3	mm
Jumlah Lubang	2404,883	Buah
Dimensi Menara		
Tinggi Menara	4,25	m
Diameter	0,81	m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875	in
Dimensi Head		
Tebal <i>Head</i>	0,1875	in
Tinggi <i>Head</i>	10,5899	in
Ukuran Pipa Pemasukan Umpan		
ID	0,824	in
OD	1,05	in

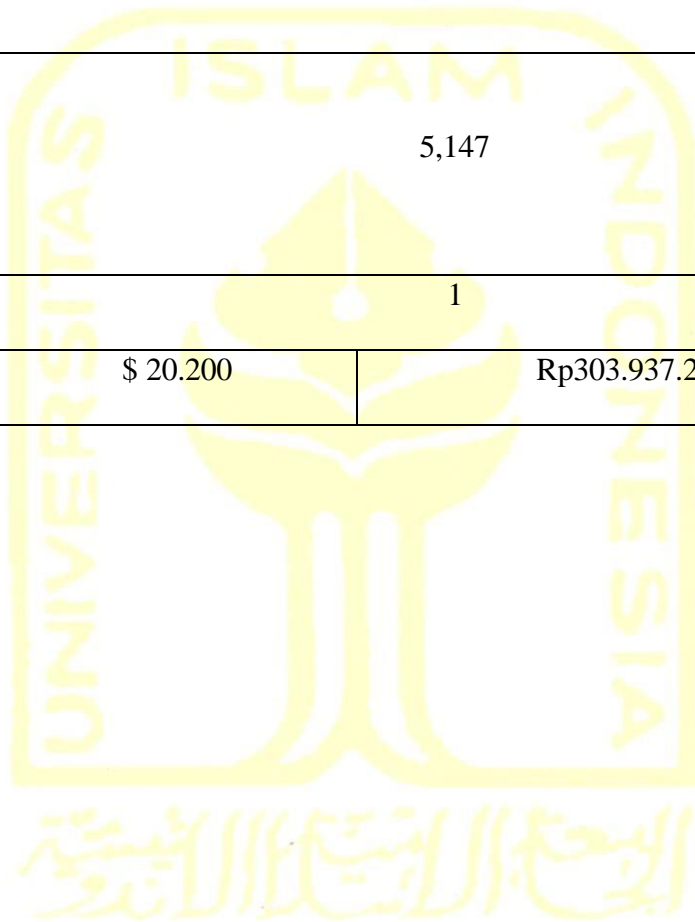
Menara Distilasi		
Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak		
ID	3,068	in
OD	3,5	in
Ukuran Pipa Pengeluaran <i>Reflux</i> Menara		
ID	0,622	in
OD	0,84	in
Ukuran Pipa Pengeluaran Dasar Menara		
ID	0,824	in
OD	1,05	in
Ukuran Pipa Pengeluaran <i>Vapor Reboiler</i>		
ID	10,02	in
OD	10,75	in
Jumlah	1	
Harga	\$ 215.641	Rp 3.309.043.491

4. Reflux Drum

Tabel 3. 4 Spesifikasi Reflux Drum

REFLUX DRUM-02		
Kode	RD-02	
Fungsi	Sebagai penampung arus keluar kondensor pada menara distilasi (MD-01) dan untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	
Tipe	Silinder Horizontal	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
Kondisi	Suhu, °C	Tekanan, atm
Operasi	110,58	1
Spesifikasi Alat		
Volume Tangki, m ³	6,854	
Diameter Tangki, m	0,762	
Panjang Tangki, m	4,136	
Tebal <i>Shell</i> , m	0,005	

REFLUX DRUM-02		
Tebal <i>Head, m</i>	0,006	
Tinggi <i>Head, m</i>	0,51	
Panjang Tangki Tota, m	5,147	
Jumlah	1	
Harga, Rp	\$ 20.200	Rp303.937.280



3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Nama Alat	Tangki Etilen		Tangki Etilen Oksida		
Kode Alat	T-01		T-02		
Fungsi	Menyimpan bahan baku etilen dalam fase gas selama 15 hari		Menyimpan bahan baku etilen oksida dalam fase cair selama 15 hari		
Kapasitas (kg/jam)	1.234,630444	995	kg/jam	1.145,522334	kg/jam
Jumlah (buah)	1	1	buah	1	buah
Data desain					
Operasi	kontinyu		kontinyu		
Suhu Operasi (°C)	25	25	°C	30	°C
Tekanan Operasi (bar)	1	1	bar	10	bar
Tekanan Desain (bar)	1,121968802	1,120564397	bar	11,25707958	bar

Volume (m^3)	10.367,78539	10.284,23773	m^3	15,58533787	m^3
Diameter Tangki (m)	13,52921312	13,49277383	m	1,549824822	m
Tebal Dinding (mm)	6,907618078	6,88038917	mm	7,946720193	mm
Data mekanik					
Bahan Konstruksi	<i>Low alloy tipe SA 204 Grade C</i>		<i>Low alloy tipe SA 204 Grade C</i>		
Efisiensi Pengelasan	0,85		0,85		
Faktor Korosi (mm)	3,175	3,175	mm	3,175	mm
Harga Alat	\$819.700	\$815.400	Rp13.046.400.000	\$12.000	Rp192.000.000

3.3.4 Spesifikasi Expansion Valve, Blower, dan Kompresor

1. Expansion Valve

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Expansion Valve*

Kode		EXV-01	EXV-02
Fungsi		Menurunkan tekanan keluaran dari Absorber 2 (ABS-02) menuju Reaktor-01 (R-01) dari 40 atm menjadi 20 atm	Menurunkan tekanan keluaran dari Absorber 1 (ABS-01) menuju Menara Distilasi (MD-01) dari 11 atm menjadi 1 atm
Jenis		Globe Valve	Globe Valve
Bahan konstruksi		Commercial Stainless Steel AISI tipe 316	Commercial Stainless Steel AISI tipe 316
Kondisi Operasi	Tin (°C)	70	20
	Tout (°C)	69,70746839	27,27124681
	Pin (atm)	40	11
	Pout (atm)	20	1
Spesifikasi	OD (in)	14	18
	ID (in)	13,25	17,25
	Flow area (in ²)	138	234
	Kecepatan linier fluida (ft/s)	27,36902942	1,464675929
	Nre	4799154,485	213628,7499

	Kode	EXV-01	EXV-02
	Pressure head (ft.lbf/lbm)	17057,76384	29016,6496
	Harga	Rp49.352.192	Rp17.754.752

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Expansion Valve* (1)

Kode		EXV-03	EXV-04
Fungsi		Menurunkan tekanan keluaran dari Absorber 2 (ABS-02) menuju Stripper (ST-01) dari 40 atm menjadi 2 atm	Menurunkan tekanan keluaran dari Reaktor 1 (R-01) menuju Absorber 1 (ABS-01) dari 20 atm menjadi 1 atm
Jenis		Globe Valve	Globe Valve
Bahan konstruksi		Commercial Stainless Steel AISI tipe 316	Commercial Stainless Steel AISI tipe 316
Kondisi Operasi	Tin (°C)	120	
	Tout (°C)	119,0374952	
	Pin (atm)	11	
	Pout (atm)	2	
Spesifikasi	OD (in)	8,625	
	ID (in)	7,981	
	Flow area (in ²)	50	
	Kecepatan linier fluida (ft/s)	34,87087693	
	Nre	1031,579766	

Kode	EXV-03	EXV-04
Pressure head (ft.lbf/lbm)	33886,54358	
Harga	Rp17.754.752	

2. Blower

Tabel 3. 8 Spesifikasi Blower

Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05	BL-06
Fungsi	Mengalirkan umpan gas keluaran dari reaktor (R-01) menuju <i>water absorber</i> (ABS-01)	Mengalirkan udara keluaran <i>water absorber</i> (AB-01) untuk diumpankan ke <i>CO₂</i> absorber AB-02	Mengalirkan udara hasil atas <i>CO₂</i> absorber (AB-02) untuk dikeluarkan	Mengalirkan umpan gas keluaran dari stripper (S-01)	Mengalirkan hasil atas <i>CO₂</i> absorber (AB-02) untuk dimasukkan kembali ke reaktor (Reaktor-01)	Mengalirkan bahan baku udara menuju filter udara (F-01)

Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05	BL-06
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>					
Kondisi Operasi						
Suhu (°C)	50	30	30	120	30	25
Tekanan (atm)	10,24	0,215	0,239	2	0,239	1
Kapasitas (<i>m</i> ³ /menit)	8.782,85	2.895,70	8.298,82	5.925,54	617,20	84,20
Efisiensi	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
Daya (Hp)	1,5	30	10	0,75	7,5	7,5

Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05	BL-06
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Harga	\$15.400	\$45.500	\$26.700	\$9.900	\$23.500	\$8.700
	Rp231.714.560	Rp728.000.000	Rp427.200.000	Rp148.959.360	Rp376.000.000	Rp139.200.000

3. Kompresor

Tabel 3. 9 Spesifikasi Kompresor

Kode Alat	K-01	K-02	K-03
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari heater (HE-01) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari tangki etilen (T-02) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari hasil atas absorber (ABS-01) menuju absorber (ABS-02) dari 11 atm menjadi 40 atm
Tipe	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal multistage</i>

Kode Alat	K-01		K-02		K-03	
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3</i>		<i>Stainless steel SA 167 Grade 3</i>		<i>Stainless steel SA 167 Grade 3</i>	
Konstruksi	<i>Type 304</i>		<i>Type 304</i>		<i>Type 304</i>	
Kondisi Operasi						
Tekanan Masuk, atm	1		1		11	
Tekanan Keluar, atm	20		5		40	
Suhu Masuk , °C	25		25		35	
Suhu Keluar , °C	443,15		131,37		171,91	
Jumlah <i>Stage</i> , buah	2		1		1	
Power, Hp	911,03		101,29		567,47	
Harga, Rp	\$767.500	Rp11.548.112.000	\$100.300	Rp1.509.153.920	\$316.300	Rp4.759.176.320

Kode Alat	K-04	K-05	K-06
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari Stripper (STP-01) menuju Absorber (ABS-02) dari 2 atm menuju 40 atm	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari heater (HE-02) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari bawah heater (HE-02) menuju reaktor (R-01) dari 5 atm menjadi 20 atm
Tipe	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal multistage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi Operasi			
Tekanan Masuk, atm	2	5	5
Tekanan Keluar, atm	40	20	20

Kode Alat	K-04		K-05		K-06	
Suhu Masuk , °C	120		230		230	
Suhu Keluar , °C	296,91		170		143,77	
Jumlah <i>Stage</i> , buah	2		2		1	
Power, Hp	651,03		135,35		567,47	
Harga, Rp	\$461.900	Rp6.949.932.160	\$686.400	Rp10.327.848.960	\$316.300	Rp4.759.176.320

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 1

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan air menuju Absorber (AB-01)	Mengalirkan hasil keluaran bawah dari absorber (AB-01)	Mengalirkan umpan keluaran Absorber 02 menuju Stripper 01

Kode	P-01	P-02	P-03
		menuju menara distilasi (MD-01)	
Jenis Pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Spesifikasi Pompa			
Kapasitas, m^3/jam	1,103800754	0,663050506	13,81432623
Suhu Fluida, °C	100	35	75
Laju Volumetrik, m^3/s	0,0003	0,0002	0,003837313
Kecepatan Aliran, m/s	1,80447513	1,083943948	0,805977162

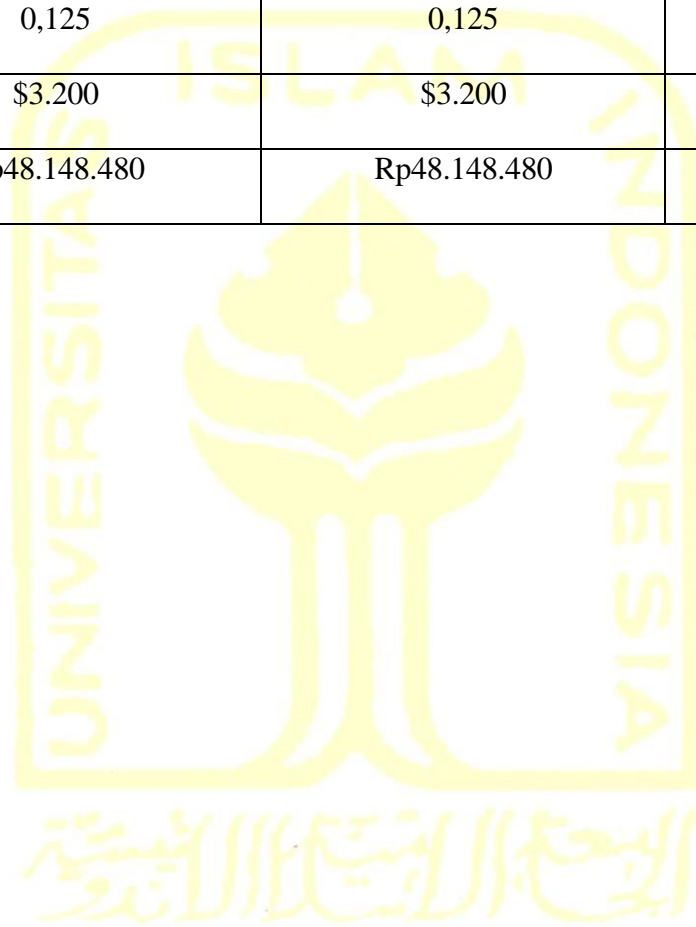
Kode	P-01		P-02		P-03	
Spesifikasi Pipa						
NPS, in	1		1		3	
OD, in	1,32		1,32		3,5	
ID, in	1,049		1,049		3,068	
Spesifikasi Daya						
Efisiensi Pompa	0,58		0,5		0,49	
Daya Pompa, Hp	0,040207564		0,110195634		0,732269943	
Daya Motor, Hp	0,05		0,166666667		0,125	
Harga	\$3.200	Rp51.200.000	\$3.200	Rp51.200.000	\$3.800	Rp57.176.320

Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 2

Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan umpan keluaran stripper (STP-01) menuju CO_2 absorber (ABS-02)	Mengalirkan umpan keluaran stripper (STP-01) menuju absorber (ABS-02)	Mengalirkan umpan keluaran bawah menara distilasi (MD-01)
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Spesifikasi Pompa			
Viskositas (cP)	0,199650497	0,200	0,275
Kapasitas, m^3 /jam	11,12952032	11,130	1,121
<i>Pump Head</i> , m	16,31961936	16,320	12,284

Kode	P-04	P-05	P-06
Suhu Fluida, °C	120	120	100
Laju Volumetrik, m ³ /s	0,003091533	0,0031	0,0003
Kecepatan Aliran, m/s	1,00262379	1,0026	0,5595
Spesifikasi Pipa			
NPS, in	2,5	2,5	1
<i>Schedule Number</i>	20	20	40
OD, in	2,88	2,88	1,32
ID, in	2,469	2,469	1,049
Spesifikasi Daya			
Efisiensi Pompa	0,49	0,49	0,49
Daya Pompa, Hp	1,245125836	1,2451	0,1298

Kode	P-04	P-05	P-06
Daya Motor, Hp	0,125	0,125	0,125
Harga	\$3.200	\$3.200	\$1.800
	Rp48.148.480	Rp48.148.480	Rp27.083.520



3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Spesifikasi Kondensor

Tabel 3. 12 Spesifikasi Kondensor

Kode	CD-01			
Fungsi	Menguapkan hasil atas dari menara distilasi (MD-01)			
Jenis Kondensor	<i>Shell and tube heat exchanger</i>			
Jenis Bahan	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>			
Spesifikasi				
Beban Panas	5.133.885,8093 btu/jam			
a" =	1,4700 in ²			
Pt =	1,8750 <i>Triangular</i>			
Passes =	6			
A =	911,4427 ft ²			
Uc =	234,5408 Btu/ft ² . jam . °F			
Ud =	98,3961 Btu/ft ² . jam . °F			
Rd Calculated =	0,0059			
Rd Minimal =	0,0030			
Hot Fluid : Shell, Produk				
Aliran Fluida =	<i>Hot Fluid</i>			
IDs =	27	in	0,6858	m
Passes =	3			

ΔP Perhitungan =	0,0072 psi			
ΔP Diizinkan =	10 psi			
<i>Cold Fluid : Tube, Water</i>				
Aliran Fluida =	<i>Cold Fluid</i>			
Nt =	118 buah			
L =	20	ft	6,0960	m
OD =	1,5000	in	0,0381	m
ID =	1,3700	in	0,0348	m
BWG =	16			
ΔP Perhitungan =	9,0098 psi			
ΔP Diizinkan =	10 psi			
Harga Alat	\$ 46.500		Rp744.000.000	

2. Spesifikasi Reboiler

Tabel 3. 13 Spesifikasi Reboiler

Kode	RB-01			
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari menara distilasi (MD-01) sebagai hasil bawah			
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>			
Kondisi Operasi				
Suhu Masuk, °C	10,05			
Suhu Keluar, °C	100,00			
Tekanan, atm	1,01			
Spesifikasi				
Jumlah <i>Hairpins</i> (buah)	20			
Panjang <i>Hairpins</i>	15	ft	4,57	m
Luas Permukaan, A	113,088	ft ²	10,51	m ²
Ud, Btu/hr.ft ² .F	26,53			
Uc, Btu/hr.ft ² .F	330,94			
Rd, hr.ft ² .F/Btu	0,0347			

Rd min, hr.ft ² .F/Btu	0,002			
<i>Hot fluid : Steam (Annulus)</i>				
IPS	4	in	0,102	m
<i>Flow Area (Aa)</i>	0,022	ft ²	0,0020	m ²
OD	4,5	in	0,114	m
ID	4,03	in	0,102	m
<i>Surface Area (a)</i>	1,178	(ft ² /ft)	0,36	(m ² /m)
<i>Pressure Drop</i> (Δ Pa), Psi	0,0150			
<i>Cold Fluid : Light organics (Inner pipe)</i>				
IPS	3	in	0,076	m
<i>Flow Area (Aa)</i>	0,051	ft ²	0,0048	m ²
OD	3,5	in	0,089	m
ID	3,07	in	0,078	m
<i>Surface Area (a)</i>	0,917	(ft ² /ft)	0,2795016	(m ² /m)
<i>Pressure Drop</i> (Δ Pp), Psi	0,0230			
Jumlah Alat, buah	1			
Harga	\$3.500	Rp53.708.025		

3. Heater 1 (HE-01) dan Heater 2 (HE-02)

Tabel 3. 14 Spesifikasi Heater 1 dan Heater 2

Kode Alat	HE-01	HE-02
Fungsi	Menaikkan suhu campuran C_2H_4 dan CH_4 menuju ke reaktor-01 (R-01)	Menaikkan suhu campuran C_2H_4 dan CH_4 menuju ke reaktor-01 (R-01)
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis Pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Kondisi Operasi		
Suhu Masuk ($^{\circ}C$)	25	25
Suhu Keluar ($^{\circ}C$)	230	230
Tekanan (atm)	1	1
Data Desain		
Beban Panas (kJ/jam)	113.667.506,38	58.129.169,48
Luas Transfer Panas (ft^2)	3.682,5888	3.853,696

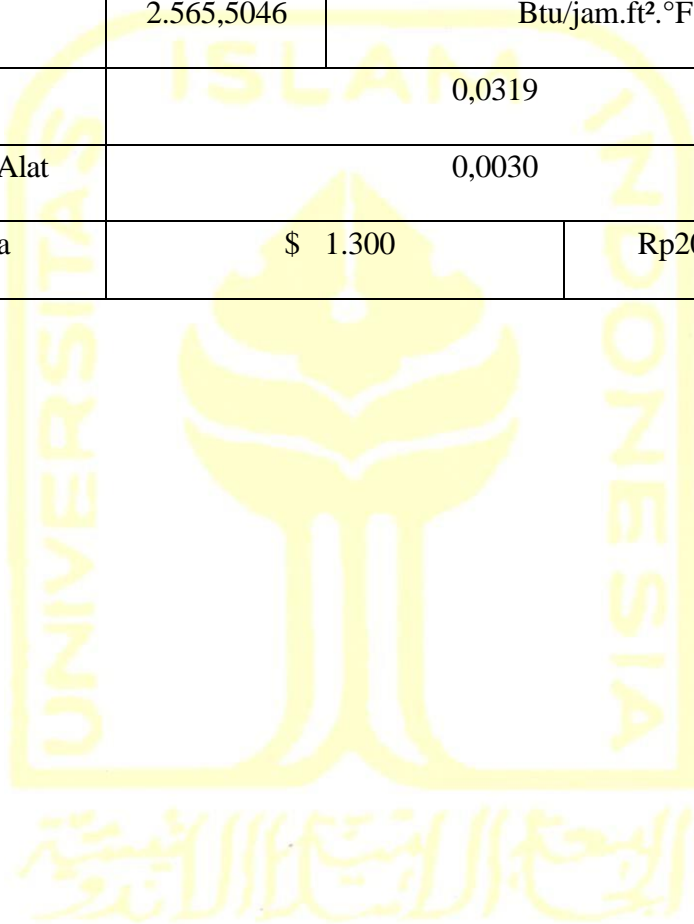
Spesifikasi			
Dimensi <i>Shell</i>	ID (in)	35	39
	<i>Baffle Space</i> (in)	7	7,8
	<i>Passes</i>	1	1
	ΔP (psi)	2,82	2,78
Dimensi <i>Tube</i>	L (ft)	20	20
	OD (in)	0,75	1
	BWG	16	16
	Rd	0,003	0,009
	Rd Min	0,002	0,002
	ΔP (psi)	0,0081	0,4508
Harga		Rp4.333.363.200	Rp4.426.650.880

4. Heater (HE-03)

Tabel 3. 15 Spesifikasi Heater 3

Kode	HE-03			
Fungsi	Menaikkan suhu air sebanyak 879,00 kg/jam sebagai pelarut untuk <i>water absorber</i> (ABS-01) dari suhu 25°C menjadi 100°C			
Jumlah Alat	1 alat			
Tipe	<i>Double pipe exchanger</i>			
Jumlah <i>Hairpins</i>	1 buah			
Panjang <i>Hairpins</i>	20			
<i>Hot Fluid : Annulus, Steam</i>				
IPS	4,0000	in	0,10	m
<i>Flow Area</i>	3,1400	<i>in</i> ²	0,00	<i>m</i> ²
OD	4,5000	in	0,11	m
ID	4,0260	in	0,10	m
<i>Surface Area</i>	1,1780	(<i>ft</i> ² / <i>ft</i>)	0,00	m
<i>Cold Fluid : Inner Pipe</i>				
IPS	3,0000	in	0,08	m
<i>Flow area</i>	7,3800	<i>in</i> ²	0,00	<i>m</i> ²
OD	3,5000	in	0,09	m

ID	3,0680	in	0,08	m
<i>Surface area</i>	0,9170	(ft ² /ft)		
A	27,7537	ft ²		
Ud	30,9316	Btu/jam.ft ² .°F		
Uc	2.565,5046			
Rd	0,0319			
Jumlah Alat	0,0030			
Harga	\$ 1.300		Rp20.800.000	

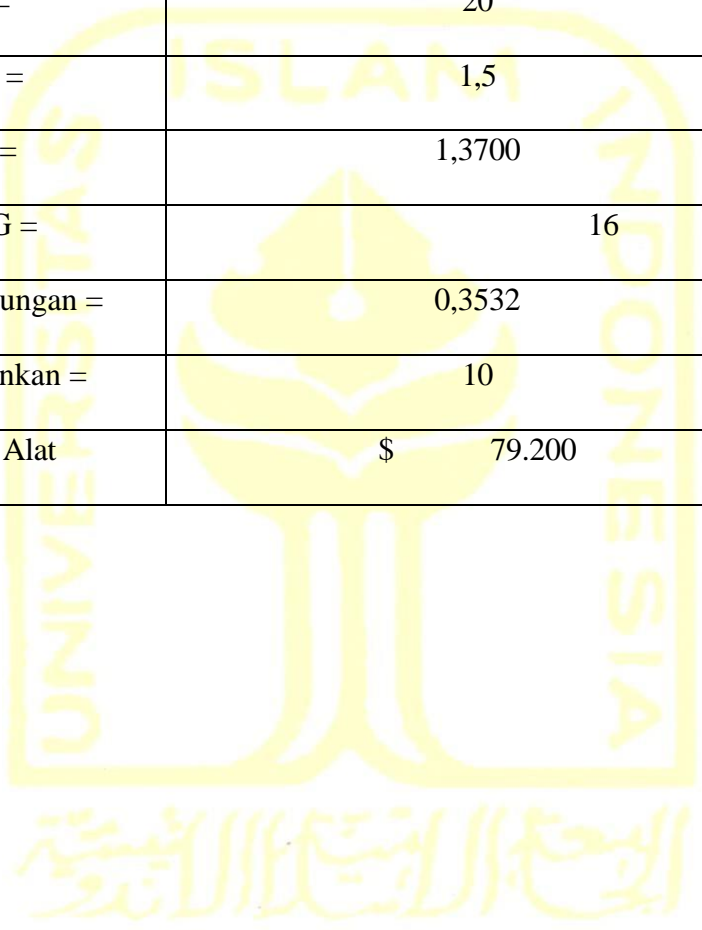


5. Heater (HE-04)

Tabel 3. 16 Spesifikasi Heater 4

Kode	HE-04			
Fungsi	Menaikkan suhu dari <i>water absorber</i> (ABS-01) menuju CO_2 absorber (ABS-02) dari suhu 35°C menjadi 75°C			
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>			
Jumlah Alat	1 alat			
Spesifikasi				
$a'' =$	1,4700		in2	
$Pt =$	1,8750		<i>Triangular</i>	
$Passes =$	8			
$A =$	2.115,6202		ft2	
$Uc =$	148,8095		Btu/hr.ft2.F	
$Ud =$	199,6339		Btu/hr.ft2.F	
$Rd \text{ Calculated} =$	0,0010			
$Rd \text{ Min} =$	0,0030			
<i>Hot Fluid : Shell, Produk</i>				
Aliran Fluida =	<i>Hot Fluid</i>			
IDs =	39	in	0,9906	m
$Passes =$	4			
ΔP perhitungan =	4,0256		psi	

ΔP Diizinkan =	10	Psi		
<i>Cold Fluid : Tube, Water</i>				
Aliran Fluida =	<i>Cold Fluid</i>			
Nt =	270	Buat		
L =	20	ft	6,0960	m
OD =	1,5	in	0,0381	m
ID =	1,3700	in	0,0348	m
BWG =	16			
ΔP perhitungan =	0,3532	psi		
ΔP diizinkan =	10	psi		
Harga Alat	\$ 79.200	Rp1.267.200.000		

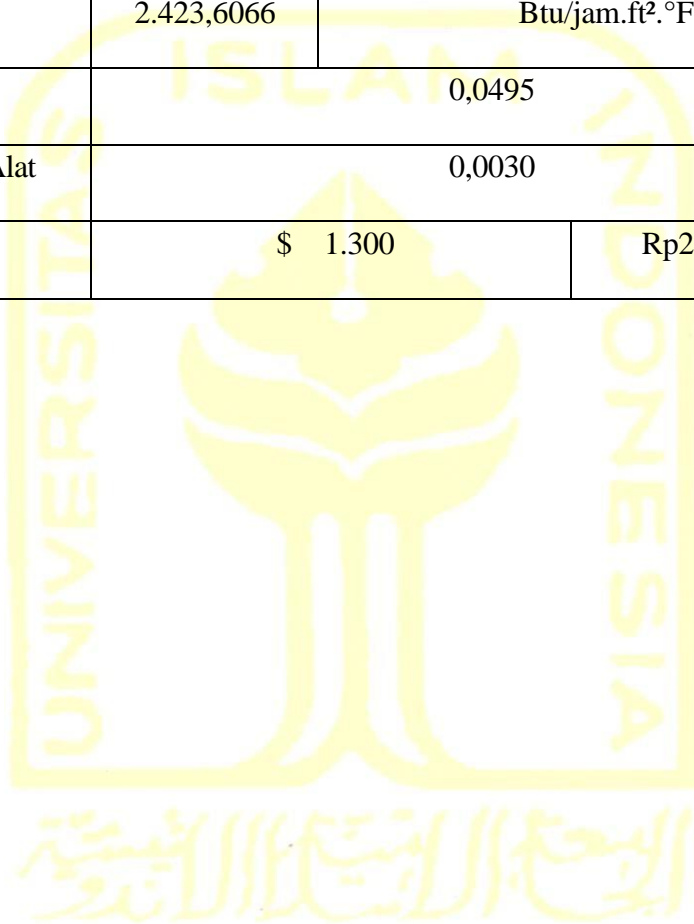


6. Heater (HE-05)

Tabel 3. 17 Spesifikasi Heater 5

Kode	HE-05			
Fungsi	Menaikkan suhu dari water absorber (ABS-01) menuju menara distilasi (MD-01) dari suhu 35°C menjadi 100°C			
Jumlah Alat	1 alat			
Tipe	<i>Double pipe exchanger</i>			
Jumlah <i>Hairpins</i>	1 buah			
Panjang <i>Hairpins</i>	20			
<i>Hot Fluid : Annulus, Steam</i>				
IPS	4,0000	in	0,1016	m
<i>Flow Area</i>	3,1400	<i>in²</i>	0,0020	<i>m²</i>
OD	4,5000	in	0,1143	m
ID	4,0260	in	0,1023	m
<i>Surface Area</i>	1,1780	(<i>ft²/ft</i>)	0,0000	m
<i>Cold Fluid : Inner Pipe</i>				
IPS	3,0000	in	0,0762	m
<i>Flow Area</i>	7,3800	<i>in²</i>	0,0048	<i>m²</i>
OD	3,5000	in	0,0889	m

ID	3,0680	in	0,0779	m
<i>Surface Area</i>	0,9170	(ft ² /ft)		
A	27,7537	ft ²		
Ud	20,0304	Btu/jam.ft ² .°F		
Uc	2.423,6066			
Rd	0,0495			
Jumlah Alat	0,0030			
Harga	\$ 1.300		Rp20.800.000	



7. Heater (HE-06)

Tabel 3. 18 Spesifikasi Heater 6

Kode	HE-06			
Fungsi	Menaikkan suhu campuran di CO_2 absorber (AB-02) menuju stripper (STP-01)			
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan				
Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>			
Kondisi Operasi				
Suhu Masuk	75,00	°C		
Suhu Keluar	120,00	°C		
Tekanan	1	atm		
Spesifikasi				
Jumlah <i>Hairpins</i>	34	buah		
Panjang <i>Hairpins</i>	20	ft	6,10	m
Luas Permukaan, A	260,338	ft ²	24,19	m ²
Ud	62,22	Btu/hr.ft ² .F		
Uc	70,94			
Rd	0,0020	hr.ft ² .F/Btu		
Rd min	0,002			

Hot fluid : Steam (Annulus)				
IPS	4	in	0,102	m
Flow Area (Aa)	0,022	ft ²	0,0020	m ²
OD	4,5	in	0,114	m
ID	4,03	in	0,102	m
Surface Area (a)	1,178	(ft ² /ft)	0,36	(m ² /m)
Pressure Drop (ΔPa)	0,0830	psi		
Cold Fluid : Light Organics (Inner pipe)				
IPS	3	in	0,076	m
Flow Area (Ap)	0,051	ft ²	0,0048	m ²
OD	3,5	in	0,089	m
ID	3,07	in	0,078	m
Surface Area (a)	0,917	(ft ² /ft)	0,2795016	(m ² /m)
Pressure Drop (ΔPp)	0,0886	psi		
Jumlah Alat	1	buah		
Harga	\$43.700	Rp670.583.055		

8. Heater (HE-07)

Tabel 3. 19 Spesifikasi Heater 7

Kode	HE-07			
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran K-05 untuk dialirkan menuju HE-10			
Tipe	Shell and tube heat exchanger			
Jumlah alat	1 alat			
Spesifikasi				
a" =	1,4700	in2		
Pt =	1,8750	Triangular		
Passes =	8			
A =	2.998,9724	ft2		
Uc =	404,1683	Btu/hr.ft2.F		
Ud =	97,9576	Btu/hr.ft2.F		
Rd calculated =	0,0010			
Aliran Fluida =	Hot Fluid			
IDs =	39	in	0,9906	m
Passes =	4			
ΔP perhitungan =	3,2500	psi		
ΔP diijinkan =	10	psi		
Cold Fluid : Tube, Water				
Nt =	390	buah		

L =	20	ft	6,09 60	m
OD =	1,5	in	0,03 81	m
ID =	1,3700	in	0,03 48	m
BWG =	16			
ΔP perhitun gan =	0,3526	psi		
ΔP dijinka n =	10	psi		
Harga alat	USD 89.100	Rp1.425.60 0.000		

9. Heater (HE-08)

Tabel 3. 20 Spesifikasi Heater 8

Kode	HE-08		
Fungsi	Menaikkan suhu dari kompresor (K-06) menuju reaktor (R-01)		
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>		
Jumlah Alat	1		
Spesifikasi			
a" =	0,2618		in2
Pt =	1,8750		<i>Triangular</i>
A =	3853,696		ft2
Uc =	456,22		Btu/hr.ft2.F
Ud =	92,93		Btu/hr.ft2.F

Rd Calculated =	0,009		
Rd Min =	0,002		
Hot Fluid : Shell, Produk			
Aliran Fluida =	<i>Hot Fluid</i>		
IDs =	39	in	0,9906 m
Passes =	1		
ΔP perhitungan =	1		psi
Cold Fluid : Tube, Water			
Aliran Fluida =	<i>Cold Fluid</i>		
Nt =	736		Buah
L =	20	ft	6,0960 m
OD =	1	in	0,0381 m
ID =	0,065	in	0,0348 m
BWG =	16		
ΔP perhitungan =	0,4275		psi
Harga Alat	\$ 79.200		Rp1.267.200.000

10. Cooler (CL-01)

Tabel 3. 21 Spesifikasi Cooler 1

Kode	CL-01			
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran reaktor dari 225°C menjadi 35°C untuk selanjutnya diumpankan ke <i>water absorber</i> (ABS-01)			
Tipe	<i>Shell and tube exchanger</i>			
Jumlah Alat	1 alat			
Spesifikasi				
a"	1,4700	in2		
Pt	1,8750	<i>Triangular</i>		
<i>Passes</i>	4,0000			
A	1.166,0855	ft		
Uc	17,1820	Btu/jam.ft2.°F		
Ud	144,6876			
<i>Rd calculated</i>	0,0513			
<i>Rd min</i>	0,0030			
<i>Hot Fluid : Shell, Produk</i>				
Aliran Fluida	<i>Hot fluid</i>			
IDs	29	In	0,7366	m

<i>Passes</i>	2			
ΔP Perhitungan	2,0701	Psi		
ΔP Diizinkan	10			
<i>Cold Fluid : Tube, Water</i>				
Aliran fluida	<i>Cold fluid</i>			
Nt	154	Buah		
L	20	Ft	6,0960	m
OD	1,5000	In	0,0381	m
ID	1,3700	In	0,0348	m
BWG	18			
ΔP Perhitungan	5,0683	Psi		
ΔP Diizinkan	10			
Harga Alat	\$ 57.400		Rp 918.400.000	

11. Cooler (CL-02)

Tabel 3. 22 Spesifikasi Cooler 2

Kode	CL-02			
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran stripper (STP-01) dari 120°C menjadi 75°C untuk selanjutnya diumpankan menuju CO ₂ absorber (ABS-02)			
Jumlah alat	1 alat			
Tipe	<i>Double pipe exchanger</i>			
Jumlah Hairpins	2 buah			
Panjang Hairpins	20			
<i>Hot Fluid : Annulus, Steam</i>				
IPS	4,0000	in	0,1016	m
<i>Flow Area</i>	3,1400	<i>in</i> ²	0,0020	<i>m</i> ²
OD	4,5000	in	0,1143	m
ID	4,0260	in	0,1023	m
<i>Surface Area</i>	1,1780	(ft ² /ft)		
<i>Cold Fluid : Inner Pipe</i>				
IPS	3,0000	in	0,0762	m
<i>Flow Area</i>	7,3800	<i>in</i> ²	0,0048	<i>m</i> ²
OD	3,5000	in	0,0889	m

ID	3,0680	in	0,0779	m
<i>Surface Area</i>	0,9170	(ft ² /ft)		
A	55,5074	ft ²		
Ud	257,7803	Btu/jam.ft ² .°F		
Uc	8.449,0355			
Rd	0,0038			
Rd Min	0,0030			
Harga	\$ 1.500		Rp 24.000.000	

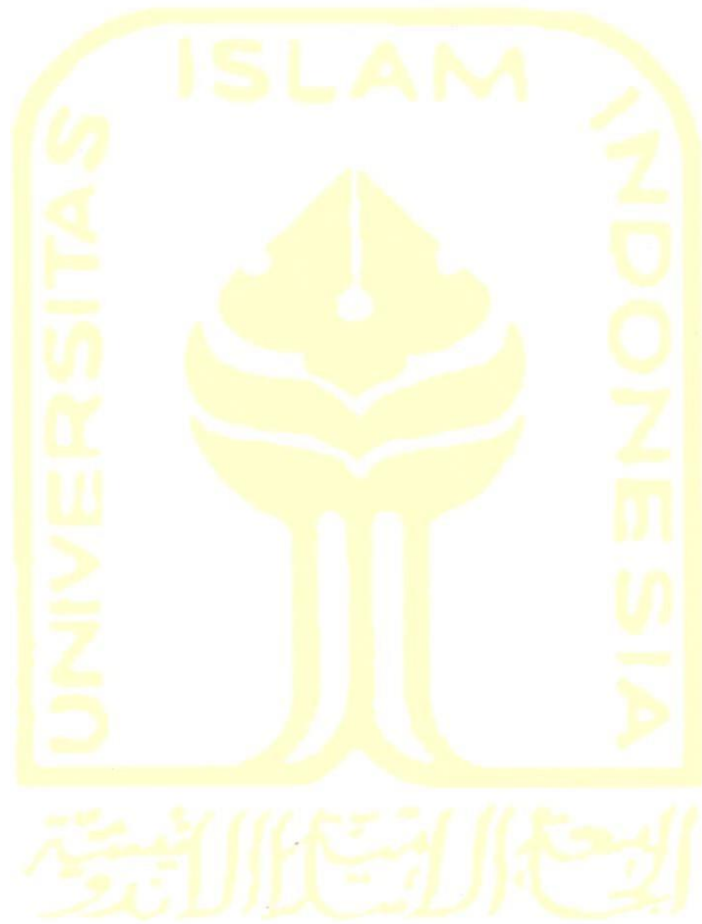
12. Cooler (CL-03)

Tabel 3. 23 Spesifikasi Cooler 3

Kode	CL-03	
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran atas menara distilasi (MD-01) dari 100°C menuju tangki etilen oksida 30°C	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Jenis Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
Kondisi Operasi		
Suhu Masuk	100,00	°C
Suhu Keluar	30,00	°C
Tekanan	1	atm
Spesifikasi		

Jumlah <i>Hairpins</i>	45	Buah		
Panjang <i>Hairpins</i>	15	ft	4,57	m
Luas Permukaan, A	260,338	ft ²	24,19	m ²
Ud	9,40	Btu/jam.ft ² .F		
Uc	339,40			
Rd	0,1034	hr.ft ² .F/Btu		
Rd Min	0,002			
Hot fluid : Steam (Annulus)				
IPS	4	in	0,102	m
<i>Flow Area (Aa)</i>	0,022	ft ²	0,0020	m ²
OD	4,5	in	0,114	m
ID	4,03	in	0,102	m
<i>Surface Area (a)</i>	1,178	(ft ² /ft)	0,36	(m ² /m)
<i>Pressure Drop (ΔPa)</i>	0,2029	psi		
Cold Fluid : Light Organics (Inner Pipe)				
IPS	3	in	0,076	m
<i>Flow Area (Ap)</i>	0,051	ft ²	0,0048	m ²
OD	3,5	in	0,089	m
ID	3,07	in	0,078	m
<i>Surface Area (a)</i>	0,917	(ft ² /ft)	0,2795016	(m ² /m)
<i>Pressure Drop (ΔPp)</i>	0,0010	psi		
Jumlah Alat	1	buah		

Harga	\$	43.700	Rp	670.583.055
-------	----	--------	----	-------------



a. Neraca Massa

3.4.1. Neraca Massa Total

Tabel 3. 24 Neraca Massa Total

KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12	ARUS 13	ARUS 14	ARUS 15	ARUS 16
C_2H_4	0,00	995,00	1156,18	169,81	0,00	0,15	169,66	169,66	8,48	161,18	0,00	0,00	0,00	8,48	0,00	0,15
O_2	1234,63	0,00	1234,63	0,00	0,00	1180,95	0,00	81,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO_2	0,00	0,00	77,48	815,57	0,00	0,00	815,57	0,00	4,08	77,48	0,00	0,00	0,00	4,08	0,00	0,00
H_2O	0,00	0,00	0,00	301,95	879,00	1180,95	0,00	0,00	0,00	0,00	5668,24	5968,52	5968,52	0,00	1145,52	35,43
CH_4	0,00	5,00	99,51	99,51	0,00	0,03	99,48	99,48	4,97	94,51	0,00	0,00	0,00	4,97	0,00	0,03
N_2	4644,56	0,00	92891,24	92891,24	0,00	0,00	92891,24	92891,24	4644,56	88246,68	0,00	0,00	0,00	4644,56	0,00	0,00
K_2CO_3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2302,14	2302,14	0,00	0,00	0,00
DEA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	255,79	255,79	255,79	0,00	0,00	0,00
C_2H_4O	0,00	0,00	0,00	1180,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	35,43	1145,52
$KHCO_3$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3336,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SUB TOTAL	5879,19	1000,00	95459,03	95459,03	879,00	2362,08	93975,96	93241,94	4662,10	88579,84	9260,47	8526,45	8526,45	4662,10	1180,96	1181,13

3.4.2. Neraca Massa Per Alat

3.4.2.1. Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. 25 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
C ₂ H ₄	1156,18	170
O ₂	1234,63	0,00
C ₂ H ₄ O	0,00	1180,95
CO ₂	77,48	815,57
H ₂ O	0,00	301,95
CH ₄	99,51	99,51
N ₂	92891,24	92891,24
Total	95459,03	95459,03

3.4.2.2. Neraca Massa Absorber 1

Tabel 3. 26 Neraca Massa Absorber 1

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₂ H ₄	169,81	0,00	0,15	169,66

C ₂ H ₄ O	1180,95	0,00	1180,95	0,00
CO ₂	815,57	0,00	0,00	815,57
H ₂ O	301,95	879,00	1180,95	0,00
CH ₄	99,51	0,00	0,03	99,48
N ₂	92891,24	0,00	0,00	92891,24
Total	96338,04		96338,04	

3.4.2.3. Neraca Massa Absorber 2

Tabel 3. 27 Neraca Massa Absorber 2

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 12	Arus 8	Arus 11
C ₂ H ₄	169,66	0,00	169,66	0,00
CO ₂	815,57	0,00	81,56	0,00
H ₂ O	0,00	5968,52	0,00	5668,24
CH ₄	99,48	0,00	99,48	0,00
N ₂	92891,24	0,00	92891,24	0,00
K ₂ CO ₃	0,00	2302,14	0,00	0,00
KHCO ₃	0,00	0,00	0,00	3336,44
DEA	0,00	255,79	0,00	255,79
Total	102502,41		102502,41	

3.4.2.4. Neraca Massa Stripper

Tabel 3. 28 Neraca Massa Stripper

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 13	Arus 12	Arus 14
H ₂ O	5668,24	5968,52	5968,52	5968,52
K ₂ CO ₃	0,00	2302,14	2302,14	2302,14
DEA	255,79	255,79	255,79	255,79
CO ₂	0,00	0,00	0,00	734,02
KHCO ₃	3336,44	0,00	0,00	0,00
Total	17786,92		17786,92	

3.4.2.5. Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3. 29 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 15	Arus 16
C ₂ H ₄	0,15	0,00	0,15
C ₂ H ₄ O	1180,95	35,43	1145,52
H ₂ O	1180,95	1145,52	35,43
CH ₄	0,03	0,00	0,03
Total	2362,08	2362,08	

b. Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C_2H_4	444.144,0733	66.728,1621
C_2H_6	239.084,8284	0,0000
O_2	19.918.901,8114	20.311.510,3185
CO_2	0,0000	120.491,5547
N_2	14.960,5961	160.765,5612
C_2H_4O	52.339,1191	53.496,7939
H_2O	0,0000	344.730,4463
Panas Reaksi	32.367.011,9039	0,0000
Panas Cairan Pendingin	0,0000	31.978.719,4955
Total	53.036.442,3322	53.036.442,3322

3.5.2. Neraca Panas *Water Absorber* (AB-01)

Tabel 3. 31 Neraca Panas *Water Absorber*

Masuk	kJ/jam	Keluar	kJ/jam
Panas Masuk	1.032.648,4243	Panas Keluar	1.050.600,2735
		Panas Diambil	-17.951,8492
Total	1.032.648,4243	Total	1.032.648,4243

3.5.3. Neraca panas CO₂ Absorber (AB-02)

Tabel 3. 32 Neraca Panas CO₂ Absorber

Komponen	Masuk		Keluar	
	<i>Water absorber</i>	HE-07	<i>Recycle</i>	HE-06
C_2H_4	12.456,4863	0,0000	8.747,9305	0,0000
CH_4	10.416,5660	0,0000	9.776,3723	0,0000
O_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO_2	32.627,0386	0,0000	228,5464	0,0000
N_2	4.344.983,9317	0,0000	4.380.452,4377	0,0000
C_2H_4O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Komponen	Masuk		Keluar	
	<i>Water absorber</i>	HE-07	<i>Recycle</i>	HE-06
H_2O	0,0000	80.177,0829	0,0000	1.065.984,8549
K_2CO_3	0,0000	19.201,2022	0,0000	0,0000
$KHCO_3$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DEA	0,0000	1.298,4570	0,0000	0,0000
Panas Reaksi	51.172.400,8783		0,0000	
Panas Pendinginan	0,0000		50.206.311,5014	
Total	55.572.884,9010	100.676,7422	54.607.576,7883	1.065.984,8549
	55.673.561,6432		55.673.561,6432	

3.5.4. Neraca Panas Stripper (STP-01)

Tabel 3. 33 Neraca Panas Stripper

Komponen	Masuk		Keluar	
	<i>CO₂</i> Absorber	<i>Steam</i>	<i>Purging CO₂</i>	<i>CO₂</i> Absorber
<i>C₂H₄</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>C₂H₆</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>O₂</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>CO₂</i>	0,0000	0,0000	1.131.759,1882	0,0000
<i>N₂</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>C₂H₄O</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>H₂O</i>	2.374.147,3745	13.786,1717	1.510.983,1483	2.374.147,3755
<i>K₂CO₃</i>	330.667,0121	0,0000	0,0000	330.667,0121
<i>KHCO₃</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Panas Reaksi	2.628.956,1647		0,0000	
Total	5.333.770,5514	13.786,1717	2.642.742,3365	2.704.814,3866
	5.347.556,7231		5.347.556,7231	

3.5.5. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 34 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk	Keluar	
	Umpan	Atas	Bawah
C_2H_4	12,9956	8,3620	1,8312
C_2H_4O	45.152,3635	31.543,2866	5.492,2206
H_2O	91.104,4260	2.031,3851	338.935,7327
CH_4	10,6246	6,3112	1,6723
Reboiler	17.802.013,0700	0,0000	0,0000
Kondensor	0,0000	17.560.272,6700	0,0000
Total	17.938.293,4797	17.938.293,4797	

3.5.6. Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Tabel 3. 35 Neraca Panas Reboiler

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Masuk	-182.916,0391	0,0000
Q Keluar	0,0000	912.762,7332

Q Pemanas	1.095.678,7724	0,0000
Total	912.762,7332	912.762,7332

3.5.7. Neraca Panas Kondensor (CD-01)

Tabel 3. 36 Neraca Panas Kondensor

Komponen	Q masuk	Q keluar
Keluaran Reaktor	116.894.130,5291	0,0000
Pendingin	0,0000	3.089.249,9151
Keluaran Kondensor	0,0000	2.814.640,7019
<i>Q_{loss}</i>	0,0000	110.990.239,9122
Total	116.894.130,5291	116.894.130,5291

3.5.8. Neraca Panas Cooler-01 (CL-01)

Tabel 3. 37 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH masuk	ΔH keluar
	kJ/jam	kJ/jam

Q Masuk	20.639.252,2788	0,0000
Q Keluar	0,0000	995.327,0547
Q Pendingin	0,0000	19.643.925,2241
Total	20.639.252,2788	20.639.252,2788

3.5.9. Neraca Panas Cooler-02 (CL-02)

Tabel 3. 38 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH masuk	ΔH keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q Masuk	2.751.695,0978	0,0000
Q Keluar	0,0000	1.445.799,3298
Q Pendingin	0,0000	1.305.895,7680
Total	2.751.695,0978	2.751.695,0978

3.5.10. Neraca Panas Cooler-03 (CL-03)

Tabel 3. 39 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q Masuk	109.673,36	0,0000
Q Keluar	0,0000	6.798,99
Q Pendingin	0,0000	102.874,37
Total	109.673,36	109.673,36

3.5.11. Neraca Panas Heater-01 (HE-01)

Tabel 3. 40 Neraca Panas Heater 1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Masuk	-12.838.365,9637	0,0000
Q Keluar	0,0000	113.667.506,319
Q Pemanas	126.505.872,3456	0,0000
Total	113.667.506,3819	113.667.506,319

3.5.12. Neraca Panas Heater-02 (HE-02)

Tabel 3. 41 Neraca Panas Heater 2

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Masuk	616.308,9366	0,0000
Q Keluar	0,0000	58.129.169,4800
Q Pemanas	57.512.860,5434	0,0000
Total	58.129.169,4800	58.129.169,4800

3.5.13. Neraca Panas Heater-03 (HE-03)

Tabel 3. 42 Neraca Panas Heater 3

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH Masuk	ΔH Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q Masuk	18.462,2993	0,0000
Q Keluar	0,0000	395.034,9034
Q Pemanas	376.572,6041	0,0000
Total	395.034,9034	395.034,9034

3.5.14. Neraca Panas Heater (HE-04)

Tabel 3. 43 Neraca Panas Heater 4

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH Masuk	ΔH Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q Masuk	37.277.613,8314	0,0000
Q Keluar	0,0000	229.882.941,2115
Q Pemanas	192.605.327,3801	0,0000
Total	229.882.941,2115	229.882.941,2115

3.5.15. Neraca Panas Heater-05 (HE-05)

Tabel 3. 44 Neraca Panas Heater 5

Keterangan	Masuk	Keluar
	ΔH Masuk	ΔH Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q Masuk	35.495,3041	0,0000

Q Keluar	0,0000	274.506,4465
Q Pemanas	239.011,1423	0,0000
Total	274.506,4465	274.506,4465

3.5.16. Neraca Panas Heater 6

Tabel 3. 45 Neraca Panas Heater 6

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH Masuk	ΔH Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q Masuk	1.673.247,8598	0,0000
Q Keluar	0,0000	3.183.970,1342
Q Pemanas	1.510.722,2744	0,0000
Total	3.183.970,1342	3.183.970,1342

3.5.17. Neraca Panas Heater 7

Tabel 3. 46 Neraca Panas Heater 7

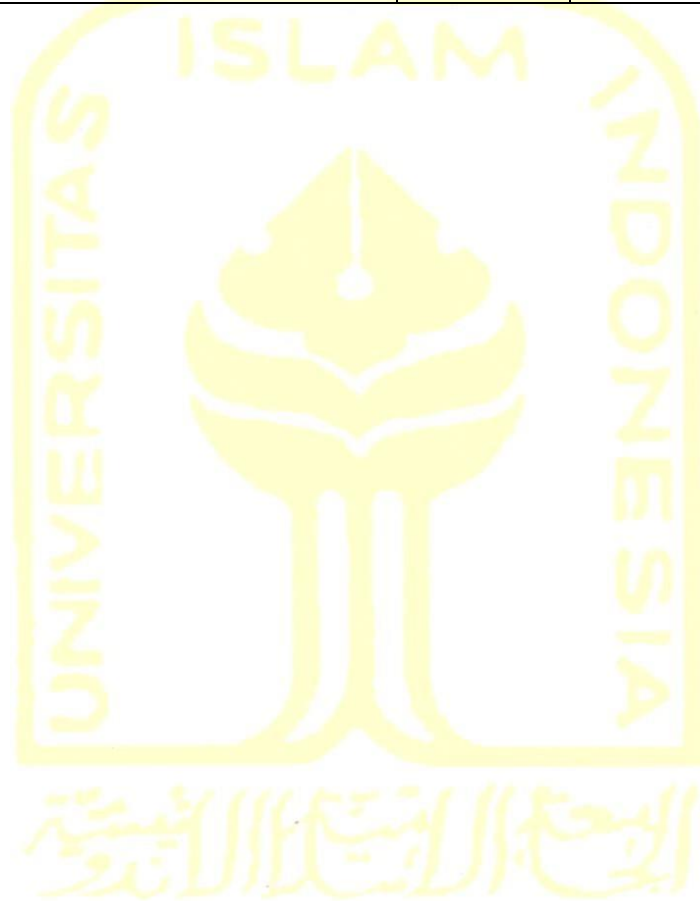
Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	60809613,0677	
Q _{out}		113643470,9801
Q _{steam}	52833857,9125	
Total	113643470,9801	113643470,9801

3.5.18. Neraca Panas Heater 8

Tabel 3. 47 Neraca Panas Heater 8

Keterangan	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Masuk Fase Gas	991.331,75	0,00
Q Masuk Fase Cair	0,00	0,00
Q Keluar Fase Gas	0,00	1.466.194,37
Q Keluar Fase Cair	0,00	50.830,78

Keterangan	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q diambil	0,00	-525.693,40
Total	991.331,75	991.331,75



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Faktor penting dalam tahap pembangunan suatu pabrik yaitu penentuan lokasi pabrik. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dapat mewujudkan kesuksesan serta kelangsungan operasi dari industri secara efektif dan efisien baik untuk masa sekarang maupun masa depan. Hal tersebut sangat berdampak pada faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat dipengaruhi oleh beberapa faktor seperti lokasi yang tepat, komersial, dan ekonomis. Oleh karena itu, banyak pertimbangan yang harus dilakukan sebelum pabrik didirikan. Beberapa pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik yaitu penyediaan bahan baku, pemasaran produk, keamanan transportasi, utilitas dan tenaga kerja.

Dilansir dari Kementerian Perindustrian (Kemenperin) saat ini sudah ada 136 kawasan industri yang berdiri di Indonesia. Akan tetapi, dari banyaknya jumlah kawasan industri yang ada di Indonesia, tentunya harus dipilih lokasi yang tepat, komersial, dan ekonomis untuk pendirian pabrik etilen oksida. Tidak lain dikarenakan mekanisme untuk memproduksi etilen oksida ini bersifat *weight loss*, dimana jumlah bahan baku yang digunakan lebih besar jika dibandingkan dengan produk yang dihasilkan.

Dari beberapa pertimbangan di atas, maka ditetapkan rencana pendirian pabrik etilen oksida ini bertempat di daerah Kota Cilegon, Banten. Penetapan lokasi berdirinya suatu pabrik dilakukan dengan memperhatikan beberapa faktor yang berperan didalamnya yaitu faktor utama dan faktor khusus.

4.1.1. Faktor Utama

Selama proses perancangan terdapat beberapa hal yang menjadi faktor utama di antaranya ketersediaan bahan baku, pemasaran, utilitas tenaga kerja, kebijakan pemerintah dan undang-undang peraturan, dan faktor lingkungan, berikut merupakan penjelasan dari setiap faktornya:

- **Ketersediaan Bahan Baku**

Suatu pabrik akan sangat menguntungkan jika dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran, sehingga transportasi dapat berjalan dengan baik. Bahan baku pabrik etilen oksida ini yaitu etilen dan oksigen yang diperoleh dari pabrik yang ada di Indonesia. Untuk bahan baku etilen, didapatkan dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk yang berlokasi di Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi etilen sebesar 860.000 ton/tahun. Oleh karena itu, diperkirakan untuk dapat merancang pabrik etilen oksida dengan kapasitas 111.000 ton/tahun ini bahan baku dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk masih dapat terpenuhi.

Ketersediaan bahan baku di Indonesia membuat harga pembelian relatif jauh lebih murah jika dibandingkan dengan pembelian bahan baku secara impor. Untuk bahan baku oksigen, didapatkan dari lingkungan. Sementara itu, untuk air didapatkan dari air laut yang berlokasi di sekitar wilayah pabrik. Jarak yang dekat antara lokasi pabrik dengan bahan baku, diharapkan dapat memenuhi penyediaan bahan baku yang cukup dan lancar. Penetapan lokasi pabrik tidak hanya dilandaskan dari ketersediaan bahan baku saja, perlu dilakukan pemantauan lebih lanjut dari beberapa faktor lain. Dekatnya bahan baku dengan lokasi pabrik dapat memudahkan proses pengangkutannya. Hal tersebut menjadi alasan utama pemilihan lokasi pabrik etilen oksida di wilayah Anyer, Kota Cilegon. Peta lokasi:



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

- Pemasaran Produk

Pabrik etilen oksida ditujukan untuk dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, seperti dipergunakan dalam industri etilen glikol yang membutuhkan etilen oksida sebagai bahan bakunya seperti PT Yasa Ganesha Putra dan PT Prima Ethycolindo di daerah Merak, Banten karena sebagian besar industri di Indonesia berpusat di Pulau Jawa, maka lokasi dan target pasar yang tepat yaitu Pulau Jawa. Saat ini, pabrik etilen oksida di Indonesia masih berjumlah sedikit. Maka dari itu, beberapa pabrik etilen glikol melakukan impor etilen oksida untuk memenuhi bahan baku pembuatan etilen glikol. Etilen oksida juga diperlukan dalam bahan baku pembuatan senyawa anti beku, sterilisasi peralatan medis dan industri makanan, penggunaan insektisida untuk mematikan serangga, obat-obatan, bahan baku pembuatan deterjen, serta bahan pembuatan senyawa kimia lainnya seperti etilen glikol yang dapat digunakan untuk pembuatan *fiberglass* dan resin plastik.

- Utilitas

Sebagai salah satu penunjang penting dalam berjalannya proses suatu pabrik yaitu utilitas. Utilitas yang paling banyak digunakan di industri yaitu air dan listrik. Untuk memenuhi kebutuhan air, pabrik ini mendapatkan air dari sumber air laut yang berlokasi di sekitar area pabrik. Sementara itu, untuk kebutuhan listrik, pabrik ini mendapatkan suplai listrik dari Perusahaan Listrik

Negara (PLN), PLTU Suralaya dan generator. Perusahaan Listrik Negara (PLN) menyuplai daya listrik sebesar 2.000 MV (CV Sinergi Inti Sistema, 2014).

- Tenaga kerja

Tenaga kerja dengan mudah bisa dipenuhi dari lingkungan sekitar lokasi pabrik maupun dari luar lokasi pabrik yang sepadan dengan keperluan dan kriteria pabrik. Tenaga kerja dengan lulusan universitas terbaik seperti Universitas Indonesia, Institut Teknologi Bandung, Universitas Gajah Mada, Universitas Diponegoro, Institut Teknologi Sepuluh November, Universitas Sebelas Maret dan untuk bagian operator didapatkan dari lulusan politeknik negeri atau lulusan SMA maupun SMK sederajat. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat bermanfaat sebagai lapangan kerja baru agar dapat meminimalisir pengangguran di Indonesia.

- Kebijakan Pemerintah

Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) merupakan kawasan industri yang berada dalam teritorial Negara Indonesia maka secara geografis pendirian pabrik di kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah yang berlaku. Undang-undang dan peraturan di lokasi tempat pembangunan pabrik juga perlu diperhatikan agar kedepannya tidak terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Peraturan perundang-undangan yang telah ditetapkan oleh daerah harus memperhatikan beberapa hal, seperti:

- a. Adanya daerah industri (pengelompokkan industri)

- b. Bangunan dan jalan
- c. Buangan pabrik (Amrine, 1996)
- Faktor lingkungan dan sekelilingnya

Daerah Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) sangat strategis karena lokasi yang berdekatan dengan kawasan pabrik seperti PT Lotte Chemical Titan Nusantara, PT Lotte Chemical Indonesia, PT Chandra Asri, dan lain-lain. Masyarakat sekitar lokasi pabrik diprediksikan akan mendukung pembangunan suatu pabrik di daerahnya karena masyarakat sekitar pabrik dapat mengambil keuntungan seperti tersedianya lapangan pekerjaan dan membuka usaha di sekitar lokasi pabrik.

4.1.2. Faktor Khusus

Dalam melakukan perancangan pabrik terdapat beberapa hal yang menjadi faktor khusus, yaitu:

- Transportasi

Sarana transportasi dan telekomunikasi sangat penting dalam proses penyediaan bahan baku dan pemasaran suatu produk. Lokasi yang strategis yaitu di Cilegon dapat memudahkan transportasi bahan baku dikarenakan akses menuju Cilegon bisa menggunakan akses jalan tol dan cukup dekat dengan pelabuhan. Cilegon berada di jalur transportasi Merak - Jakarta, yang merupakan juga pintu gerbang Pulau Jawa dari Pulau Sumatera.

Kawasan Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) merupakan kawasan industri yang mempunyai berbagai macam fasilitas penunjang yang sangat baik. Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) merupakan salah satu kawasan industri terbesar yang ada di Indonesia yang memiliki banyak fasilitas sosial yaitu sarana olahraga, sekolah berstandar internasional, bank, supermarket, rumah sakit, perumahan, tempat ibadah, tempat rekreasi, kantor pos, pemadam kebakaran, dan layanan kesehatan 24 jam (CV Sinergi Inti Sistema, 2014). Selain itu Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) memiliki saluran drainase yang baik, suplai listrik yang berjalan, jalur hijau disepanjang jalan dan menyediakan Bangunan Siap Pakai (BSP) dan jasa sewa pergudangan (CV Sinergi Inti Sistema, 2014).

- Sumber air

Setiap industri termasuk industri kimia, kebutuhan wajib yang diperlukan untuk pabrik yaitu air. Air digunakan untuk kebutuhan proses dan operasi, seperti proses pendinginan atau pemanasan, air domestik, dan air kebutuhan rumah tangga.

- Iklim dan alam sekitar

Salah satu hal yang harus diperhatikan juga yaitu iklim dan alam sekitar. Kondisi iklim dan alam sekitar pabrik haruslah tidak menyulitkan konstruksi pembangunan pabrik dan ekonomis.

- Keadaan masyarakat

Masyarakat sekitar industri akan terbiasa menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya karena masyarakat dapat mengambil keuntungan dengan adanya pabrik tersebut. Seperti peluang lapangan kerja dan bisa membuka usaha di sekitar lokasi pabrik.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau yang biasa disebut dengan tata letak fasilitas merupakan tata cara penataan fasilitas-fasilitas pabrik pada area tertentu guna menunjang proses produksi secara efisien dan efektif dari satu fasilitas ke fasilitas yang lain. Tata letak yang tersusun dengan baik dapat menunjukkan kesuksesan dan kelancaran pabrik itu sendiri (Wignjosoebroto, 1996). Dalam menetapkan tata letak pabrik perlu ditinjau mengenai penempatan setiap alat-alat produksi agar keselamatan, keamanan dan kenyamanan setiap karyawan dapat terpenuhi. Menurut (Wignjosoebroto, 2000), berikut ini merupakan tujuan dari perencanaan tata letak, yaitu:

1. Dapat menaikkan hasil dari produksi.
2. Mengurangi waktu tunggu (*delay*).
3. Mengurangi proses perpindahan bahan (*material handling*).
4. Penghematan penggunaan area untuk produksi.

5. Meningkatnya pendayagunaan tenaga kerja, pemakaian mesin, dan sarana produksi lainnya yang lebih besar.
6. Mengurangi risiko untuk kesehatan dan keselamatan kerja dari operator.
7. Mampu memperbaiki moral dan kepuasan kerja.
8. Mengurangi kemacetan bahan dan terjadinya kesimpangsiuran.
9. Mengurangi faktor-faktor yang dapat merugikan dan mempengaruhi bahan baku maupun produk.



Gambar 4. 2 Tata Letak *Layout* Pabrik Skala 1:100

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam merancang tata letak alat proses perlu mempertimbangkan secara efisien dan tepat agar proses dalam pabrik dalam berjalan dengan lancar. Berikut merupakan beberapa hal yang harus diamati dalam merancang tata letak alat proses:

1. Transportasi dan Distribusi

Dalam merancang tata letak alat proses, susunan pabrik perlu meninjau segala bentuk distribusi seperti distribusi air, distribusi listrik dan distribusi lainnya. Begitu juga dengan transportasi bahan lainnya seperti bahan baku agar dapat melakukan pengangkutan secara cepat dan tepat.

2. Keamanan

Dalam merancang tata letak alat proses, hal penting yang harus juga diperhatikan yaitu dari segi keamanan. Tujuan dengan adanya keamanan diharapkan dapat meminimalisir segala bentuk bahaya seperti bahaya kebakaran, terjadinya peledakan, dan bahaya lainnya. Untuk pengendalian alat diutamakan dalam posisi satu ruangan (*control room*) yang berlokasi dekat dengan alat-alat proses. Kemudian, alat-alat kontrol dan *valve* diposisikan di lapangan agar mudah dijangkau jika terjadi bahaya. Sekitar lokasi proses dibuat jalan-jalan yang mudah dijangkau untuk mobil pemadam kebakaran dan mobil derek untuk masuk.

3. Pencahayaan

Pencahayaan pada semua area pabrik harus mencukupi. Untuk tempat-tempat yang memiliki risiko dan bahaya yang lebih tinggi patutnya diberikan pencahayaan tambahan lebih agar terhindar dari risiko kecelakaan yang disebabkan oleh pencahayaan.

4. Pertimbangan Ekonomi

Dalam proses perencanaan alat proses, biaya operasi diupayakan untuk ditekan dan dapat menanggung keamanan dan kelancaran produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

5. Aliran Bahan Baku dan Produk

Peletakan bahan baku dan produk dapat mempengaruhi keuntungan ekonomi suatu pabrik. Oleh karena itu, diusahakan penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi dan distribusi agar dapat mengefisiensi biaya yang dikeluarkan.

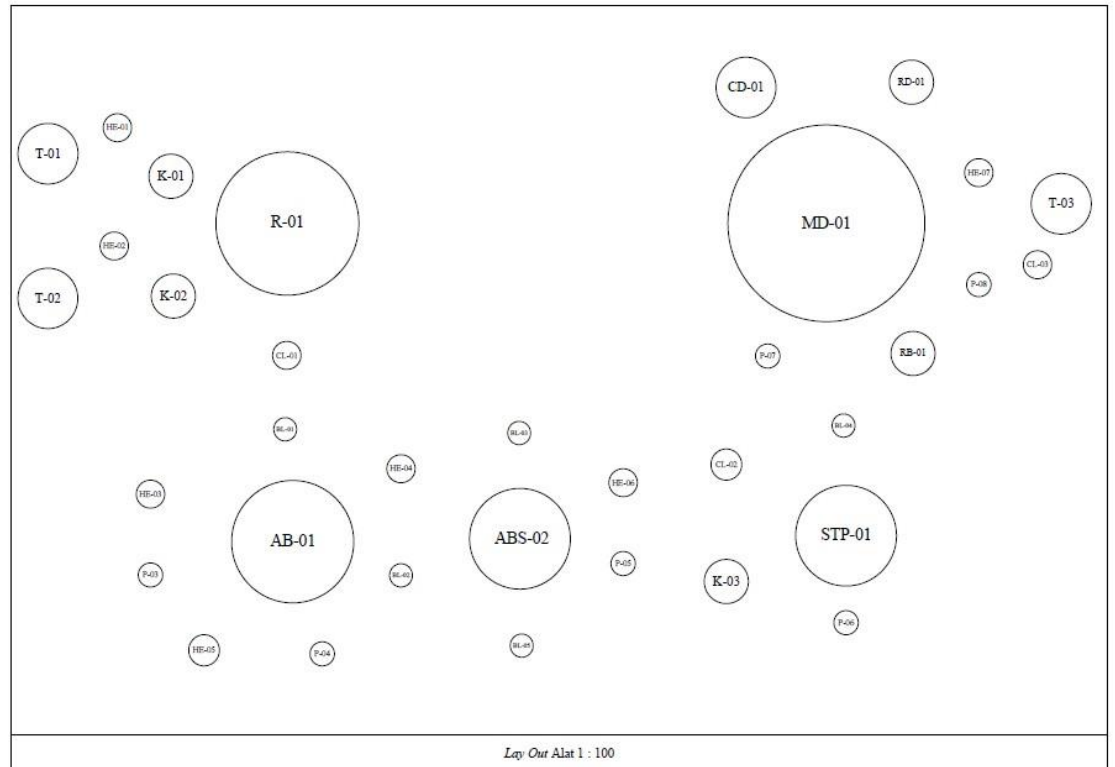
6. Aliran Udara

Perlunya memperhatikan jalannya aliran udara di dalam maupun di area sekitar proses agar tidak terjadi penumpukan udara dan akumulasi bahan kimia berbahaya. Selain itu, perlu juga diperhatikan arah dari hembusan angin di sekitar lokasi.

7. Jarak Antar Alat Proses

Pada sebagian alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi yang tinggi, semestinya dapat dipisahkan dari alat proses lainnya agar jika terjadi kebakaran atau ledakan pada salah satu alat tersebut, tidak dapat

membahayakan alat proses lainnya dan dapat mudah dilakukan upaya penyelamatan.



Gambar 1.4 Tata Letak *Layout* Mesin / Alat Proses Skala 1:100

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Seperti yang dijelaskan dalam Pasal 1 angka (1) Undang-Undang Nomor 8 Tahun 1997, disebutkan bahwa perusahaan merupakan setiap bentuk usaha yang didirikan untuk menjalankan setiap jenis usaha yang bersifat konstan dan tetap serta berkedudukan

dalam wilayah Negara Republik Indonesia dengan tujuan mencapai keuntungan atau laba. Selain itu, perusahaan juga bisa diartikan sebagai tempat dimana terjadi kegiatan produksi dan sebagai tempat berkumpulnya semua faktor produksi (Kurniawan, 2023). Berikut ini merupakan bentuk-bentuk dari perusahaan:

1. Usaha Perseorangan

Usaha perseorangan merupakan salah satu bentuk jenis usaha yang paling banyak digunakan di Indonesia saat ini, usaha ini dimiliki oleh seseorang yang dimana berkedudukan juga sebagai pemimpin dan sepenuhnya bertanggung jawab atas risiko dari kegiatan usaha perseorangan ini. Bentuk usaha ini berkegiatan dalam usaha yang kecil dan tidak diperlukan izin pendiriannya.

2. Firma (Fa)

Firma merupakan suatu usaha yang dimana usaha tersebut dijalankan dua orang atau lebih dengan nama bersama dan tanggung jawab dari setiap anggota firma tidak terbatas. Keuntungan atau laba yang didapatkan dari usaha tersebut akan dibagi secara merata setiap anggotanya, begitu juga dengan kerugian.

3. CV (*Commanditaire Vennootschap*)

CV atau persekutuan komanditer merupakan suatu persekutuan antara satu atau beberapa orang sekutu mempercayakan uang atau

barang kepada satu atau dua orang yang menjalankan suatu perusahaan dan bertindak selaku pemimpin. Perusahaan ini dijalankan oleh seorang sekutu aktif yang bertanggung jawab atas semua risiko dan kewajiban dari pihak ketiga.

4. Perseroan Terbatas (PT)

Perseroan terbatas merupakan suatu persekutuan dimana untuk dapat menjalankan perusahaan ini memiliki modal usaha yang terbagi atas beberapa saham. Para pemegang saham bertanggung jawab atas hutang-hutang perusahaan sejumlah modal yang disetorkan. Pendapatan pribadi para pemegang saham terpisah dari pendapatan PT.

5. Perseroan Terbatas Negara (PERSERO)

Sebelumnya nama Perseroan Terbatas Negara (PERSERO) adalah Perusahaan Negara (PN) dikarenakan pada saat itu perusahaan negara melakukan penambahan modal untuk ditawarkan kepada pihak swasta. Tujuan dari persero yaitu untuk mencari laba maksimal dengan memanfaatkan faktor-faktor produksi secara tepat.

6. Perusahaan Negara Umum (PERUM)

Sesuai dengan Instruksi Presiden RI No.17 tanggal 26 Desember 1967, kegiatan PERUM difokuskan untuk melayani kepentingan umum. Tujuan dari PERUM sama seperti perusahaan lainnya yaitu

mencari keuntungan, tetapi kesejahteraan masyarakat tidak boleh diabaikan.

4.4.2. Pemilihan Bentuk Perusahaan

Pada prarancangan etilen oksida dari etilen dan udara dengan kapasitas 111.000 ton/tahun ini bentuk perusahaan yang akan direncanakan yaitu Perseroan Terbatas (PT).

1. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Jenis Industri : Industri etilen oksida
3. Lokasi Perusahaan : Anyer - Cilegon, Banten

Perseroan terbatas merupakan suatu persekutuan dimana untuk dapat menjalankan perusahaan ini memiliki modal usaha yang terbagi atas beberapa saham. Berikut merupakan beberapa pertimbangan memilih bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT), yaitu:

1. Pendirian PT bisa dilakukan dengan hanya satu orang saja
Pertimbangan ini lebih memudahkan para pengusaha kecil dan mikro untuk bisa membuat usaha berbadan hukum resmi.
2. Proses pendiriannya tidak mewajibkan menggunakan akta notaris
Dalam proses pendirian PT, para pelaku usaha kecil cukup membuat surat pernyataan materai untuk bisa mendirikan PT secara perorangan.
3. Kekayaan perseroan terpisah dengan kekayaan pribadi.

Apabila perusahaan mengalami kerugian, pertanggungjawaban akan ditanggung oleh perusahaan dan harta pemilik perusahaan tetap aman.

4. Untuk dapat mendirikan PT tidak harus membutuhkan modal yang besar dibandingkan dengan PT persekutuan modal.
5. Status badan hukum dapat diperoleh setelah mendaftarkan pernyataan pendirian perusahaan melalui pendaftaran elektronik.
6. Memungkinkan pelaku usaha dapat 100% saham secara sendirian.

4.4.3. Struktur Organisasi

4.4.3.1 Pengertian Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang dapat mendukung kemajuan dan keberhasilan sebuah perusahaan yaitu adanya struktur organisasi yang jelas. Hal ini dikarenakan berhubungan dengan berjalannya komunikasi yang baik dan akhirnya akan mempengaruhi bagaimana kinerja suatu perusahaan. Struktur organisasi merupakan petunjuk untuk mengelompokkan hubungan antara orang dan pekerjaan serta sub unit organisasi yang digambarkan dengan bagan organisasi. Menurut (Robbins dan Coulter, 2007) terdapat beberapa faktor yang dapat mempengaruhi struktur organisasi, yaitu:

1. Pembagian pekerjaan (*Division of Work*)
2. Departementalisasi
3. Hierarki/kekuasaan
4. Koordinasi
5. Rentang manajemen (*Span of Control*)
6. Kesatuan pemerintah (*Unity of Command*)

4.4.3.2 Bentuk-bentuk Struktur Organisasi Perusahaan

Setiap bentuk struktur organisasi perusahaan memiliki kelebihan dan kekurangannya masing-masing dan umumnya berbeda-beda tergantung kebutuhan perusahaan. Terbagi menjadi lima jenis bentuk organisasi berdasarkan hubungan struktur organisasi, yaitu:

1. Bentuk Organisasi Lini (*Line Organization*)

Bentuk organisasi ini diciptakan oleh Henry Fayol dengan tipe memiliki garis wewenang vertikal dimana menghubungkan antara pemimpin dan karyawan. Ciri-ciri dari organisasi lini yaitu organisasi yang cenderung kecil, memiliki struktur organisasi yang sederhana, jumlah karyawan cenderung sedikit, pemilik modal perusahaan pada umumnya sebagai pemimpin tertinggi, dan masing-

masing setiap kepala unit memiliki wewenang dan tanggung jawab penuh atas pekerjaan unitnya.

Berikut merupakan kelebihan dari bentuk organisasi lini yaitu:

1. Kesatuan pimpinan tetap dipertahankan.
2. Adanya garis komando dapat meminimalisir kesalahpahaman antara pemimpin dan karyawan.
3. Pengawasan yang ketat atas segala kegiatan karyawan.
4. Koordinasi cenderung lebih mudah dilaksanakan.
5. Pengambilan terkait keputusan, intruksi-intruksi dan kebijaksanaan berjalan cepat.
6. Rasa kedisiplinan, semangat dan solidaritas antar karyawan tinggi.

Kekurangan dari bentuk organisasi lini yaitu:

1. Secara keseluruhan organisasi sangat bergantung pada satu orang.
2. Tujuan pribadi pemimpin dan tujuan organisasi seringkali tidak bisa dibedakan.
3. Adanya kecenderungan pemimpin bertindak secara diktator atau otoriter.
4. Maju mundurnya organisasi tergantung pada kebijakan pemimpin saja, karena wewenang menetapkan keputusan dipegang sendiri.

5. Pengkaderan dan pengembangan bawahan kurang mendapatkan perhatian karena mereka tidak diikutsertakan pada perencanaan, pengendalian dan pengambilan keputusan.
6. Adanya keterbatasan (*limits factor*) manusia menyebabkan rencana, keputusan, kebijaksanaan dan pengendalian cenderung kurang baik.

2. Bentuk Organisasi Lini dan Staf (*Line and Staff Organization*)

Bentuk organisasi ini merupakan gabungan dari organisasi lini dan organisasi fungsional. Pelimpahan garis wewenang tetap secara vertikal dimana menghubungkan pemimpin dan karyawan. Ciri-ciri dari organisasi ini yaitu pucuk pimpinan hanya satu orang dengan dibantu para staf, terdapat dua wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staf, organisasi relatif besar sehingga memiliki karyawan yang banyak dan pekerjaan kompleks, hubungan antara pemimpin dan karyawan tidak bersifat langsung, pimpinan dan para karyawan tidak semuanya saling mengenal dan kesatuan perintah tetap diperintahkan seperti setiap pimpinan memiliki bawahan tertentu dan setiap bawahan hanya memiliki seorang atasan tertentu saja.

Berikut merupakan kelebihan dari bentuk organisasi lini dan staf yaitu:

1. Asas kesatuan pimpinan tetap dipertahankan karena pimpinan hanya pada satu tangan saja.

2. Terdapat pengelompokan wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staff.
3. Terdapat pembagian tugas yang jelas antara pemimpin, karyawan dan pelaksana.
4. setiap pimpinan memiliki bawahan tertentu dan setiap bawahan hanya memiliki seorang atasan tertentu saja.
5. Organisasi bersifat fleksibel dan luwes karena dapat diterapkan pada organisasi besar, organisasi kecil, organisasi perusahaan maupun organisasi sosial.
6. Bawahan hanya mendapat perintah dan bertanggung jawab kepada seorang atasan tertentu saja.
7. Pelaksanaan tugas pemimpin cenderung berjalan dengan lancar karena terbantu dengan karyawan dalam mendapat data, pemikiran dan saran-saran.
8. Asas *the right man in the right place* lebih mudah dilaksanakan.
9. Koordinasi relatif lebih mudah dilaksanakan karena terdapat pembagian kerja yang jelas.
10. Moral dan kedisiplinan karyawan tinggi karena tugas-tugas yang sesuai dengan keahlian masing-masing.
11. Keuntungan dan spesialisasi dapat didapatkan semaksimal mungkin

12. Bakat setiap karyawan yang berbeda-beda dapat dikembangkan karena bekerja sesuai dengan keahlian dan bakatnya.

Kekurangan dari bentuk organisasi lini yaitu:

1. Solidaritas dan *esprit de corp* karyawan kurang karena tidak saling mengenal.
2. Terdapat persaingan yang kurang sehat karena setiap bagian atau unit merasa tugas-tugasnya lah yang paling penting.
3. Bagian pelaksana sering merasa kebingungan untuk membedakan antara perintah dengan bantuan nasihat.

3. Bentuk Organisasi Fungsional

Bentuk organisasi ini diciptakan oleh F.W Taylor yang disusun berlandaskan sifat dan jenis pekerjaan yang harus dilakukan. Ciri-ciri dari organisasi ini yaitu pembagian tugas yang jelas dan tegas sehingga dapat dibedakan, penempatan pejabat berdasarkan spesialisasinya, bawahan menerima perintah dari beberapa atasan, koordinasi menyeluruh biasanya dilakukan pada tingkat atas, dan terdapat dua wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang fungsional.

Berikut merupakan kelebihan dari bentuk organisasi fungsional yaitu:

1. Keahlian dan minat setiap karyawan dapat dikembangkan dan dimanfaatkan secara optimal.
2. Dengan adanya spesialisasi dapat diperoleh semaksimal mungkin.
3. Produktivitas dan efisiensi dapat ditingkatkan.
4. Direktur utama tugasnya ringan dikarenakan para direkturnya memiliki spesialis di bidangnya masing-masing.
5. Kedisiplinan, solidaritas dan moral karyawan yang mengerjakan pekerjaan yang sama tinggi.

Kekurangan dari bentuk organisasi fungsional yaitu:

1. Para karyawan sering bingung karena mendapat perintah dari beberapa atasan.
2. Pekerjaan terkadang membuat bosan para karyawan.
3. Para karyawan sulit untuk mengadakan ahli tugas (*tour of duty = tour of arena*) karena spesialisasi yang mendalam kecuali mengikuti pelatihan terlebih dahulu.
4. Karyawan lebih mementingkan bidang atau keahliannya sehingga koordinasi menyeluruh sulit dilakukan.
5. Sering terjadi solidaritas kelompok yang berlebihan mengakibatkan terjadinya kelompok diantara para karyawan.

4. Bentuk Organisasi Lini, Staf dan Fungsional

Bentuk organisasi ini merupakan gabungan dari organisasi lini, organisasi lini dan staf dan organisasi fungsional dan pada umumnya diterapkan pada organisasi yang besar dan kompleks. Pada tingkat dewan komisaris (*board of director*) menerapkan tipe organisasi lini dan staf, sementara itu pada tingkat *middle manager* menerapkan tipe organisasi fungsional. Organisasi ini bekerja dengan menggabungkan kebaikan dan menghilangkan kekurangan dari ketiga tipe bentuk organisasi tersebut.

5. Bentuk Organisasi Komite

Bentuk organisasi ini setiap masing-masing anggota memiliki otoritas yang sama dan pimpinan kolektif. Organisasi komite mengutamakan pimpinan yang dimana terdapat pemimpin di organisasi ini.

Berikut merupakan kelebihan dari bentuk organisasi komite yaitu:

1. Keputusan yang diambil cenderung lebih baik karena diputuskan oleh beberapa orang.
2. Kecenderungan untuk bertindak otoriter atau diktator dapat dicegah.
3. Partisipasi dan pembinaan dapat ditingkatkan.

Kekurangan dari bentuk organisasi fungsional yaitu:

1. Waktu yang digunakan untuk mengambil keputusan lama dan membutuhkan biaya yang besar.
2. Penanggung jawab keputusan kurang jelas karena keputusan merupakan keputusan bersama.
3. Adanya tirani mayoritas yang dapat memaksakan keinginannya menggunakan voting suara.

4.4.3.3 Pemilihan Bentuk Struktur Organisasi

Sesuai dengan penjelasan bentuk dari struktur organisasi diatas, maka dari itu untuk pabrik etilen oksida dipilih bentuk organisasi lini dan staf (*line and staff organization*) menimbang pabrik ini merupakan pabrik dengan skala besar dan memiliki karyawan dalam jumlah yang banyak. Pada bentuk organisasi ini, garis kekuasaan lebih sederhana, praktis dan tegas. Dalam menjalankan tugasnya, seorang karyawan bertanggung jawab kepada atasannya dengan bantuan oleh beberapa staf ahli. Tugas dari para staf ahli yaitu memberikan bantuan berupa pemikiran saran-saran, data, informasi dan pelayanan kepada pemimpin.

Ada dua bagian dalam menjalankan bentuk organisasi lini dan staf ini, yaitu:

- a) Sistem staf merupakan sekelompok orang yang menjalankan tugas sesuai dengan keahlian yang dimilikinya

dan berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

b) Sistem garis atau lini merupakan sekelompok orang yang menjalankan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.

Berikut merupakan pangkat dan jabatan kepemimpinan dalam perusahaan ini yaitu:

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Direktur utama
4. Direktur
5. Kepala bagian
6. Kepala seksi
7. Karyawan dan operator

Masing-masing tugas, wewenang dan tanggung jawab dari setiap pangkat tentunya berbeda-beda. Tugas, wewenang dan tanggung jawab tertinggi terdapat pada posisi dewan komisaris.

Sementara itu, untuk kekuasaan tertinggi saat rapat umum terdapat pada pemegang saham.

4.4.4. Tugas dan Wewenang

4.4.4.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RPUS)

Pada pasal 1 butir 4 UU PT no.40 Tahun 2007 menjelaskan bahwa Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan alat perlengkapan perseroan yang memiliki wewenang yang tidak diberikan kepada dewan komisaris atau direksi sesuai batas yang ditentukan dalam undang-undang dan atau anggaran dasar. RUPS merupakan kekuasaan tertinggi dalam bentuk organisasi lini dan staf. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) biasanya dilakukan satu kali dalam setahun atau diselenggarakan pada waktu paling lambat enam bulan setelah tahun buku berakhir dan harus disampaikan semua dokumen dari laporan tahunan perseroan (Sinaga, 2018). Berikut merupakan tugas dan wewenang pemegang saham:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi.
3. Menerbitkan akta perusahaan dan anggaran dasar perusahaan
4. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan.
5. Mengesahkan hasil-hasil serta neraca perhitungan untung dan rugi tahunan dari perusahaan (Widjaja, 2003).

4.4.4.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertugas untuk memberi nasihat kepada direksi dan melakukan pengawasan selama menjalankan perseroan terbatas (PT). Undang-undang dan anggaran dasar perseroan memberikan kewenangan tertentu kepada dewan komisaris selama menjalankan tugasnya yaitu memasuki kantor perseroan, mendapatkan laporan direksi dan memeriksa dokumen perseroan menyetujui atau tidaknya suatu tindakan tertentu yang diatur dalam anggaran dasar serta memberhentikan sementara direksi dan mengurus perseroan dalam hal perseroan tidak memiliki direksi. Berikut merupakan rincian tugas dewan komisaris dalam pasal 15 form buku anggaran dasar perseroan terbatas dari Departemen Hukum dan Hak Asasi Manusia Republik Indonesia, antara lain:

1. Memeriksa semua pembukuan surat dan alat bukti lain perusahaan.
2. Memeriksa dan mencocokkan keadaan yang kas dan perseroan.
3. Melaksanakan tugas pengawasan atas segala tindakan pengurusan yang dilakukan oleh direksi.

4. Memberi nasihat dan petunjuk kepada direksi, menegur dan memberhentikan sementara sampai ada keputusan dari RUPS selambat-lambatnya harus dilaksanakan setelah satu bulan setelah pemberhentian sementara.

4.4.4.3 Dewan Direksi

Dewan direksi merupakan pimpinan tertinggi dan yang bertanggung jawab akan kepengurusan dalam perseroan (Sinaga, 2018). Dewan direksi bertanggung jawab kepada dewan komisaris dalam melaksanakan kepengurusan dan kepentingan perseroan. Direksi merupakan subjek hukum mandiri karena apabila tidak ada PT maka tidak ada direksi (Lukviarman, 2016). Berikut merupakan tugas dan wewenang dari dewan direksi yaitu:

1. Mengurus kekayaan perseroan.
2. Mewakili PT di dalam atau diluar pengadilan dalam kepentingan dan tujuan perseroan.
3. Mengurus kegiatan sehari-hari PT seperti mengelola dan mengatur kegiatan PT agar sesuai dengan tujuan dan maksud dari pendiriannya.

4.4.4.4 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pejabat tertinggi yang ditugaskan untuk memimpin perusahaannya sendiri yang ditunjuk oleh dewan komisaris atau orang profesional yang ditunjuk oleh pemilik usaha guna memimpin dan menjalankan perusahaannya. Direktur utama bertanggung jawab atas semua kebijaksanaan di perusahaan dan membawahi dua bidang direktur yaitu direktur keuangan dan umum serta direktur teknik dan produksi. Berikut ini merupakan tugas dari direktur utama (Sinaga, 2018), yaitu:

- Memimpin dan membina perusahaan secara efisien dan efektif.
- Melakukan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan kepada pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham.
- Menjaga dan membuat keserasian organisasi agar memiliki hubungan yang baik, antara pemegang saham, pimpinan dengan konsumen maupun karyawan.
- Mengangkat serta memberhentikan kepala bagian sesuai dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

- Mengkoordinir kerja sama dengan bagian keuangan dan umum serta bagian produksi dan teknik.

Dalam menjalankan tugasnya, direktur utama dibantu dengan tiga orang manager, yaitu manager keuangan dan pemasaran, manager umum dan administrasi, serta manager teknik dan produksi. Berikut merupakan tugas dari masing-masing manager:

1. Tugas manager keuangan dan pemasaran:

- Manager keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala urusan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan dan keuangan perusahaan. Dalam pelaksanaannya, manager keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian keuangan dan kepala bagian dibantu oleh kepala seksi keuangan dan kepala seksi akuntansi.
- Manager pemasaran bertanggung jawab atas segala urusan dalam bidang pengawasan komersial perusahaan dan seluruh koordinasi. Berikut merupakan tugas dan wewenang manager pemasaran:
 - Memimpin, mengawasi dan mengkoordinasi pemasaran seperti pembelian bahan baku, proses distribusi, dan lain-lain.
 - Bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala urusan dalam kegiatan pemasaran produksi, distribusi produk yang dihasilkan oleh perusahaan dan kebijakan harga.

- Dalam proses pelaksanaannya, manager pemasaran dibantu oleh kepala seksi distribusi dan promosi serta kepala seksi penjualan dan pengadaan.

2. Tugas manager umum dan administrasi:

- Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang umum dan bidang administrasi
- Memimpin, mengawasi dan mengkoordinasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya. Dalam proses pelaksanaannya, manager umum dan administrasi dibantu oleh kepala bagian umum dan kepala bagian administrasi. Kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi humas dan diklat, kepala seksi umum, kepala seksi keamanan dan kepala seksi kesehatan. Sementara itu, Kepala bagian administrasi dibantu oleh kepala seksi personalia dan kepala seksi administrasi.

3. Tugas manager teknik dan produksi:

Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, teknik, rekayasa produksi dan keselamatan kerja.

- Mengadakan penelitian dan pengawasan untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi.
- Menjalankan seluruh tugas, program dan kebijakan yang sudah digariskan oleh dewan komisaris.

- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya. Dalam proses pelaksanaannya, manager teknik dan produksi, dibantu oleh kepala bagian teknik dan kepala bagian produksi. Kepala bagian teknik dibantu oleh kepala seksi pengendalian lingkungan, kepala seksi pengendalian kualitas dan kepala seksi laboratorium. Sedangkan kepala bagian produksi dibantu oleh kepala seksi instrumen, kepala seksi utilitas, kepala seksi mesin, kepala seksi listrik dan kepala seksi proses produksi.

4.4.4.5 Kepala Bagian

Pada umumnya, tugas dari kepala bagian yaitu mengatur, mengawasi dan mengkoordinasi pelaksanaan sesuai dengan pedoman yang diberikan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bagian masing-masing tersebut. Kepala bagian terbagi menjadi enam, yaitu:

1. Kepala bagian keuangan

Pada bagian ini kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada manager bagian keuangan dan pemasaran. Bagian yang ada di bawah kendali kepala bagian keuangan yaitu kepala seksi keuangan dan kepala seksi akuntansi. Berikut ini merupakan tugas dari masing-masing kepala seksi:

1. Tugas seksi keuangan:

- Menghitung dan menjaga seluruh keperluan keuangan perusahaan.
- Melaksanakan perhitungan gaji karyawan.

2. Tugas seksi akuntansi:

- Mengusahakan pencatatan masalah hutang piutang, administrasi persediaan kantor serta pembukuan masalah pajak.

2. Kepala bagian pemasaran

Kepala bagian pemasaran ini bertanggung jawab kepada manager bagian keuangan dan pemasaran. Bagian yang ada di bawah kendali kepala bagian pemasaran ini yaitu kepala seksi distribusi dan promosi serta kepala seksi penjualan dan pengadaan. Berikut merupakan tugas dari masing-masing seksi:

1. Tugas seksi distribusi dan promosi:

- Menyiapkan strategi untuk penjualan produk dari hasil produksi
- Menyusun rencana distribusi hasil produksi dari gudang kepada konsumen

2. Tugas seksi penjualan dan pengadaan:

- Melakukan kegiatan pembelian barang dan peralatan yang diperlukan oleh pabrik

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

3. Kepala bagian umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab atas segala hal kepada manager umum dan administrasi. Bagian yang ada di bawah kendali kepala bagian umum ini yaitu kepala seksi humas dan diklat, kepala seksi umum, kepala seksi keamanan serta kepala seksi kesehatan.

Berikut merupakan tugas dari masing-masing seksi:

1. Tugas seksi humas dan diklat:

- Mengatur hubungan baik di dalam maupun di luar lingkungan perusahaan

2. Tugas seksi keamanan:

- Menjaga dan mengawasi seluruh keamanan fasilitas perusahaan, baik kerahasiaan dari intern maupun segala bentuk yang masuk dan keluar dari perusahaan

3. Tugas seksi kesehatan:

- Menjaga dan mengawasi seluruh kegiatan yang ada di dalam perusahaan sesuai dengan keselamatan kerja

4. Kepala bagian administrasi

Kepala bagian administrasi bertanggung jawab atas segala hal kepada manager umum dan administrasi. Bagian yang ada di bawah kendali kepala bagian umum ini yaitu kepala seksi personalia dan

kepala seksi administrasi. Berikut merupakan tugas dari masing-masing seksi:

1. Tugas seksi personalia:

- Merekrut dan membimbing tenaga kerja serta menciptakan suasana kerja yang nyaman
- Mengupayakan disiplin kerja yang tinggi dan baik
- Membimbing karir dan kinerja para karyawan yang berkenaan dengan kesejahteraan karyawan

2. Tugas seksi administrasi

- Mengatur segala urusan administrasi seperti asuransi dan lain-lain

5. Kepala bagian teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab atas segala hal kepada manager teknik dan produksi. Bagian yang ada di bawah kendali kepala bagian umum ini yaitu kepala seksi pengendalian lingkungan, kepala seksi pengendalian kualitas dan kepala seksi laboratorium. Berikut merupakan tugas dari masing-masing seksi:

1. Tugas seksi pengendalian lingkungan dan kualitas:

- Menangani dan mengurangi hal yang dapat berpotensi mengancam keselamatan para pekerja serta hal-hal yang berkaitan dengan K3
- Menangani hal yang berkaitan dengan buangan dari pabrik

2. Tugas seksi laboratorium:

- Menghitung dan memperkirakan kondisi limbah dan melaksanakan penelitian sebelum dibuang
- Membuat laporan secara berkala untuk dapat diserahkan ke kepala bagian produksi

6. Kepala bagian produksi

Kepala bagian teknik bertanggung jawab atas segala hal kepada manager teknik dan produksi. Bagian yang ada di bawah kendali kepala bagian umum ini yaitu kepala seksi utilitas, kepala seksi instrumen, kepala seksi listrik, kepala seksi mesin dan kepala seksi proses produksi. Berikut merupakan tugas dari masing-masing seksi:

1. Tugas seksi utilitas:

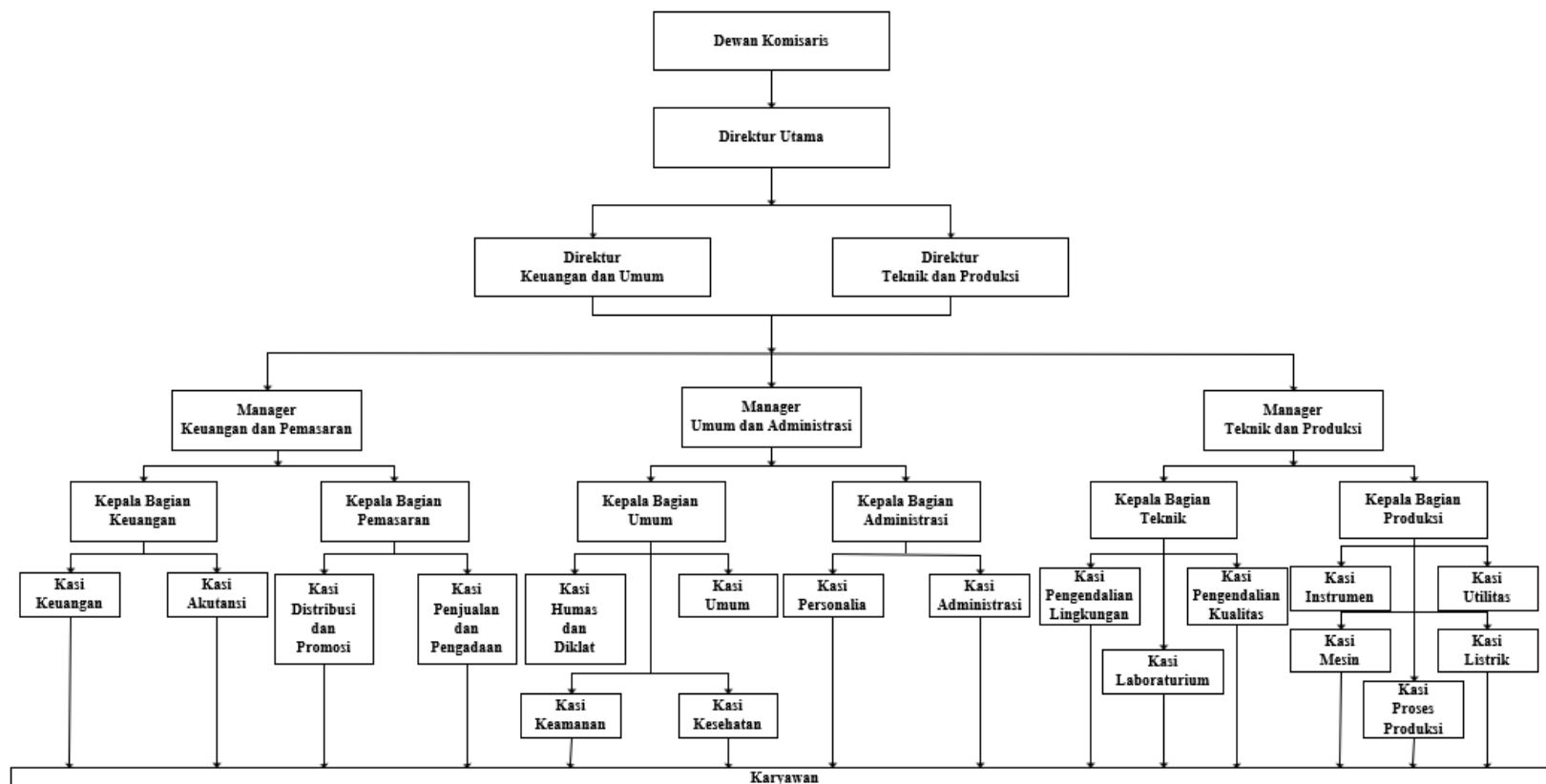
- Mengatur segala kebutuhan utilitas kebutuhan pabrik seperti kebutuhan air, listrik, bahan bakar, dan lain-lain

2. Tugas seksi pemeliharaan instrumen dan mesin

- Melakukan pemeliharaan segala peralatan yang ada di pabrik serta pemeliharaan fasilitas yang ada
- Melakukan perbaikan setiap kerusakan yang ada di pabrik

3. Tugas seksi proses produksi:

- Mengawasi setiap jalannya proses produksi
- Melakukan tindakan pertama dan seperlunya pada alat produksi yang mengalami kerusakan



Gambar 1.5 Struktur Organisasi Pabrik Etilen Oksida

4.4.5. Sistem Kerja

Pabrik etilen oksida ini akan beroperasi secara kontinyu selama 24 jam perhari atau 330 hari per tahun, sisa harinya digunakan untuk perawatan atau perbaikan dan juga *shut down*.

4.4.5.1 Karyawan

Karyawan merupakan setiap orang yang bekerja dengan menyediakan jasa (baik dalam bentuk tenaga maupun dalam bentuk pikiran) serta memperoleh balas jasa atau kompensasi yang besarnya sesuai dengan perjanjian (Hasibuan, 2013). Pada pabrik etilen oksida ini, karyawan yang bekerja dibagi menjadi beberapa kelompok yang sesuai dengan keahlian, tanggung jawab dan status karyawan itu. Pengelompokkan karyawan tersebut terbagi menjadi 3 kelompok, yaitu karyawan tetap, karyawan harian dan karyawan borongan. Berikut merupakan penjelasan dari setiap pengelompokan karyawan:

1. Karyawan tetap

Menurut Undang-Undang Ketenagakerjaan Nomor 13 tahun 2003, pengertian dari karyawan tetap yaitu karyawan yang memiliki perjanjian kerja dengan waktu yang tidak tertentu. Karyawan tetap mendapatkan gaji setiap bulannya sesuai dengan waktu kerja, keahlian dan kedudukannya.

2. Karyawan harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang pembayarannya dihitung berdasarkan dengan total jumlah kehadiran di kantor (Yana, 2010). Karyawan harian termasuk ke dalam jenis karyawan kontrak. Sistem penggajian karyawan harian dilakukan setiap hari tetapi biasanya akan dibayarkan di akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja dan diperlukan pada perusahaan dalam jangka waktu tertentu.

Sementara itu dalam pembagian waktu kerja, karyawan yang ada di pabrik etilen oksida ini akan dibagi menjadi 2 kelompok, antara lain yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non shift*. Berikut merupakan penjelasan mengenai karyawan *shift* dan karyawan *non shift*:

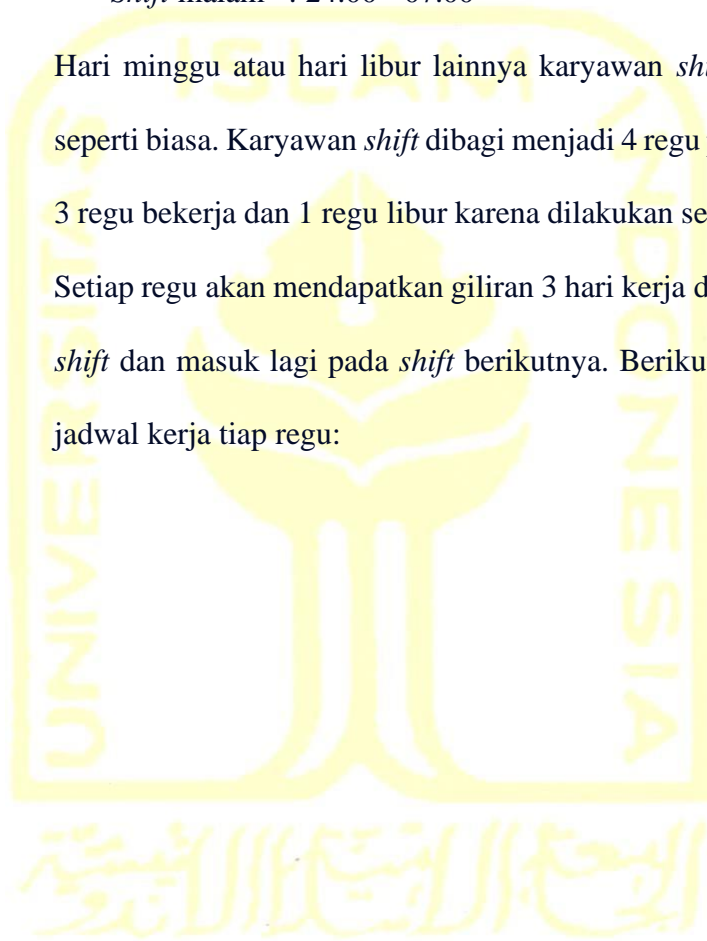
1. Karyawan *shift*

Menurut Suma'mur (2013), pengertian dari *shift* kerja adalah pola waktu yang diserahkan kepada tenaga kerja untuk mengerjakan sesuatu oleh perusahaan dan pada umumnya dibagi menjadi 3 waktu kerja yaitu pagi, sore dan malam. Karyawan *shift* merupakan karyawan yang bekerja selama waktu 24 jam dalam seminggu kecuali hari sabtu dan minggu. Untuk karyawan yang bekerja pada hari sabtu dan minggu akan bekerja dengan sistem lembur. Karyawan yang akan bekerja dengan sistem *shift* ini yaitu karyawan

pada bagian maintenance dan karyawan bagian produksi. Berikut ini merupakan pembagian waktu kerja untuk karyawan *shift*:

- *Shift* pagi : 07.00 - 16.00
- *Shift* sore : 16.00 - 24.00
- *Shift* malam : 24.00 - 07.00

Hari minggu atau hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seperti biasa. Karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu per hari, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur karena dilakukan secara bergantian. Setiap regu akan mendapatkan giliran 3 hari kerja dan 1 libur setiap *shift* dan masuk lagi pada *shift* berikutnya. Berikut ini merupakan jadwal kerja tiap regu:



Tabel 4. 1 Jadwal Kerja

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

Keterangan:

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

Maka, untuk hari kerja ke-13 jam kerja akan kembali seperti hari kerja hari pertama. Selama menjalankannya, diperlukan absensi guna menjaga faktor kedisiplinan karyawan karena dapat mempengaruhi kelancaran suatu produksi suatu pabrik. Absensi tersebut akan digunakan pemimpin perusahaan sebagai dasar untuk mengembangkan karir perusahaan dan karyawan.

2. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang bekerja dengan jam dan normal pabrik yaitu hari Senin sampai Jum'at. Karyawan *non shift* dalam pabrik etilen oksida ini antara lain direktur, wakil direktur, sekretaris, bagian HRD, bagian keuangan, dan bagian pemasaran. Berikut merupakan jam kerja yang diberlakukan:

- Jam kerja:

Senin - Kamis : 07.00 - 16.00

Jum'at : 07.00 - 16.30

- Jam istirahat:

Senin - Kamis : 12.00 - 13.00

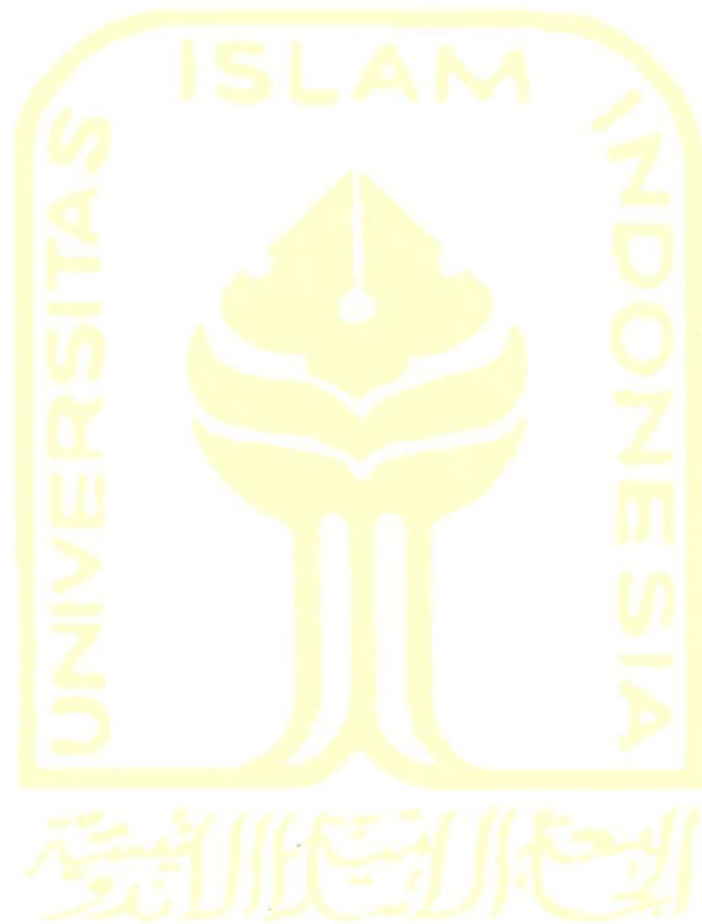
Jum'at : 11.30 - 13.00

4.4.5.2 Sistem Gaji Karyawan

Sistem penggajian yang dilakukan pada setiap karyawan yang ada di pabrik etilen oksida ini berbeda-beda sesuai dengan golongannya, yaitu:

1. Jabatan
2. Tingkat pendidikan
3. Pengalaman kerja, waktu lama bekerja dan keahlian
4. Tingkat risiko dan keselamatan kerja

Untuk penggajian karyawan direncanakan pada pabrik etilen oksida ini diambil dari Upah Minimum Kota (UMK) Cilegon tahun 2024 sebesar Rp. 4.815.102. Berikut merupakan Tabel Rincian Gaji Berdasarkan Jabatan dan Pendidikan:



Tabel 4. 2 Tabel Rincian Gaji Berdasarkan Jabatan dan Pendidikan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
1.	Direktur Utama	1	Rp33.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
2.	Direktur Produksi & Teknik	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
3.	Direktur Keuangan & Umum	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
4.	Staff Ahli	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
5.	Ka. Bag. Produksi	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
6.	Ka. Bag. Teknik	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
7.	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
8.	Ka. Bag. Keuangan dan administrasi	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
9.	Ka. Bag. Umum	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
10.	Ka. Bag. K3 & Litbang	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
11.	Ka. Sek. Proses	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
12.	Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
13.	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
14.	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
15.	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
16.	Ka. Sek. Pembelian	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
17.	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
18.	Ka. Sek. Administrasi	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
19.	Ka. Sek. Kas	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
20.	Ka. Sek. Personalia	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
21.	Ka. Sek. Humas	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
22.	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
23.	Ka. Sek. K3	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
24.	Ka. Sek. Litbang	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
25.	Karyawan Proses	8	Rp17.000.000	Rp136.000.000	Rp1.632.000.000
26.	Karyawan Pengendalian	5	Rp17.000.000	Rp85.000.000	Rp1.020.000.000
27.	Karyawan Laboratorium	4	Rp14.000.000	Rp56.000.000	Rp672.000.000
28.	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp14.000.000	Rp84.000.000	Rp1.008.000.000
29.	Karyawan Utilitas	8	Rp14.000.000	Rp112.000.000	Rp1.344.000.000
30.	Karyawan Pembelian	4	Rp12.000.000	Rp48.000.000	Rp576.000.000
31.	Karyawan Pemasaran	4	Rp12.000.000	Rp48.000.000	Rp576.000.000
32.	Karyawan Administrasi	3	Rp12.000.000	Rp36.000.000	Rp432.000.000
33.	Karyawan Kas	3	Rp12.000.000	Rp36.000.000	Rp432.000.000
34.	Karyawan Personalia	3	Rp12.000.000	Rp36.000.000	Rp432.000.000
35.	Karyawan Humas	3	Rp12.000.000	Rp36.000.000	Rp432.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
36.	Karyawan Keamanan	6	Rp12.000.000	Rp72.000.000	Rp864.000.000
37.	Karyawan K3	5	Rp12.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
38.	Karyawan Litbang	3	Rp12.000.000	Rp36.000.000	Rp432.000.000
39.	Operator	40	Rp14.000.000	Rp560.000.000	Rp6.720.000.000
40.	Supir	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
41.	Librarian	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000	Rp72.000.000
42.	<i>Cleaning service</i>	5	Rp5.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
43.	Dokter	2	Rp25.000.000	Rp50.000.000	Rp600.000.000
44.	Perawat	4	Rp15.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
Total		145	Rp836.000.000	Rp2.184.000.000	Rp26.208.000.000

الجمهورية العربية السورية

4.4.5.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk memperoleh kesejahteraan setiap karyawan beserta keluarganya, maka harus didukung dengan fasilitas yang memadai.

Fasilitas memadai yang ada pada pabrik etilen oksida ini, yaitu:

1. Gaji pokok sesuai golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Beasiswa kepada anak karyawan yang berprestasi.
3. Mengadakan *family gathering* yang dilakukan 1 tahun sekali.
4. Fasilitas Kesehatan

- Poliklinik

Perusahaan memiliki poliklinik di area pabrik yang dapat digunakan oleh seluruh karyawan yang ada di dalam perusahaan. Poliklinik tersebut berfungsi untuk dapat menangani pertolongan pertama apabila terjadi kecelakaan, baik kecelakaan saat bekerja atau sakit yang menimpa karyawan. Perusahaan bekerjasama dengan beberapa dokter dan beberapa rumah sakit. Apabila karyawan mengalami kecelakaan saat bekerja, maka biaya pengobatan karyawan akan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Sementara itu, apabila karyawan menderita sakit yang bukan disebabkan oleh kecelakaan

kerja, maka biaya pengobatannya diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

- Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)/Asuransi

Fasilitas asuransi tenaga kerja yang diberikan oleh perusahaan untuk memberikan perlindungan dan jaminan sosial karyawan atas hal-hal yang tidak diinginkan. Asuransi ini diberikan apabila karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan sebesar Rp 1.000.000,- perbulan.

5. Cuti

- Setiap karyawan memiliki hak cuti tahunan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun. Apabila cuti tersebut dalam satu tahun tidak digunakan maka hak tersebut akan hilang pada tahun itu.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit sesuai dengan keterangan dokter.

6. Tunjangan

- Tunjangan jabatan diberikan sesuai dengan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan kerja lembur (*overtime*) sesuai dengan jabatan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah kerja karyawan.
- Tunjangan hari raya yang diberikan saat Hari Raya Idul Fitri sesuai dengan jabatan setiap karyawannya.

7. Hari libur

- Untuk karyawan harian (*non shift*), bekerja hanya pada hari senin-jumat saja dan saat hari libur nasional tidak masuk kerja.
- Untuk karyawan *shift*, bekerja dari hari senin-minggu dan saat hari libur nasional tetap masuk kerja dengan hari kerja tersebut diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

8. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja merupakan hal yang sangat penting dalam perusahaan yang berkaitan dengan mesin, bahan, alat kerja, proses pengolahan, tempat kerja serta lingkungan dan cara pengerjaannya.

Perusahaan menyediakan perlengkapan kerja untuk setiap karyawannya seperti seragam kerja yang diberikan setiap tahunnya sejumlah 3 seragam. Selain itu, perusahaan juga menyediakan alat-alat pelindung diri yang disesuaikan dengan jenis dan kondisi pekerjaan. Berikut merupakan *safety* yang harus digunakan oleh setiap karyawan saat berada di daerah atau *plant* proses produksi, yaitu:

- *Safety Helmet*, yaitu helm pelindung kepala.
- Sepatu *Safety*.
- *Ear Muff / Ear Plug*, yaitu penutup telinga yang digunakan untuk meminimalisir suara bising dari mesin.
- *Safety Goggle*, yaitu alat pelindung mata (kacamata) *safety*.

- Masker, yaitu penutup hidung dan mulut untuk menyaring udara yang dihisap.
- *Breathing Apparatus*, yaitu alat bantu pernafasan yang digunakan saat udara sekeliling kotor sekali atau beracun.

Berikut ini merupakan tindakan pencegahan yang dilakukan saat terjadi kecelakaan kerja dan fasilitas peralatan yang mendukung untuk mengatasi kecelakaan kerja tersebut, yaitu:

- Fasilitas alat pencegah kebakaran dan kebocoran seperti *fire hydrant* yang penting untuk ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, di samping itu juga disediakan *portable fire fighting equipment* di setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dijangkau.
- Mengadakan pembinaan serta latihan kepada setiap karyawan yang ada di dalam pabrik agar dapat mengetahui cara perlakuan pertama dan pencegahan untuk mengatasi jika terjadi kecelakaan kerja seperti ledakan, kebakaran dan kebocoran pipa zat berbahaya.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan suatu unit yang bertujuan untuk mendukung unit-unit lain yang ada di dalam suatu industri sampai tercapainya kapasitas produksi yang diinginkan. Unit utilitas memiliki peran yang penting dalam menjamin keberlangsungan operasi di suatu industri. Utilitas yang paling banyak dibutuhkan suatu industri yaitu air dan listrik. Penyediaan unit utilitas dapat berupa unit penyediaan dan pengolahan air, unit penyediaan *steam*, unit pembangkit listrik, unit penyediaan udara tekan, unit penyediaan bahan bakar, dan unit pengolahan limbah dan air buangan.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1. Unit Penyediaan Air

Unit ini bertujuan untuk menyediakan dan mengolah kebutuhan air di pabrik sampai siap untuk digunakan sebagai air umpan boiler, air proses, air sanitasi, air hidran dan pengadaan *chilled water* yang digunakan sebagai media di *cooler* dan kondensor. Untuk dapat memenuhi kebutuhan air suatu industri, umumnya dapat menggunakan beberapa sumber air seperti air sungai, air sumur, air laut ataupun air danau. Dalam perancangan pabrik etilen oksida dari etilen dan udara ini, sumber air yang akan digunakan yaitu diperoleh dari air laut, sehingga bisa untuk memenuhi kebutuhan air pabrik. Daerah aliran laut yang

berlokasi di Kawasan Anyer ini memiliki nilai yang strategis sebagai penyedia air untuk industri di daerah Kota Cilegon. Beberapa pertimbangan menggunakan air laut sebagai sumber penyediaan air sebagai berikut:

1. Lokasi laut yang berada tidak jauh dari lokasi pabrik sehingga mudah didapatkan.
2. Jumlah air yang dihasilkan dari air laut lebih banyak jika dibandingkan dengan sumber air lainnya.

Semua kebutuhan air di lingkungan pabrik ini diaplikasikan untuk beberapa keperluan, yaitu seperti:

1. Air Pendingin

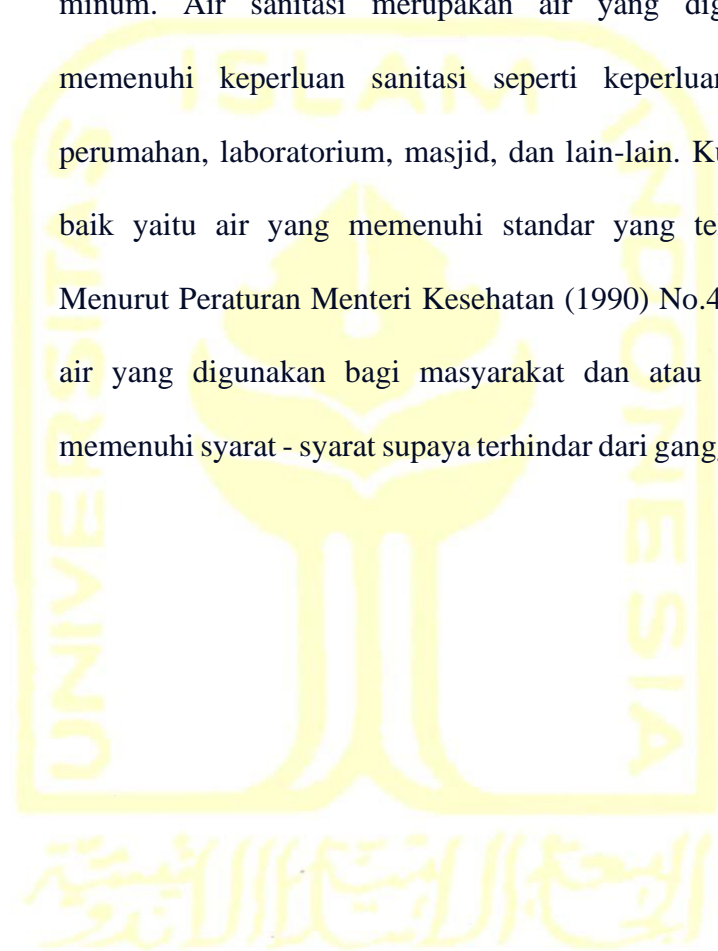
Air pendingin merupakan air yang dikonsumsi untuk menyerap panas berlebih pada suatu alat proses (Dhamayanthie & Nugraha, 2018). Kebutuhan air pendingin dapat dikelompokkan ke dalam kebutuhan umum dalam setiap mesin penggerak. Umumnya, air digunakan sebagai pendingin karena adanya beberapa pertimbangan, seperti:

1. Air dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
2. Mudah didapatkan dalam jumlah yang besar.
3. Tidak mudah terdekomposisi.
4. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.

5. Tidak mudah menyusut secara berkala sesuai batasan keadaan perubahan temperatur dingin.

2. Air untuk Kehidupan sehari-hari

Air untuk kebutuhan sehari-hari dapat berupa air sanitasi dan air minum. Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk memenuhi keperluan sanitasi seperti keperluan perkantoran, perumahan, laboratorium, masjid, dan lain-lain. Kualitas air yang baik yaitu air yang memenuhi standar yang telah ditetapkan. Menurut Peraturan Menteri Kesehatan (1990) No.416 tahun 1990, air yang digunakan bagi masyarakat dan atau manusia harus memenuhi syarat - syarat supaya terhindar dari gangguan kesehatan.



Tabel 5. 1 Parameter Fisik untuk Media Air Keperluan Sanitasi

(Permenkes No. 32 Tahun 2017)

No	Parameter Wajib	Satuan	Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum)
1.	Kekeruhan	NTU	25
2.	Warna	TCU	50
3.	Zat padat terlarut (<i>Total Dissolved Solid</i>)	mg/L	1000
4.	Suhu	°C	Suhu udara \pm 3
5.	Rasa		Tidak berasa
6.	Bau		Tidak berbau

Tabel 5. 2 Parameter Fisik untuk Media Air Minum

(Permenkes No. 492 Tahun 2010)

No	Parameter	Satuan	Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum)
1.	Bau		Tidak berbau

2.	Warna	TCU	15
3.	Zat padat terlarut (<i>Total Dissolved Solid</i>)	mg/L	500
4.	Kekeruhan	NTU	5
5.	Rasa		Tidak berasa
6.	Suhu	°C	Suhu udara ± 3

3. Air Umpan Boiler

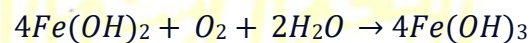
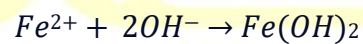
Steam atau umpan yang ada di dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air yang disuplai ke *boiler* dan diganti menjadi steam maka disebut dengan air umpan (Aquarina, 2009). Air umpan boiler disediakan dengan *excess* air sebesar 20%. *Excess* adalah pengganti *steam* yang hilang karena terjadinya kebocoran transmisi 10% dengan adanya faktor keamanan sebesar 20%. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar tidak merusak *boiler* itu sendiri. Agar tidak terjadi masalah-masalah, berikut merupakan beberapa hal yang harus diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler (Aquarina, 2009), yaitu:

a) Pembentukan Kerak

Pembentukan kerak yang sering terjadi di sekitar dinding boiler dikarenakan adanya mineral-mineral pembentukan kerak, seperti ion-ion kesadahan yaitu Ca^{2+} , Mg^{2+} dan akibat dari pengaruh gas penguapan. Selain itu, pembentukan kerak juga bisa dikarenakan adanya pemanasan.

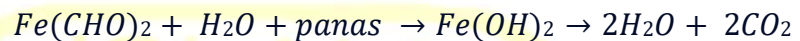
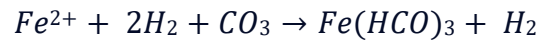
b) Zat yang dapat menyebabkan peristiwa korosi pada pipa

Proses korosi pada pipa bisa terjadi dikarenakan oleh gas-gas yang bersifat korosif seperti O_2 , CO_2 , SO_2 , NH_3 atau H_2S yang terlarut dalam air, deposit dan kerak, minyak dan lemak, bikarbonat, bahan organik serta perbedaan logam dan pH yang terlalu rendah. Kualitas air boiler yang buruk dapat mengakibatkan film pelindung oksidasi besi sebagian hancur dan terjadi korosi dengan reaksi:



Bikarbonat pada air menyebabkan terjadinya pembentukan CO_2 yang bereaksi dengan air akibat tekanan dan pemanasan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan besi dan metal membentuk garam bikarbonat.

Pemanasan garam bikarbonat dapat mengakibatkan terjadinya pembentukan CO₂ kembali. Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi:



c) Pembentukan deposit

Deposit merupakan peristiwa dimana terjadinya penggumpalan zat dalam air umpan boiler yang terjadi dikarenakan adanya zat padat yang tersuspensi seperti oksidasi besi, oksidasi tembaga dan lain-lain. Pemanasan dengan adanya zat yang tersuspensi di dalam air pada boiler dapat menyebabkan mengendapnya beberapa muatan yang dapat menurunkan daya kelarutan jika temperaturnya dinaikkan. Dengan begitu, ini menjelaskan bahwa mengapa kerak dan *sludge* (lumpur) dapat terbentuk.

Kerak merupakan bentuk dari deposit-deposit yang tetap berada di permukaan boiler, sementara itu *sludge* merupakan bentuk deposit-deposit yang tidak menetap atau bisa disebut dengan deposit lunak (Milton, J.H. 1990). Berikut ini merupakan syarat air yang dapat digunakan sebagai umpan boiler (*Perry's*, 1986):

Tabel 5. 3 Syarat air

Parameter	Total (ppm)
Total padatan <i>(total dissolved solid)</i>	3.500
Alkanitas	700
Padatan terlarut	300
Silika	60-100
Tembaga	0,5
Besi	0,1
Oksigen	0,007
Kekeruhan	175
Kesadahan	0
Minyak	7
Residu fosfat	140

5.1.2. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang berada di sekitar pabrik. Penggunaan air tersebut dapat dilakukan dengan mengolah terlebih dahulu air tersebut agar memenuhi syarat untuk digunakan. Berikut merupakan beberapa metode untuk pengolahan air, yaitu:

a) Clarifier (clearator)

Clarifier memiliki fungsi sebagai tempat terjadinya pembentukan flok dengan menambahkan bahan berupa larutan aluminium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$). Pada clarifier terdapat mesin agitator yang berfungsi untuk mempercepat pembentukan flok. Air bahan baku pada bagian tengah dari clarifier kemudian diaduk menggunakan agitator. Pada clarifier terjadi pemisahan antara air bersih dan air kotor. Air bersih akan keluar melewati pinggir dari clarifier secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala sesuai jangka waktu yang telah ditentukan. Air yang masuk ke dalam *clarification zone* sudah tidak dipengaruhi oleh gaya putaran agitator, sehingga terjadinya pengendapan berupa lumpur yang mengendap (Hanum, F. 2002). Air yang berada dalam *clarification zone* adalah air yang sudah jernih.

b) Filtrasi (penyaringan)

Filtrasi atau penyaringan merupakan suatu metode pemisahan partikel zat padat dari fluida dengan cara melewatkan fluida melalui suatu media penyaring atau septum, yang dimana zat padat itu akan tertahan (Wiyono, N., dkk, 2017). Air dari hasil *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan

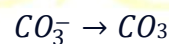
partikel-partikel padat yang terbawa dengan air dari *clarifier*. Air yang sudah dibersihkan selanjutnya akan disalurkan menuju menara air dan unit demineralisasi.

c) Demineralisasi

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air yang telah disaring agar nilai konduktivitasnya dibawah 0,3 ohm dan memiliki kandungan silika yang lebih kecil dari 0,02 ppm. Air umpan boiler membutuhkan air murni yang bebas dari garam-garam murni terlarut dan memenuhi persyaratan. Berikut ini merupakan proses tahapan pengolahan air umpan boiler yaitu:

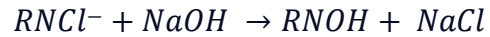
i) *Anion Exchanger*

Anion Exchanger bertujuan untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air menggunakan resin yang bersifat basa, maka anion-anion seperti Cl^- , CO_3^{2-} , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Berikut ini merupakan reaksinya:



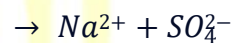
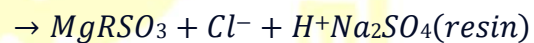
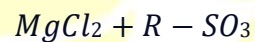
Pada jangka waktu tertentu, anion resin akan kembali jenuh maka dibutuhkan regenerasi kembali

menggunakan larutan NaOH. Berikut merupakan reaksinya:

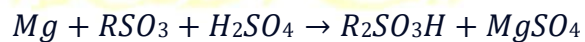


ii) *Cation Exchanger*

Cation Exchanger ini berisi resin pengganti kation. Pengganti kation-kation yang terkandung di dalam air diganti menggunakan ion H⁺ maka air yang akan keluar dari *cation exchanger* merupakan air yang sudah mengandung ion H⁺ dan anion. Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi:



Pada jangka waktu tertentu, kation resin akan kembali jenuh maka dibutuhkan regenerasi kembali menggunakan asam sulfat. Berikut merupakan reaksinya:



d) Deaerasi

Deaerasi merupakan proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen. Air yang telah melalui demineralisasi akan dipompa

menuju ke dalam deaerator kemudian akan diinjeksikan menggunakan hidrazin (N_2H_4) dengan tujuan untuk mengikat oksigen yang masih terkandung dalam air maka dapat mencegah terjadinya pembentukan kerak pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator ini akan disalurkan menggunakan pompa sebagai air umpan boiler. Berikut ini merupakan reaksinya:



5.1.3. Kebutuhan Air

5.1.3.1. Kebutuhan Air Pendingin

Berikut merupakan tabel dari kebutuhan air pendingin, yaitu:

Tabel 5. 4 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler	CL-01	23.186,4091
Cooler	CL-02	6.914,6069
Condensor	CD-01	1.180,9563
Total		31.281,9723

Jumlah air pendingin = 31.281,9723 kg/jam

Over design 20% = 37.538,3667 kg/jam

Kebutuhan *make up water* (W_m) = 850,8696 kg/jam

$$\begin{aligned}
 &\text{Total air yang dibutuhkan} \\
 &= \text{Jumlah air pendingin} + \text{Over design 20\%} \\
 &= 31.281,9723 \text{ kg/jam} + 37.538,3667 \text{ kg/jam} \\
 &= 68.820,3390 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.1.3.2. Kebutuhan Air Proses

Berikut merupakan tabel dari kebutuhan air proses, yaitu:

Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Absorber	AB-01	879,0032
Total		879,0032

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air pendingin} &= 879,0032 \text{ kg/jam} \\
 \text{Over design 20\%} &= 1.054,8038 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan make up water (Wm)} &= 23,9089 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total air yang dibutuhkan} \\
 &= \text{Jumlah air pendingin} + \text{Over design 20\%} \\
 &= 879,0032 \text{ kg/jam} + 1.054,8038 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.933,8070 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.1.3.3. Kebutuhan Air Steam

Berikut merupakan tabel dari kebutuhan air steam, yaitu:

Tabel 5. 6 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Stripper	ST-01	8.526,4533
Reboiler	RB-01	1.181,1261
Heater	HE-01	73.740,2786
Heater	HE-02	33.524,2490
Heater	HE-03	166,8465
Heater	HE-04	68.278,8707
Heater	HE-05	103,0665
Heater	HE-06	714,5530
Total		186.235,4438

Jumlah air pemanas = 186.235,4438 kg/jam

Over design 20% = 223.482,5325 kg/jam

Total air yang dibutuhkan:

= Jumlah air pemanas + *Over design* 20%

= 186.235,4438 kg/jam + 223.482,5325 kg/jam

= 409.717,9763 kg/jam

Blowdown pada reboiler adalah 15% dari kebutuhan steam, maka:

Blowdown = 15% x kebutuhan steam

Blowdown = 33.522,3799 kg/jam

Stream strap pada reboiler merupakan 5% dari kebutuhan steam,

maka:

$$\text{Stream strap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$\text{Stream strap} = 11.174,1266 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan *make up water* pada steam, yaitu:

Kebutuhan *make up water*:

$$= \text{blowdown} + \text{stream strap}$$

$$= 33.522,3799 \text{ kg/jam} + 11.174,1266 \text{ kg/jam}$$

$$= 44.696,5065 \text{ kg/jam}$$

5.1.3.4. Kebutuhan Air Domestik

a) Air untuk karyawan

$$\text{Perkiraan air tiap karyawan} = 100 \text{ L/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 145 \text{ orang}$$

$$\text{Massa jenis air} = 1.022,8839 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,0229 \text{ kg/L}$$

Kebutuhan air setiap karyawan:

$$= (100 \text{ L/hari} / 1,0229 \text{ kg/L}) / 24$$

$$= 4,0735 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air untuk seluruh karyawan:

$$= 4,0735 \text{ kg/jam} \times 145 \text{ orang}$$

$$= 590,6503 \text{ kg/jam}$$

$$= 14.175,6073 \text{ kg/hari}$$

b) Air untuk mess karyawan

Pabrik mendirikan mess sebanyak = 20 rumah

Mess dihuni orang sebanyak = 40 orang

Perkiraan kebutuhan air setiap orang = 100 kg/hari

Kebutuhan air untuk mess:

$$= 20 \text{ rumah} \times 40 \text{ orang} \times 100 \text{ kg/hari}$$

$$= 80.000,0000 \text{ kg/hari}$$

$$= 3.333,3333 \text{ kg/jam}$$

c) Total kebutuhan air domestik:

$$= 590,6503 \text{ kg/jam} + 3.333,3333 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.923,9836 \text{ kg/jam}$$

5.1.3.5. Kebutuhan Air Servis (*Service Water*)

Kebutuhan air servis (*Service Water*) digunakan untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran dan lain-lain sebesar 1.000,0000 kg/jam

5.1.3.6. Kebutuhan Air Pabrik Total

Dari data-data diatas maka jumlah total kebutuhan air yang harus disediakan oleh unit penyediaan air pada pabrik etilen oksida dengan kapasitas 111.000 ton/tahun, yaitu:

Tabel 5. 7 Kebutuhan Air Pabrik

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	Air pendingin	37.538,3667
2	Air Proses	1.054,8038
3	Air <i>steam</i>	223.482,5325
4	Air domestik	3.923,9836
5	Air servis	1.000,0000
Total		266.999,6867

5.1.4. Unit Penyediaan *Steam*

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan etilen oksida menggunakan ketel uap (*boiler*).

Berikut merupakan spesifikasi boiler, yaitu:

Kapasitas boiler = 946.735.775 kJ/jam

Jumlah = 1

Tipe = *Fire Tube Boiler*

Temperatur	= 662 °F
Tekanan	= 16535,1 Kpa
Luas perpindahan panas (A)	= 1.969,2155 m ²
Kebutuhan bahan bakar (3 hari)	= 2.171,5381 m ³
Volume bahan bakar (over design 20%)	= 2.605,8457 m ³

5.1.5. Unit Pembangkit Listrik

Keperluan listrik yang dibutuhkan oleh pabrik umumnya dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN), PLTU Suralaya dan generator. Generator digunakan sebagai daya cadangan ketika PLN atau PLTU Suralaya sedang terjadi gangguan dan pemadaman listrik. Hal ini bertujuan supaya pasokan tenaga listrik dapat berjalan secara kontinyu. Generator juga bisa digunakan untuk menggerakkan alat – alat seperti boiler, pengaduk reaktor, dan beberapa pompa. Dengan beberapa pertimbangan, generator yang akan digunakan yaitu generator dengan arus bolak-balik dikarenakan dapat menghasilkan tenaga listrik yang cukup besar dan tenaga dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan saat menggunakan transformator. Kebutuhan listrik di pabrik ini digunakan pada keperluan proses produksi, utilitas, laboratorium, perkantoran dan rumah tangga (domestik). Berikut ini merupakan tabel setiap kebutuhan listrik, yaitu:

5.1.5.1. Kebutuhan listrik untuk *plan*

a) Kebutuhan listrik untuk peralatan proses

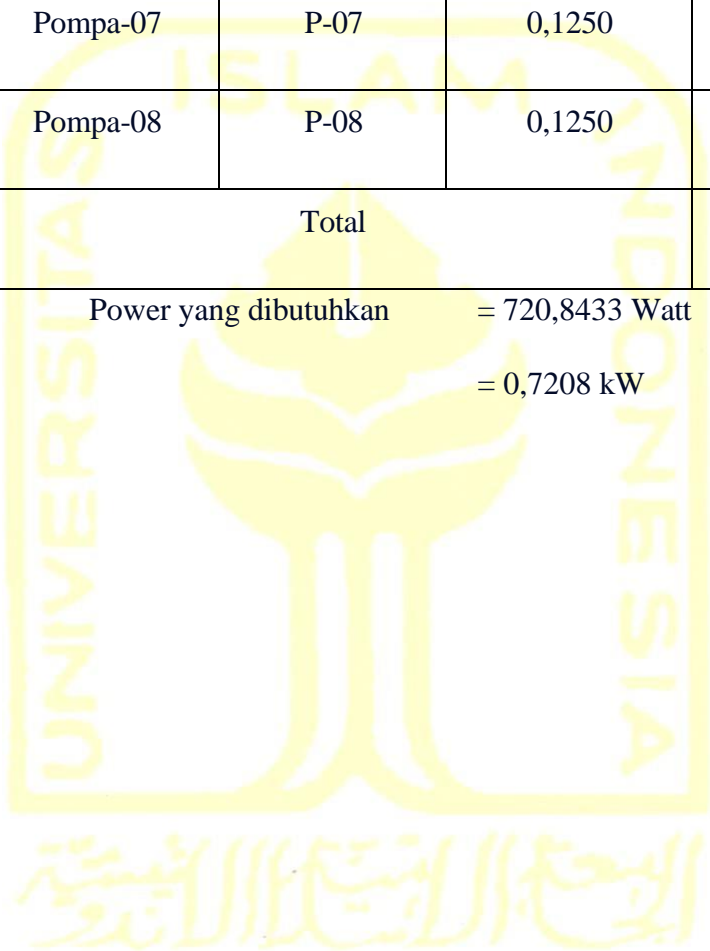
Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Peralatan Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower-01	BL-01	0,1670	124,5319
Blower-02	BL-02	30,000	22.371
Blower-03	BL03	10,000	7.457
Blower-04	BL-04	0,1670	124,5319
Blower-05	BL-05	0,1670	124,5319
Blower-06	BL-06	7,5000	5.592,75
Pompa-01	P-01	0,1250	93,2125
Pompa-02	P-02	0,1250	93,2125
Pompa-03	P-03	0,0500	37,2850
Pompa-04	P-04	0,1667	124,2833
Pompa-05	P-05	0,1250	93,2125

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-06	P-06	0,1250	93,2125
Pompa-07	P-07	0,1250	93,2125
Pompa-08	P-08	0,1250	93,2125
Total			720,8433

Power yang dibutuhkan = 720,8433 Watt

= 0,7208 kW



b) Kebutuhan untuk Utilitas

Tabel 5. 9 Kebutuhan Air Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1.491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	3,0000	2.237,1000
Kompresor Udara	CP-01	3,0000	2.237,1000
Pompa-01	PU-01	15,0000	11.185,5000
Pompa-02	PU-02	15,0000	11.185,5000
Pompa-03	PU-03	15,0000	11.185,5000
Pompa-04	PU-04	15,0000	11.185,5000
Pompa-05	PU-05	15,0000	11.185,5000
Pompa-06	PU-06	15,0000	11.185,5000
Pompa-07	PU-07	40,0000	29.828,0000

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-08	PU-08	0,5000	372,8500
Pompa-09	PU-09	0,5000	372,8500
Pompa-10	PU-10	0,1250	93,2125
Pompa-11	PU-11	10,0000	7.457,0000
Pompa-12	PU-12	10,0000	7.457,0000
Pompa-13	PU-13	0,0500	37,2850
Pompa-14	PU-14	40,0000	29.828,0000
Pompa-15	PU-15	0,0500	37,2850
Pompa-16	PU-16	10,0000	7.457,0000
Pompa-17	PU-17	0,0500	37,2850
Pompa-18	PU-18	10,0000	7.457,0000
Total		219,750	163.513,3675

$$\begin{aligned}\text{Power yang dibutuhkan} &= 163513,3675 \text{ Watt} \\ &= 163,5134 \text{ kW}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Power penggerak motor} &= 163,5134 \text{ kW} + 0,7208 \text{ kW} \\ &= 164,2342 \text{ kW}\end{aligned}$$

c) Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Diperkirakan listrik yang digunakan untuk penerangan yaitu 15% dari power penggerak motor, maka:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik penerangan} &= 15\% \times \text{power penggerak motor} \\ &= 15\% \times 164,2342 \text{ kW} \\ &= 24,6351 \text{ kW}\end{aligned}$$

d) Kebutuhan untuk Peralatan Kantor

Diperkirakan listrik yang digunakan untuk peralatan kantor yaitu 15% dari power penggerak motor, maka:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan peralatan kantor} &= 15\% \times \text{power penggerak motor} \\ &= 15\% \times 164,2342 \text{ kW} \\ &= 24,6351 \text{ kW}\end{aligned}$$

e) Kebutuhan Listrik untuk Laboratorium dan Bengkel

Diperkirakan listrik yang digunakan untuk peralatan laboratorium dan bengkel yaitu 15% dari power penggerak motor, maka:

Kebutuhan laboratorium dan bengkel:

$$\begin{aligned} &= 15\% \times \text{power penggerak motor} \\ &= 15\% \times 164,2342 \text{ kW} \\ &= 24,6351 \text{ kW} \end{aligned}$$

f) Listrik Perumahan

$$\begin{aligned} \text{Perkiraan kebutuhan listrik setiap rumah} &= 1.300 \text{ watt} \\ \text{Jumlah rumah sebanyak} &= 20 \text{ rumah} \\ \text{Total kebutuhan listrik perumahan} &= 1.300 \text{ watt} \times 20 \\ &= 26.000 \text{ Watt} \\ &= 26 \text{ kW} \end{aligned}$$

g) Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

Diperkirakan listrik yang digunakan untuk instrumentasi yaitu 25% dari power penggerak motor, maka:

Kebutuhan laboratorium dan bengkel:

$$\begin{aligned} &= 25\% \times \text{power penggerak motor} \\ &= 25\% \times 164,2342 \text{ kW} \end{aligned}$$

= 41,0586 kW

h) Total Kebutuhan Listrik

Tabel 5. 10 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Power plant	0,7208
2	Utilitas	163,5134
3	Penerangan	24,6351
4	Peralatan Kantor	25
5	Laboratorium dan Bengkel	25
6	Perumahan	26
7	Instrumentasi	41
	Total	304,4773

5.1.5.2. Generator

Generator yang akan digunakan merupakan cadangan energi apabila PLN dan listrik mengalami gangguan. Generator ini

memiliki efisiensi sebesar 80% dan berbahan bakar solar. Berikut ini merupakan jumlah input dari generator, yaitu:

- a) Kebutuhan listrik = 304,4773 kW
Efisiensi generator = 80%
Maka, input generator = Kebutuhan listrik / efisiensi
= 304,4773 kW / 80%
= 380,5966 kW
Dipilih input generator sebesar = 1.000 kW = 2000 kVA
Kerperluan cadangan yang tersisa sebesar:
= 380,5966 kW – 1.000 kW
= 619,4034 kW

b) Spesifikasi Generator yang digunakan, yaitu:

- Tipe = AC Generator
Tegangan = 400/230
Efisiensi = 80%
Frekuensi = 50 Hz
Bahan Bakar = Solar

- Kapasitas = 1.600 kW
= 5.760,0000 kJ/jam

c) Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator

Jenis bahan bakar = Solar
Efisiensi bahan bakar = 80%
Densitas solar = 3,167 gram/gal
= 836,6329 kg/m³
Heating Value = 19.676,0000 Btu/lb
= 45.766,3760 kJ/kg

d) Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar Solar

Kebutuhan Bahan bakar:
= kapasitas generator / (x heating value)
= 5.760,0000 kJ/jam / (80% x 45.766,3760 kJ/kg)
= 157,3207 kg/jam
= 0,1880 m³/jam
= 188,0403 L/jam

e) Perancangan Tangki Bahan Bakar Generator

Waktu tinggal bahan bakar = 3 hari
= 72 jam

Volume tangki bahan bakar:
= (kebutuhan bahan bakar (Q) x t) / densitas
= (157,3207 kg/jam x 72 jam) / 836,6329 kg/m³
= 13,5389 m³

Dengan nilai *over design* sebesar 20%, maka volume tangki bahan bakar sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 20\% \times 13,5389 \text{ m}^3 \\ &= 16,2467 \text{ m}^3 \\ &= 4.291,9195 \text{ gallon}\end{aligned}$$

Dimensi tangki bahan bakar berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D:L = 1:2 dan menggunakan jenis bahan *carbon steel*, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 16,2467 \text{ m}^3 \\ \text{Diameter tangki (D)} &= 34V \\ &= 2,7456 \text{ m} \\ \text{Diameter tangki : tinggi tangki, maka:} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= 2,7456 \text{ m}\end{aligned}$$

5.1.6. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan adalah suatu sistem dengan tujuan untuk memproduksi, mengkondisikan dan mengedarkan udara ke tempat pemakaian sesuai yang diinginkan (Julianto & Hanifi, 2021). Udara tekan ini bersumber dari kompresor yang ditampung terlebih dahulu di dalam tangki kemudian akan disebarakan melewati jaringan pemipaan (D. Sriyono, 1992). Tujuan penggunaan udara tekan pada industri yaitu untuk digunakan sebagai udara instrumentasi. Dalam memproduksi

udara tekan, prinsip kerja kompresor yaitu dengan meletakkan udara atau gas yang kerjanya didapatkan dari poros (Smith, 2014). Mengenai udara tekan, terdapat beberapa unit-unit yang tersedia, yaitu:

1. *Air dryer* (pengering udara)

Bertujuan untuk mengeringkan udara yang masih basah. Pengering udara disini diartikan untuk menurunkan nilai *dew point* nya.

2. *Air compressor* (kompresor udara)

Bertujuan untuk mentransfer udara yang akan dibutuhkan.

3. *Wet/Plant Air Receiver*

Bertujuan untuk menampung udara yang masih basah dan kemudian akan dikirim untuk memenuhi kebutuhan selama proses dan utilitas.

4. *Instrument Air*

Bertujuan untuk menampung udara keluaran dari *air dryer* dengan kondisi sudah kering. Hal ini dikarenakan, *dew point* nya sudah diturunkan.

Pada pabrik etilen oksida ini, untuk memenuhi kebutuhan udara tekan menggunakan alat kontrol sebanyak 17 alat memerlukan total udara sebesar 28,8864 m³/jam. Dimana setiap alat kontrolnya membutuhkan udara tekan sebesar 1,6992 m³/jam. Dengan nilai *over design* sebesar 10% maka total dari kebutuhan udara tekan sebesar 31,7750 m³/jam.

5.1.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik etilen oksida ini dikelompokkan menjadi 3 macam, yaitu limbah gas, limbah cair dan limbah padat.

5.1.7.1. Unit Pengolahan Limbah Gas

Pada unit ini, limbah gas yang sudah tidak dapat digunakan kembali sebelum dilepas ke atmosfer akan dilakukan penanganan khusus terlebih dahulu agar tidak mencemari lingkungan, terutama pada gas-gas berbahaya. Umumnya, limbah gas ini berasal dari sisa gas pembakaran.

5.1.7.2. Unit Pengolahan Limbah Cair

Air buangan dari pabrik etilen oksida ini berupa:

a) Pengolahan air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi berasal dari seluruh toilet di area sekitar perkantoran dan pabrik. Air sisa tersebut dikumpulkan kemudian akan diolah di dalam unit stabilisasi dengan cara menggunakan aerasi, injeksi desinfektan *Ca-hypochlorite*, dan lumpur aktif.

b) Pengolahan air berminyak yang berasal dari mesin proses

Hasil dari buangan pelumas pada pompa blower menghasilkan air yang bercampur dengan minyak. Cara untuk memisahkan air yang bercampur dengan minyak dilakukan dengan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas akan dialirkan menuju penampungan minyak akhir dan kemudian akan dibakar. Sementara itu, untuk air di bagian bawah akan dialirkan ke dalam penampungan akhir lalu dibuang.

c) Pengolahan limbah air sisa proses dan aktivitas laboratorium

Air buangan yang masih mengandung zat kimia dari bahan baku maupun produk akan ditampung di dalam bak penampung.

Limbah hasil dari proses dehidrogenasi ini adalah limbah yang bersifat biodegradable dalam sistem aerobik. Cara pengolahan yang akan dilakukan yaitu secara biologis dengan sistem aerobik di dalam suatu reaktor dimana limbah cair tersebut akan teroksidasi dengan bantuan bakteri aerobik dengan dibantu pemanasan dari luar, kemudian hasil tersebut dapat diolah menjadi air dan CO atau CO₂ dengan cara mengalirkan udara ke dalam reaktor.

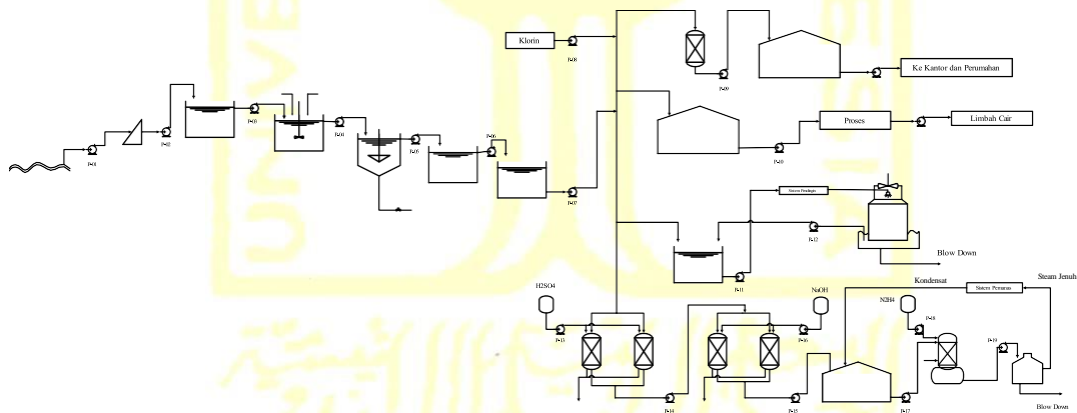
d) Pengolahan air limbah unit demineralisasi

Pada unit ini, air sisa dari proses demineralisasi dan regenerasi mengandung H₂SO₄ dan NaOH. Maka dari itu, air sisa tersebut

akan dinetralisasikan dalam kolom penetralan dengan cara mengatur pH nya.

5.1.7.3. Unit Pengolahan Limbah Padat

Pada unit ini, limbah padat berasal dari hasil pembakaran dan kegiatan domestik (rumah tangga). Limbah dari kegiatan domestik seperti plastik, kertas dan sampah keperluan sehari-hari akan ditampung di dalam bak penampung dan kemudian dibuang ke tempat pembuangan akhir sampah (TPA). Sementara itu, untuk hasil limbah padat dari proses dapat berupa katalis bekas yang nantinya akan diserahkan ke PT. Siskem Aneka Indonesia.



Gambar 5. 1 Diagram Utilitas

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan dalam merancang pabrik untuk dapat memperkirakan kelayakan dari investasi modal dalam suatu kegiatan produksi dengan mengontrol kebutuhan modal investasi, besar laba yang didapatkan, lama modal investasi yang dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan nilai keuntungan yang diperoleh. Selanjutnya, analisa ekonomi diperlukan untuk dapat mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat layak dan menguntungkan atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi, berikut ini merupakan faktor-faktor yang dapat ditinjau:

1. *Percent Return of Investment (ROI)*
2. *Break Event Point (BEP)*
3. *Pay Out Time (POT)*
4. *Discounted Cash Flow*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Terdapat beberapa pertimbangan yang perlu dilakukan sebelum menganalisa faktor-faktor dalam evaluasi ekonomi, yaitu:

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

Modal yang dapat digunakan untuk industri, mencakup:

- Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- Modal kerja (*Working Capital Investment*)

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

Biaya total dalam suatu produksi, mencakup:

- Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Penentuan modal

Untuk dapat mengetahui titik balik modal atau titik impas, dibutuhkan beberapa pertimbangan akan:

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya variabel (*Variabel Cost*)
- Biaya tak pasti/mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga alat proses pada industri mengalami perubahan dan peningkatan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi pada waktu tersebut. Untuk dapat mengetahui dan memperkirakan harga alat proses yang sudah ada dapat dilakukan dengan cara mengetahui harga alat proses sebenarnya yang ada di pasaran dan mengetahui indeks alat produksi pada tahun tersebut. Berikut adalah indeks harga yang berada di dalam teknik kimia atau bisa juga dapat disebut dengan CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963-2000

Tahun (Xi)	Annual Indeks (Yi)
1963	100,5
1964	101,2
1965	102,1
1966	105,3
1967	107,7
1968	109,9
1969	116,6
1970	123,8
1971	130,4
1972	135,4
1973	141,8
1974	171,2
1975	194,7
1976	205,8
1977	220,9
1978	240,3
1979	264,7
1980	292,6
1981	323,9

Tahun (Xi)	Annual Indeks (Yi)
1982	336,2
1983	336
1984	344
1985	347,2
1986	336,3
1987	343,9
1988	372,7
1989	391
1990	392,2
1991	396,9
1992	392,2
1993	391,3
1994	406,9
1995	427,3
1996	427,3
1997	433,2
1998	436
1999	435,5
2000	438

(CEPCI, 2002)

Untuk mengetahui harga peralatan setiap tahun diperlukan suatu cara atau metode untuk memperkitakan harga alat pada tahun tertentu, dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan Teknik Kimia pada tahun tersebut. Penentuan harga alat proses menggunakan persamaan yang didapatkan dari referensi buku Aries and Newton pada tahun 1955:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

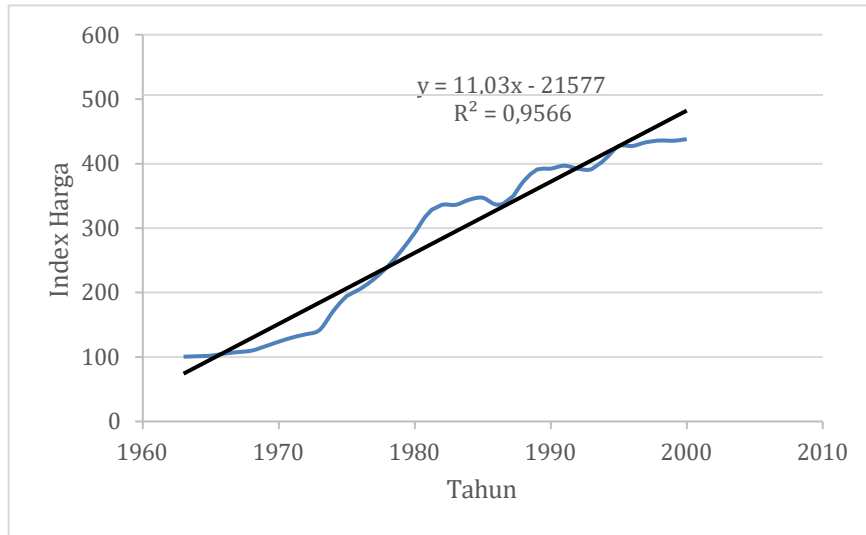
Keterangan:

E_x = Harga pembelian alat pada tahun X

E_y = Harga pembelian alat pada tahun Y

N_x = Indeks harga tahun X

N_y = Indeks harga tahun Y



Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear

Dengan menggunakan persamaan indeks di atas, maka dapat dicari persamaan untuk tahun perancangan, dalam hal ini tahun 2028 adalah:

$$y = 11,03 x - 21576,78 \quad (6.2)$$

Sehingga diperoleh nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 647,42. Sedangkan pada tahun perancangan 2028 adalah 791,11. Berdasarkan nilai CEPCI indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

Komponen	Kode Alat	Jumlah (unit)	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga
			2014	2027	2014	2027	
Filter Udara	F - 01	1	637,42	791,11	\$ 819.700,00	\$ 1.017.337	\$ 1.017.337
Tangki Etilen	T - 01	1	637,42	791,11	\$ 815.400,00	\$ 1.012.000	\$ 1.012.000
Tangki Etilen Oksida	T - 02	1	637,42	791,11	\$ 12.000,00	\$ 14.893	\$ 14.893
Heat Exchanger (exchanger)	HE-01	1	637,42	791,11	\$ 288.000,00	\$ 357.439	\$ 357.439
Heat Exchanger (heater)	HE-02	1	637,42	791,11	\$ 294.200,00	\$ 365.134	\$ 365.134
Heat Exchanger (heater)	HE-03	1	637,42	791,11	\$ 62.700,00	\$ 77.818	\$ 1.613
Heat Exchanger (heater)	HE-04	1	637,42	791,11	\$ 329.500,00	\$ 408.945	\$ 408.945
Heat Exchanger (heater)	HE-05	1	637,42	791,11	\$ 79.200,00	\$ 98.296	\$ 98.296
Heat Exchanger (heater)	HE-06	1	637,42	791,11	\$ 54.600,00	\$ 67.765	\$ 54.236
Heat Exchanger (heater)	HE-07	1	637,42	791,11	\$ 89.100,00	\$ 67.765	\$ 54.236
Heat Exchanger (heater)	HE-08	1	637,42	791,11	\$ 54.600,00	\$ 67.765	\$ 54.236

Komponen	Kode Alat	Jumlah (unit)	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga
			2014	2027	2014	2027	
Heat Exchanger (cooler)	CL-01	1	637,42	791,11	\$ 57.400,00	\$ 71.240	\$ 71.240
Heat Exchanger (cooler)	CL-02	1	637,42	791,11	\$ 1.500,00	\$ 1.862	\$ 1.862
Heat Exchanger (cooler)	CL-03	1	637,42	791,11	\$ 43.700,00	\$ 54.236	\$ 54.236
Reaktor Fixed Bed	R - 01	1	637,42	791,11	\$ 89.888,00	\$ 111.561	\$ 111.561
Water Absorber	AB - 01	1	637,42	791,11	\$ 512.400,00	\$ 635.944	\$ 635.944
CO2 Absorber	AB-02	1	637,42	791,11	\$ 68.884,00	\$ 85.493	\$ 85.493
Stripper	STP-01	1	637,42	791,11	\$ 71.831,00	\$ 89.150	\$ 89.150
Menara Distilasi	MD - 01	1	637,42	791,11	\$ 10.586,00	\$ 13.138	\$ 13.138
Reboiler	RB - 01	1	637,42	791,11	\$ 3.500,00	\$ 4.344	\$ 4.344
Condenser	CD - 01	1	637,42	791,11	\$ 46.500,00	\$ 57.712	\$ 57.712
Reflux Drum	RD - 01	1	637,42	791,11	\$ 20.200,00	\$ 25.070	\$ 25.070
Kompresor	K-01	1	637,42	791,11	\$ 62.000,00	\$ 76.949	\$ 76.949

Komponen	Kode Alat	Jumlah (unit)	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga
			2014	2027	2014	2027	
Kompresor	K-02	1	637,42	791,11	\$ 100.300,00	\$ 124.483	\$ 124.483
Kompresor	K-03	1	637,42	791,11	\$ 316.300,00	\$ 392.563	\$ 392.563
Kompresor	K-04	1	637,42	791,11	\$ 316.300,00	\$ 392.563	\$ 392.563
Kompresor	K-05	1	637,42	791,11	\$ 316.300,00	\$ 392.563	\$ 392.563
Kompresor	K-06	1	637,42	791,11	\$ 316.300,00	\$ 392.563	\$ 392.563
Pompa	P-01	1	637,42	791,11	\$ 3.200,00	\$ 3.972	\$ 3.972
Pompa	P-02	1	637,42	791,11	\$ 2.700,00	\$ 3.351	\$ 3.351
Pompa	P-03	1	637,42	791,11	\$ 3.800,00	\$ 4.716	\$ 4.716
Pompa	P-04	1	637,42	791,11	\$ 3.200,00	\$ 3.972	\$ 3.972
Pompa	P-05	1	637,42	791,11	\$ 3.200,00	\$ 3.972	\$ 3.972
Pompa	P-06	1	637,42	791,11	\$ 1.800,00	\$ 2.234	\$ 2.234
Blower	BL-01	1	637,42	791,11	\$ 19.000,00	\$ 23.581	\$ 19.113

Komponen	Kode Alat	Jumlah (unit)	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga	
			2014	2027	2014	2027		
Blower	BL-02	1	637,42	791,11	\$ 45.500,00	\$ 56.470	\$ 56.470	
Blower	BL-03	1	637,42	791,11	\$ 26.700,00	\$ 33.138	\$ 33.138	
Blower	BL-04	1	637,42	791,11	\$ 15.350,00	\$ 19.051	\$ 12.287	
Blower	BL-05	1	637,42	791,11	\$ 12.350,00	\$ 12.350	\$ 4.096	
Blower	BL-06	1	637,42	791,11	\$ 23.500,00	\$ 29.166	\$ 29.166	
Total							\$ 5.858.640	
							Rp 94.659.683.583	

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga
			2014	2027	2014	2027	
Screening/Saringan	FU-01	1	637,42	791,11	\$35.900	\$44.555,80	\$44.555,80
Bak Pengendapan Awal/Sedimentasi	BU-01	1	637,42	791,11	\$1.178.800	\$1.463.018,89	\$1.463.018,89
Bak Flokulator/Bak Penggumpal	BU-02	1	637,42	791,11	\$974.100	\$1.208.963,95	\$1.208.963,95
Clarifier	C-01	1	637,42	791,11	\$4.600	\$5.709,10	\$5.709,10
Bak Penyaring/Sand Filter	BU-03	1	637,42	791,11	\$442.100	\$548.694,14	\$548.694,14
Bak Penampung Sementara	BU-04	1	637,42	791,11	\$2.106.200	\$2.614.023,07	\$2.614.023,07
Bak Air Pendingin	BU-05	1	637,42	791,11	\$908.900	\$1.128.043,66	\$1.128.043,66
Cooling Tower	CT-01	1	637,42	791,11	\$97.600	\$121.132,21	\$121.132,21
Blower Cooling Tower	BL - 01	1	637,42	791,11	\$1.400	\$1.737,55	\$1.737,55
Tangki Klorinasi	TU-01	1	637,42	791,11	\$5.500	\$6.826,10	\$6.826,10
Tangki Air Bersih	TU-02	1	637,42	791,11	\$43.400	\$53.864,12	\$53.864,12
Tangki Kation Exchanger	TU-03	1	637,42	791,11	\$13.400	\$16.630,86	\$16.630,86

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga
			2014	2027	2014	2027	
Tangki Anion Exchanger	TU-04	1	637,42	791,11	\$13.400	\$16.630,86	\$16.630,86
Tangki H2SO4	TU-05	1	637,42	791,11	\$51.000	\$63.296,54	\$63.296,54
Tangki NaOH	TU-06	1	637,42	791,11	\$37.600	\$46.665,69	\$46.665,69
Deaerator	DE	1	637,42	791,11	\$76.200	\$94.572,48	\$94.572,48
Tangki N2H4	TU-07	1	637,42	791,11	\$77.000	\$95.565,37	\$95.565,37
Tangki Service Water	TU-08	1	637,42	791,11	\$17.900	\$22.215,85	\$22.215,85
Pompa	PU-01	1	637,42	791,11	\$20.800	\$25.815,06	\$25.815,06
Pompa	PU-02	1	637,42	791,11	\$20.800	\$25.815,06	\$25.815,06
Pompa	PU-03	1	637,42	791,11	\$20.800	\$25.815,06	\$25.815,06
Pompa	PU-04	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-05	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-06	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-07	1	637,42	791,11	\$22.100	\$27.428,50	\$27.428,50
Pompa	PU-08	1	637,42	791,11	\$15.200	\$18.864,85	\$18.864,85

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	Harga Satuan		Total Harga
			2014	2027	2014	2027	
Pompa	PU-09	1	637,42	791,11	\$15.200	\$18.864,85	\$18.864,85
Pompa	PU-10	1	637,42	791,11	\$13.500	\$16.754,97	\$16.754,97
Pompa	PU-11	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-12	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-13	1	637,42	791,11	\$3.200	\$3.971,55	\$3.971,55
Pompa	PU-14	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-15	1	637,42	791,11	\$3.200	\$3.971,55	\$3.971,55
Pompa	PU-16	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
Pompa	PU-17	1	637,42	791,11	\$3.200	\$3.971,55	\$3.971,55
Pompa	PU-18	1	637,42	791,11	\$20.300	\$25.194,51	\$25.194,51
TOTAL							\$7.924.975,26
							Rp128.046.044.287

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 111.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 Tahun
Tahun pabrik didirikan	= 2028
Kurs mata uang (\$)	= 1 US\$ = Rp 16.157,28
UMR Kab. Cilegon	= Rp 4.522.030 (tahun 2024)

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1. Modal (Capital Investment)

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

Capital investment terdiri dari:

a. Modal Investasi Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas manufaktur pabrik (Peters dan Timmerhaus, 2004). Setelah melakukan perhitungan rencana, maka pabrik benzonitril ini memerlukan rencana meliputi biaya *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital*

instrument. Hasil perhitungan masing-masing ditunjukkan pada

Tabel 6.4 - 6.6.

Tabel 6. 4 Physical Plant Cost / PPC

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Purchased Equipment cost	\$ 13.783.615,06	Rp 222.705.727.869,58
2	Delivered Equipment Cost	\$ 3.445.903,76	Rp 55.676.431.967,39
3	Instalasi cost	\$ 2.255.414,26	Rp 36.441.359.665,52
4	Pemipaan	\$ 7.608.690,57	Rp 122.935.744.005,94
5	Instrumentasi	\$ 3.446.670,73	Rp 55.688.823.988,67
6	Insulasi	\$ 529.011,05	Rp 8.547.379.586,07
7	Listrik	\$ 2.067.542,26	Rp 33.405.859.180,44
8	Bangunan	\$ 11.026.892,04	Rp 178.164.582.295,66
9	Land & Yard Improvement	\$ 6.341.537,68	Rp 102.462.000.000,00
	Total	\$ 50.505.277,41	Rp 816.027.908.559,27

Tabel 6. 5 Direct Plant Cost

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Physical Plant Cost	\$ 50.505.277,41	Rp 816.027.908.559,27
2	Engineering and Construction	\$ 12.626.319,35	Rp 204.006.977.139,82
	Total	\$ 63.131.596,76	Rp 1.020.034.885.699,09

Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment

No	Fixed Capital	Biaya, \$	Biaya (Rp)
1	Direct Plant Cost	\$ 63.131.597	Rp 1.020.034.885.699,09
2	Cotractor's fee	\$ 6.313.160	Rp 102.003.488.569,91
3	Contingency	\$ 6.313.160	Rp 102.003.488.569,91
	Jumlah	\$ 75.757.916	Rp 1.224.041.862.838,90

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah modal biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik atau usaha dalam mengoperasikan suatu pabrik dalam kurun waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus, 2004). Terdapat beberapa sumber modal yang bisa diperoleh dalam mendirikan suatu pabrik yaitu dengan pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor.

Tujuan akhir dari adanya penanaman modal adalah memperoleh keuntungan dari modal yang sudah ditanam, berikut beberapa ciri-ciri dari investasi yang baik yaitu:

- Investasi yang cepat kembali
- Bisa menghasilkan laba yang maksimum

- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lain

Tabel 6. 7 *Working Capital Investment*

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material Inventory	Rp 516.133	Rp 8.339.310.801
2	Inproses Inventory	Rp 155.112	Rp 2.506.188.999
3	Product Inventpry	Rp 2.171.569	Rp 35.086.645.984
4	Extended Credit	Rp 3.060.909	Rp 49.455.965.236
5	Available Cash	Rp 9.306.724	Rp 150.371.339.931
	Total	Rp 15.210.447	Rp 245.759.450.951

6.3.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost merupakan biaya yang harus disiapkan atau disediakan untuk melakukan produksi dalam pabrik, yang terdiri atas *Direct Cost*, *Indirect Cost*, dan *Fixed Cost*.

a. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost atau biaya langsung adalah biaya yang disediakan berkaitan langsung dengan pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6. 8 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 393.138.937.764	\$ 24.332.000
2	<i>Labor</i>	Rp 26.208.000.000,00	\$ 1.622.055,20
3	<i>Supervisor</i>	Rp 13.104.000.000	\$ 811.027,60
4	<i>Maintenance</i>	Rp 612.020.931.419	\$ 37.878.958,06
5	<i>Plant Suplies</i>	Rp 91.803.139.712,92	\$ 5.681.843,71
6	<i>Royalt and Patent</i>	Rp 46.629.910.080	\$ 2.886.000,00
7	Bahan Utilitas	Rp 94.659.683.582,77	\$ 5.858.639,79
Total		Rp 1.277.564.602.559	Rp 79.070.524,41

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost atau disebut dengan biaya tak langsung adalah biaya yang dikeluarkan tidak berkaitan langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 9 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Payroll Overhead	\$ 243.308,28	Rp 3.931.200.000
2	Laboratory	\$ 243.308,28	Rp 3.931.200.000
3	Plant Overheada	\$ 811.027,60	Rp 13.104.000.000
4	Packaging and Shipping	\$ 14.430.000,00	Rp 233.149.550.400

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
	Total	\$ 15.727.644,16	Rp 254.115.950.400

c. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost atau disebut dengan biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan Tingkat produksi. *Fixed Manufacturing Cost* dapat dilihat pada table 6.10

Tabel 6. 10 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depreciation	\$ 10.643.842,29	Rp 97.923.349.027,11
2	Property Taxes	\$ 757.579,16	Rp 12.240.418.628,39
3	Insurance	\$ 757.579,16	Rp 12.240.418.628,39
	Total	\$ 102.373.960,17	Rp 122.404.186.283,89

Tabel 6. 11 *Total Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	1. Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 1.277.564.602.559	\$ 79.070.524
2	2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 254.115.950.400	\$ 15.727.644,16
3	3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 122.404.186.284	\$ 7.575.791,61

No	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
	Total	Rp. 1.654.084.739.243	\$ 102.373.960

6.3.3. Pengeluaran Umum (General Expense)

General Expense atau pengeluaran umum merupakan pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari Perusahaan yang tidak termasuk biaya *manufacturing cost*. *General expense* dikeluarkan sebagai kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. *General expense* dapat dilihat pada Tabel 6.12.

Tabel 6. 12 *General Expense*

No	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	Rp 49.622.542.177,30	\$ 3.071.218,81
2	Sales Expense	Rp 115.785.931.747,03	\$ 7.166.177,21
3	Research	Rp 57.892.965.873,52	\$ 3.583.088,61
4	Finance	Rp 29.396.026.275,81	\$ 1.819.367,26
	Total	Rp 252.697.466.073,65	\$ 15.639.851,89

Tabel 6. 13 *Total Production Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing Cost	Rp 1.654.084.739.243	\$ 102.373.960,17
2	General Expemse	Rp 252.697.466.074	\$ 15.639.851,89
	Total	Rp 1.906.782.205.317	\$ 118.013.812,06

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp 2.331.495.504.000

Total biaya produksi : Rp 1.867.305.020.700

Keuntungan : Rp 464.190.483.300

2. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 22% x Rp 464.190.483.300

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – Pajak

: Rp 362.068.576.974

6.5 Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan digunakan untuk mengetahui laba yang diperoleh agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan tersebut kecil atau besar, agar dapat dikategorikan pabrik tersebut potensial atau tidak dari sisi ekonomi. Berikut beberapa cara analisis kelayakan antara lain:

6.5.1. Return on Investment (ROI)

Return on investment (ROI) merupakan Tingkat profitabilitas atau keuntungan yang diperoleh setiap tahun dari modal investasi yang telah dikeluarkan. Pabrik yang memiliki resiko rendah (low risk) mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko yang tinggi (high risk) mempunyai minimum ROI before tax sebesar 44% (Aries & Newton, 1955). Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut dengan laba atau rugi atau bunga. ROI dinyatakan dalam presentase terhadap modal tetap.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.3)$$

a. ROI Sebelum Pajak (ROI b)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = 35\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI a} = 27\%$$

6.5.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar total modal investasi dari penghasilan bersih setiap tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimal adalah 2 tahun, sedangkan untuk risiko rendah adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955). Persamaan untuk menghitung POT adalah sebagai berikut:

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}} \times 100\% \quad (6.4)$$

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= 0,08 \times \text{FCI} \\ &= \text{Rp } 10.643.842,29 \end{aligned}$$

a. POT sebelum pajak

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$\text{POT} = 2,34 \text{ tahun}$$

b. POT setelah pajak

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$\text{POT} = 2,85 \text{ tahun}$$

6.5.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana penjualan atau *sales* hanya mampu menutup biaya operasi, sehingga pabrik tidak dinyatakan mendapatkan

keuntungan maupun kerugian. BEP juga dapat diartikan sebagai titik impas

yakni titik di mana pengeluaran dan pendapatan itu seimbang. Ketika kapasitas produksi turun di bawah nilai BEP, pabrik tetap dioperasikan dengan harapan ketika kondisi pasar membaik, maka kapasitas produksi dapat ditingkatkan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60% (Aries % Newton, 1955). Pabrik akan untung jika beroperasi di atas BEP, dan akan rugi jika beroperasi di bawah BEP. Nilai BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

Dimana:

BEP = Break Even Point

Fa = Annual Fixed Cost (biaya tetap)

Va = Annual Variable Value (biaya variabel) Ra

= Annual Regulated Expense (biaya rutin) Sa =

Annual Sales Value (biaya penjualan)

Tabel 6. 14 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depreciation	\$ 10.643.842,29	Rp 97.923.349.027,11
2	Property Taxes	\$ 757.579,16	Rp 12.240.418.628,39
3	Insurance	\$ 757.579,16	Rp 12.240.418.628,39
	Total	\$ 102.373.960,17	Rp 122.404.186.283,89

Tabel 6. 15 *Annual Variable Value (Va)*

No	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 393.138.937.764	\$ 24.332.000,05
2	Packaging and Shipping	Rp 233.149.550.400	\$ 14.430.000,00
3	Utilities	Rp 94.659.683.583	\$ 5.858.639,79
4.	Royalty & Patent	Rp 46.629.910.080	\$ 2.886.000,00
	Total	Rp 767.578.081.827	\$ 47.506.639,84

Tabel 6. 16 *Annual Regulated Expense (Ra)*

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	\$ 1.622.055	Rp 26.208.000.000
2	Payroll Overhead	\$ 243.308	Rp 3.931.200.000
3	Supervision	\$ 811.028	Rp 13.104.000.000
4	Plant Overhead	\$ 811.028	Rp 13.104.000.000
5	Laboratorium	\$ 243.308	Rp 3.931.200.000
6	General Expense	\$ 15.639.852	Rp 252.697.466.074
7	Maintenance	\$ 37.878.958	Rp 612.020.931.419
8	Plant Supplies	\$ 5.681.844	Rp 91.803.139.713
	Total Nilai Ra	\$ 62.931.381	Rp 1.016.799.937.206

Tabel 6. 17 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Sa (Sales)	\$ 144.300.000	Rp 2.331.495.504.000
	Total	\$ 144.300.000	Rp 2.331.495.504.000

Dengan menggunakan data yang terdapat pada tabel 6.14 – 6.17, maka dapat diperoleh nilai BEP sebesar 50,16%

6.5.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau karena adanya keputusan manajemen akibat aktivitas produksi yang tidak menghasilkan profit. Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

Berdasarkan persamaan di atas, didapatkan nilai SDP sebesar 33,80%

6.5.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Batasan DCFR adalah 1,5 kali bunga bank. Sedangkan suku bunga Bank Indonesia yaitu sebesar 5,75% (diambil dari bulan Januari-Juli 2023) di mana nilainya konstan. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut: (bunga ismpanan paling tinggi / deposito (dibandingin))

$$\frac{(WC+FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1) \frac{WC+SV}{CV} \quad (6.7)$$

di mana:

FCI = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

CV = *Cash Flow* = Keuntungan setelah pajak – *Depreciation* + *Finance*

SV = *Salvage Value* = Depresiasi

n = Umur pabrik = 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FCI = Rp 1.224.041.862.838,90

WC = Rp 245.759.339.931,21

CV = Rp 458.595.748.276

SV = Rp 97.923.349.027

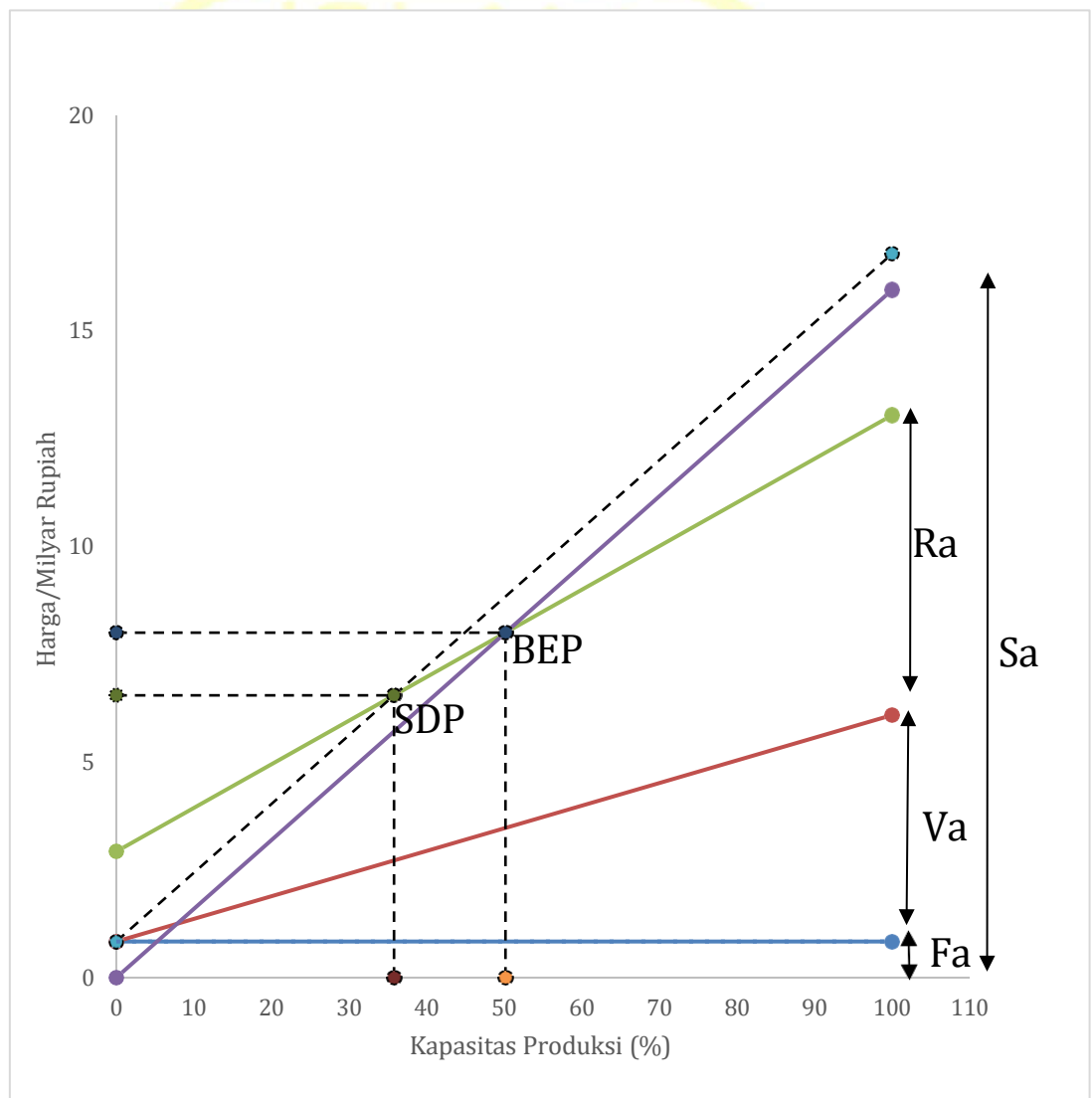
N = 10 tahun

Syarat minimum DCFR = 1,5 x suku bunga pinjaman bank

$$= 1,5 \times 6,25\% = 9,3\%$$

Dilakukan metode *trial and error* untuk memperoleh nilai DCFR. Nilai DCFR yang diperoleh sebesar 29,34%.

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 7. 1 Grafik BEP

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik etilen oksida dari etilen dan udara dengan kapasitas 111.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik etilen oksida berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang didirikan di daerah kawasan industri Cilegon, Banten dengan luas tanah keseluruhan $17.700 m^2$ dan jumlah karyawan sebanyak 145 orang.
2. Berdasarkan tinjauan kondisi pabrik, kondisi sosio-kultural lokasi pabrik, serta dalam pemilihan bahan baku, maka pabrik etilen oksida dari etilen dan udara tergolong pabrik berisiko rendah.
3. Dari segi evaluasi ekonomi maupun analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan adanya beberapa parameter kelayakan yang terdiri dari:

- a. *Return On Investment* (ROI)

- ROI sebelum pajak = 35%
- ROI setelah pajak = 27%

Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%.

- b. *Pay Out Time* (POT)

- POT sebelum pajak = 2,34 tahun
- POT setelah pajak = 2,85 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan risiko rendah adalah 5 tahun.

c. Nilai BEP, SDP, dan DCFR pabrik etilen oksida adalah:

- Nilai BEP = 50,16%
- Nilai SDP = 33,74%
- Nilai DCFR = 29,34%

Dengan memperhitungkan hasil analisa ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik etilen oksida dari etilen dan udara dengan kapasitas 111.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut untuk proses pendirian pabrik.

7.2 Saran

Dalam melakukan perancangan suatu pabrik kimia dibutuhkan pengetahuan dan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, selain itu juga perlu didukung oleh dengan adanya referensi yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik sehingga dapat meningkatkan kelayakan pabrik yang akan dibangun. Dengan mempelajari lebih dalam mengenai seluruh konsep tersebut, harapannya akan menghasilkan produk etilen oksida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor di masa yang akan mendatang kedepannya dengan jumlah yang semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Ahmad, Susanto. (2013). Teori Belajar dan Pembelajaran di Sekolah Dasar. Jakarta: Kencana Prenada Media Group.
- Anita, N. S. (2018). Hal-Hal Pokok Pendirian Perseroan Terbatas Di Indonesia. *Jurnal Ilmiah Hukum Dirgantara*, 8(2).
- Aquarina Limbong. (2009) .Alkalinitas :Analisa Dan Permasalahannya Untuk Air Industri.USU Repository.
- Aries, R.S., and Robert D. Newton, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc. Graw Hill Book Co, New York, 1955.
- Badan Pusat Statistik. 2017-2021. Ekspor - Impor Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada Kamis, 4 Mei 2023.
- Bretherick, L. 1990 .Handbook of Reactive Chemical Hazards. 4th ed. Boston, MA: Butterworth-Heinemann Ltd.
- Budi, E. S., Mulyono, J., & Dewi, D. R. S. (2014). Usulan perbaikan tata letak pabrik di PT. A dengan metode graph theoretic approach. *Usulan perbaikan tata letak pabrik di PT. A dengan metode graph theoretic approach*, 13(1), 39-49.
- Byjus.com. Ethylene. Diakses pada 30 Mei 2023, di <https://byjus.com/question-answer/list-the-physical-and-chemical-properties-of-nitrogen>
- Byjus.com. List the Physical and Chemical Properties of Nitrogen. Diakses pada 1 Juni 2023, di <https://byjus.com/question-answer/list-the-physical-and-chemical-properties-of-nitrogen/>
- Clayton, G. D. and F. E. Clayton (eds.). 1981-1982. Patty's Industrial Hygiene and Toxicology: Volume 2A, 2B, 2C: Toxicology. 3rd ed. New York: John Wiley Sons.

- CV Sinergi Inti Sistema.2014.Kajian Penguatan Ekonomi Masyarakat di Kawasan Industri Kota Cilegon.Banten
- D. Sriyono, Turbin, Pompa dan Kompresor, Terjemahan. Jakarta: Erlangga, 1992.
- Dettwiler, H. R., Baiker, A., & Richarz, W. (1979). Kinetics of Ethylene Oxidation on a Supported Silver Catalyst. *Helvetica Chimica Acta*, 62(6), 1689–1700.
- Dettwiler, H. R., Baiker, A., & Richarz, W. (1979). Kinetics of ethylene oxidation on a supported silver catalyst. *Helvetica Chimica Acta*, 62(6), 1689-1700.
- Dhamayanthie, I., & Nugraha, D. F. (2018). Proses Pengolahan Air Pendingin Pada Unit Utilitas Area Karawang. *Jurnal Migasian*, 2(1), 15-21.
- Hasibuan. 2013. Manajemen Sumber Daya Manusia. Cetakan Ketujuh Belas. Jakarta: PT. Bumi Aksara
- I. Yana. Hak dan Kewajiban Karyawan. Jakarta: Raih Asa Sukses. 2010
- Ichsan, N. (2013). Tinjauan mengenai bentuk bentuk perusahaan dalam konsep ekonomi konvensional dan fiqh islam.
- ITII. Toxic and Hazardous Industrial Chemicals Safety Manual. Tokyo, Japan: The International Technical Information Institute, 1988., p. 369
- Julianto, K., & Hanifi, R. (2021). Perancangan Alat Vacuum Cleaner Menggunakan Energi Udara Bertekanan Jaringan Pipa Distribusi Udara Pabrik. *JOURNAL OF MECHANICAL ENGINEERING MANUFACTURES MATERIALS AND ENERGY*, 5(1), 34-47.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1979. Encyclopedia of Chemical Technology. 3rd ed. vol 15-20. The Inter Science Encyclopedia, Inc. New York

Mc.Ketta, J.J., and Cunningham, W., 1984, "Encyclopedia of Chemical Processing and Design", Volume 20, Merzell Dekker, Inc., New York.

Milton.J.H and Leach R.M.1990. Marine Steam boilers . 4th Edition
Butterworth-Heinemann, Oxford .

National Center for Biotechnology Information (2023). PubChem Compound Summary for CID 6325, Ethylene. Retrieved June 1, 2023 from <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Ethylene>.

National Center for Biotechnology Information (2023). PubChem Compound Summary for CID 977, Oxygen. Retrieved June 1, 2023 from <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Oxygen>.

National Center for Biotechnology Information (2023). PubChem Compound Summary for CID 947, Nitrogen. Retrieved June 1, 2023 from <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Nitrogen>.

Nurlia, N. (2019). Pengaruh Struktur Organisasi terhadap Pengukuran Kualitas Pelayanan. *Meraja Journal*, 2(2), 51-66.

Oktarina, M., Diani, R., & Tohir, M. (2023). Pelaksanaan Pendaftaran Perseroan Terbatas Perorangan Menurut Undang-Undang Nomor 11 Tahun 2020 tentang Cipta Kerja. *Law Dewantara*, 3(1), 36-43.

Peraturan Menteri Kesehatan. 2010. Parameter Fisik untuk Media Air Minum. <https://peraturan.bpk.go.id/> diakses pada Selasa, 18 Juli 2023.

Peraturan Menteri Kesehatan. 2017. Parameter Fisik untuk Media Air Sanitasi. <https://peraturan.bpk.go.id/> diakses pada Selasa, 18 Juli 2023.

Perry's R.H., and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineering" hand Book, 6th ed, Mc. Graw Hill Book Company, NewYork.

- Perzon, Hanna. 2015. *A Simulation Model of a Reactor for Ethylene Oxide Production*. Sweden. www.chemeng.lth.se.
- Przybyla, J., Wohlers, D. W., Roney, N., Barber, L., Abadin, H., Citra, M., ... & Zaccaria, K. (2022). Toxicological profile for dethylene oxide.
- Robbins, S dan Coulter, M. (2007). *Manajemen*. Edisi Kedelapan. Jakarta : PT Indeks.
- Soedjono Dirjosisworo, 1997, *Hukum Perusahaan Mengenai Bentuk-bentuk Perusahaan (Badan Usaha) di Indonesia*, Mandar Maju Bandung, h.48
- Suma'mur. 2013. *Higiene Perusahaan dan Kesehatan Kerja (HIPERKES)*. Jakarta. Sagung Seto.
- Ullmann. 2003. *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry* 7th ed. VCH Verlagsgesell Scahft. Wanheim : Germany.
- Unacademy.com. *Properties of Oxygen*. Diakses pada 1 Juni 2023, di <https://unacademy.com/content/nda/study-material/chemistry/properties-of-oxygen/>
- Undang-Undang Nomor 13 Tahun 2003 Tentang Ketenagakerjaan
- Wignjosoebroto Sritomo. (2000). *Tata Letak Pabrik dan Pemindahan*, edisi 3. Penerbit: Guna Widya, Surabaya
- Wignjosoebroto, Sritomo. 1996. *Tata Letak Pabrik dan Pemindahan Bahan*. Hlm 67-78. Guna Widya: Jakarta.
- Wiley-VCH. (2011). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH.



LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

Jenis Reaktor : Reaktor *Fixed Bed MultiTube*

Kode Alat : R-01

Fungsi : Mereaksikan C_2H_4 dengan O_2 menjadi C_2H_4O dengan bantuan katalis perak (Ag)

Kondisi Operasi : Suhu = 230 °C
Tekanan = 20 atm

Fase : Gas dengan katalis padat

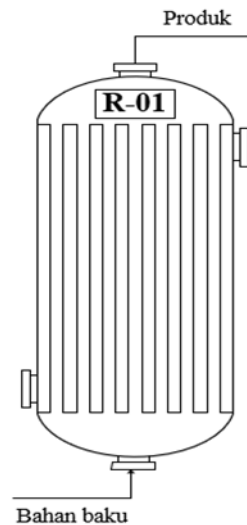
Jenis Reaksi : Eksotermis

Konversi : 65%

Katalisator : Ag

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menentukan bahan konstruksi reaktor
3. Menentukan kondisi umpan
4. Menentukan spesifikasi *shell* dan *tube*
5. Menghitung panjang *tube*
6. Menghitung tinggi reaktor
7. Menentukan volume reaktor
8. Menghitung tebal isolasi reaktor



Gambar A.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Langkah Perancangan:

1. Menentukan jenis reaktor

Pada perancangan pabrik etilen oksida ini, jenis reaktor yang akan dipilih yaitu jenis reaktor *fixed bed multitube* dengan beberapa pertimbangan yaitu:

- a) Biaya pembuatan, perawatan dan operasional yang relatif murah
- b) Reaktan dalam fase gas dengan menggunakan katalis padat
- c) Tidak memerlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- d) Umur katalis Panjang sekitar 4-5 tahun sekali
- e) Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung secara optimal
- f) Pada reaksi yang sangat eksotermis, pengendalian suhu relatif lebih mudah jika dibandingkan dengan reaksi *fluidized bed*
- g) Memiliki struktur reaktor yang lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*

(Hill, 1997)

2. Menentukan bahan konstruksi reaktor

Pada prarancangan pabrik etilen oksida ini, dipilih jenis reaktor *fixed bed multitube* dengan beberapa pertimbangan seperti:

- a) Dapat mereaksikan dua macam gas sekaligus
- b) Pemakaian yang lebih fleksibel dan tidak terbatas pada kondisi reaksi (endotermis atau eksotermis)
- c) Pengendalian temperatur yang relatif lebih baik karena menggunakan tipe *shell* dan *tube*

Selain itu, tipe jenis tangki yang dipilih yaitu tipe tangki yang berbentuk silinder vertikal dengan beberapa pertimbangan seperti:

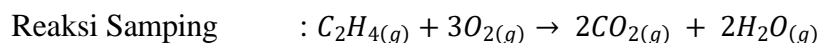
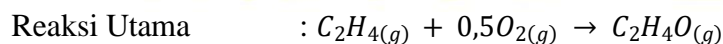
- a) Konstruksi yang sederhana sehingga bernilai lebih ekonomis
- b) Dapat dioperasikan pada suhu tinggi

Bahan konstruksi yang akan digunakan pada reaktor *fixed bed multitube* ini yaitu *Carbon Steel SA 212 Grade B* dengan beberapa pertimbangan seperti:

- a) Dapat menahan suhu dan tekanan yang tinggi
- b) Dari segi ekonomi bahan penyusunnya yang lebih ekonomis

3. Menentukan kondisi umpan

Reaktor jenis ini terdiri dari suatu *shell* dan *tube* vertikal di mana katalis berada pada *tube* dan pendingin berada pada *shell* agar mengambil panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis. Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi di dalam reaktor yaitu:



- a) Menentukan yi umpan masuk

Tabel A. 1 Data y_i Umpan Reaktor

Komponen	Berat Molekul	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	y_i
C_2H_4	28	1.156,1757	41,2124	0,0121
O_2	32	1.234,6304	38,5834	0,0113
CO_2	44	77,4795	1,7605	0,0005
H_2O	18	0,0000	0,0000	0,0000
CH_4	16	99,5064	6,2025	0,0018
N_2	28	92.891,2429	3.316,0048	0,9742
Total		95.459,0349	3.403,7637	1,0000

b) Menentukan Z umpan reaktor

Tabel A. 2 Data Z Umpan Reaktor

Komponen	BM	Y_i	P_c (bar)	P_c (atm)	T_c (K)	ω
C_2H_4	28,054	0,0121	50,4970	49,6600	282,3600	0,0860
O_2	31,999	0,0113	50,1360	49,7700	154,5800	0,0210
N_2	28,013	0,9742	33,9400	33,4900	126,1000	0,0400
H_2O	18,015	0,0000	218,1850	217,6700	647,1300	0,3480
CO_2	44,010	0,0005	72,8350	72,8500	304,1900	0,2550
CH_4	16,043	0,0018	75,7900	45,4400	190,5800	0,0070
C_2H_4O	44,053	0,0000	70,9950	70,5600	469,1500	0,1570
Total		1,0000	572,3780	539,4400	2.174,0900	0,9140

(Yaws,1999)

Berikut ini merupakan hasil perhitungan BM, P_c , T_c dan ω untuk setiap masing-masing komponen, yaitu:

Tabel A. 3 Perhitungan Z Umpan Reaktor

Komponen	BM	Yi	Yi.BM	Yi.Pc	Yi.Tc	Yi.ω
C_2H_4	28,054	0,0121	0,3397	0,6013	3,4188	0,0010
O_2	31,999	0,0113	0,3627	0,5642	1,7522	0,0002
N_2	28,013	0,9742	27,2907	32,6265	122,8488	0,0390
H_2O	18,015	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO_2	44,010	0,0005	0,0228	0,0377	0,1573	0,0001
CH_4	16,043	0,0018	0,0292	0,0828	0,3473	0,0000
C_2H_4O	44,053	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total		1,0000	28,0451	33,9125	128,5244	0,0404

Dari hasil perhitungan di atas didapatkan hasil, yaitu:

BM campuran umpan = 28,0451 g/mol

PC campuran umpan = 33,9125 atm Tc

campuran umpan = 128,5244 K ω

campuran umpan = 0,0404

Umpan masuk pada kondisi:

T = 230 °C = 503,15 K

P = 20 atm = 293,919 psi

$$T_r = \frac{T}{T_c} = 15,1711$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = 2,4918$$

$$B^o = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} = -0,9829$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} = 0,3092$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega \cdot B^1 = -1,0549$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c}\right) \left(\frac{Pr}{Tr}\right) = 6,8222$$

c) Menentukan laju alir volumetrik umpan

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana : n = 3.403,7637 kmol/jam

= 945,4899 mol/detik

R = 82,06 atm . cm³/mol.K

P = 20 atm

T = 503,15 K

Z = 1,0060

$$V = \frac{1,0060 \cdot 945,4899 \frac{\text{mol}}{\text{detik}} \cdot 82,06 \frac{\text{atm} \cdot \text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 503,15}{20 \text{ atm}}$$

= 1.963.619,9944 cm³/detik

= 1,9636 m³/detik

d) Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{20 \text{ atm} \cdot 28,0451 \text{ gr/mol}}{82,06 \text{ atm} \cdot \text{cm}^3/\text{mol} \cdot \text{K} \cdot 503,15 \text{ K} \cdot 1,0060}$$

$$= 0,0295 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1.860,4397 \text{ lb/ft}^3$$

e) Menentukan viskositas umpan

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

Tabel A. 4 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C
C_2H_4	-3,985	3,8726E-01	-1,1227E-04
O_2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
N_2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05
H_2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
CO_2	11,336	4,9918E-01	-1,0876E-04
CH_4	3,844	4,0112E-01	-1,4303E-04
C_2H_4O	-12,180	3,7672E-01	-7,7599E-05

(Yaws, 1999)

Tabel A. 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	y_i	η gas	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	kg/m.s	kg/m.jam	lb/ft.jam
C_2H_4	0,0121	162,4426	0,0000	0,0585	0,0000
O_2	0,0113	298,3872	0,0000	0,1074	0,0000
N_2	0,9742	256,5900	0,0000	0,0924	0,0000
H_2O	0,0000	174,9242	0,0000	0,0630	0,0000
CO_2	0,0005	234,9647	0,0000	0,0846	0,0000
CH_4	0,0018	169,4581	0,0000	0,0610	0,0000
C_2H_4O	0,0000	157,7217	0,0000	0,0568	0,0000
Total	1,0000	1.454,4886	0,0001	0,5236	0,0001

Tabel A. 6 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	η gas
	Kg/m.s	Kg/m.jam	lb/ft.jam	mikropoise
C_2H_4	1,9668E-07	7,0806E-04	1,7135E-07	1,9668E+00
O_2	3,3824E-07	1,2177E-03	2,9467E-07	3,3824E+00

N_2	2,4997E-05	8,9991E-02	2,1778E-05	2,4997E+02
H_2O	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO_2	1,2153E-08	4,3750E-05	1,0588E-08	1,2153E-01
CH_4	3,0879E-08	1,1117E-04	2,6902E-08	3,0879E-01
C_2H_4O	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
Total	2,5575E-05	9,2071E-02	2,2281E-05	2,5575E+02

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

$$= 0,000256 \text{ g/cm.detik}$$

f) Menentukan konduktivitas umpan

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

Tabel A. 7 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C
C_2H_4	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
O_2	0,00121	8,6157E-05	-1,3346E-08
N_2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08
H_2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
CO_2	-0,01183	1,0174E-04	-2,2242E-08
CH_4	-0,00935	1,4028E-04	3,3180E-08
C_2H_4O	0,01612	-7,3460E-05	2,1215E-07

(Yaws, 1999)

Tabel A. 8 Perhitungan Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	y_i	k_{gas}	$Y_i \cdot k_{gas}$
		W/m.K	W/m.K
C_2H_4	0,0121	0,0485	0,0006

O_2	0,0113	0,0412	0,0005
N_2	0,9742	0,0385	0,0375
H_2O	0,0000	0,0368	0,0000
CO_2	0,0005	0,0337	0,0000
CH_4	0,0018	0,0696	0,0001
C_2H_4O	0,0000	0,0329	0,0000
Total	1,0000	0,3012	0,0387

$$K \text{ campuran} = 0,0387 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,1394 \text{ kJ/m.jam.K}$$

$$= 0,0333 \text{ kkal/m.jam.K}$$

$$= 0,0001 \text{ kal/cm.detik.K}$$

g) Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel A. 9 Data Kapasitas Panas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C_2H_4	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,3766E-07	6,8274E-11
O_2	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
N_2	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
H_2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
CO_2	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,987E-13
CH_4	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C_2H_4O	30,827	-7,6041E-03	3,2347E-04	-3,2747E-07	9,7271E-11

(Yaws, 1999)

Tabel A. 10 Perhitungan Kapasitas Panas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	y_i	BM	C_p	C_p	C_p	$C_{pi} = y_i \cdot C_p$
----------	-------	----	-------	-------	-------	--------------------------

		kg/kmol	Joule/mol.K	kJoule/mol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
C_2H_4	0,0121	28,054	61,4418	61,4418	2,1901	0,0265
O_2	0,0113	31,999	31,1008	31,1008	0,9719	0,0110
N_2	0,9742	28,013	29,5794	29,5794	1,0559	1,0287
H_2O	0,0000	18,015	35,2344	35,2344	1,9558	0,0000
CO_2	0,0005	44,010	44,2672	44,2672	1,0058	0,0005
CH_4	0,0018	16,043	46,4313	46,4313	2,8942	0,0053
C_2H_4O	0,0000	44,053	73,4124	73,4124	1,6665	0,0000
Total	1,0000		321,4673	321,4673	11,7403	1,0720

Tabel A. 11 Perhitungan Kapasitas Panas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	kg/jam	kJoule/jam.K	kJoule/kmol.K
C_2H_4	1.156,1757	30,6593	0,7439
O_2	1.234,6304	13,6023	0,3525
N_2	92.891,2429	95.556,3809	28,8167
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000
CO_2	77,4795	0,0403	0,0229
CH_4	99,5064	0,5248	0,0846
C_2H_4O	0,0000	0,0000	0,0000
Total	95.459,0349	95.601,2077	30,0207

$$Cp \text{ campuran} = 30,0207 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 95.601,2077 \text{ kJ/jam.K}$$

$$= 1,0720 \text{ kJ/kg.K}$$

h) Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi pada prarancangan etilen oksida dari etilen dan udara ini yaitu reaksi eksotermis. Maka dari itu, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

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

(Yaws, 199)

Tabel A. 12 Data Panas Reaksi Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C_2H_4	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,3766E-07	6,8274E-11
O_2	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
N_2	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
H_2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
CO_2	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
CH_4	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C_2H_4O	30,827	-7,6041E-03	3,2347E-04	-3,2747E-07	9,7271E-11

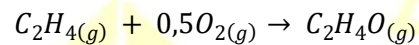
(Yaws, 1999)

Tabel A. 13 Perhitungan Panas Reaksi Umpan Masuk Reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C_2H_4	52,3000	52.300,0000	10.758,8079	107.58,8079
O_2	-84,6800	-84.680,0000	6.197,0105	6.197,0105

N_2	0,0000	0,0000	6.004,1865	6.004,1865
H_2O	393,4000	393.400,0000	7.042,0881	7.042,0881
CO_2	0,0000	0,0000	8.496,8813	8.496,8813
CH_4	-52,6300	-52.630,0000	8.417,3165	8.417,3165
C_2H_4O	-241,8000	-241.800,0000	12.553,0788	12.553,0788
Total	66,5900	66.590,0000	59.469,3696	59.469,3696

Dari data-data di atas didapat:



$$\Delta HR_{298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

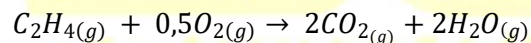
$$= -104.930,0000 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = 16.762,9944 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_p = 8.417,3165 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR = -113.275,6778 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -27.055,4425 \text{ kkal/kmol}$$



$$\Delta HR_{298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= 10.418,9666 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = 16.762,9944 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_p = 19.595,1669 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR = 13.251,1392 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 3.164,9816 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{Maka, } \Delta\text{HR total} = -23.890,4610 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -100.024,5387 \text{ kkal/kmol}$$

i) Data katalis

Jenis = Ag

Bentuk = Pelet

Diameter = 0,6 cm

Densitas = 0,7801 gr/cm^3

Bulk densitas = 1,5602 gr/cm^3

Prositas = 0,5

4. Menentukan spesifikasi *shell* dan *tube*

a) Menentukan ukuran dan jumlah *tube*

Mengingat bahwa reaksi yang terjadi pada prarancangan pabrik etilen oksida ini berjalan secara eksotermis, maka ditentukan diameter pipa reaktor dengan dasar pertimbangan supaya perpindahan panas dapat berjalan dengan baik. Oleh karena itu, ditentukan aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalis dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h yang telah diteliti oleh Colburn's (Smith, Chem Kinetic Eng, P.571) sebagai berikut:

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

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$, karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

Dimana:

- D_p = Diameter katalis
 D_t = Diameter *tube*
 h_w = Koefisien perpindahan panas yang berisi butir-butir katalis
 h = Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

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

$$VS = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L$$

$$VS = 0,1696 \text{ cm}^3$$

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

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_t = 0,6 \text{ cm} / 0,15$$

$$= 4,00 \text{ cm}$$

$$= 1,5748 \text{ in}$$

Maka dari hasil perhitungan di atas, ditentukan ukuran pipa standar yaitu (Buku Kern tabel 11 halaman 844):

$$\text{Ukuran pipa (IPS)} = 2,00 \text{ in}$$

$$= 5,0800 \text{ cm}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 2,38 \text{ in}$$

$$= 6,0452 \text{ cm}$$

$$= 0,0605 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 2,07 \text{ in}$$

$$= 5,2502 \text{ cm}$$

$$= 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 3,350$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Surface per lin ft} = 0,622 \text{ ft}^2$$

b) Menghitung laju alir massa dalam *tube* (G_t)

Bilangan Reynold untuk pipa berkatalis yaitu > 100 (Abzaid, 2006).

Aliran dalam pipa merupakan aliran transisi, maka nilai yang dipilih yaitu

$$N_{Re} = 3100$$

$$N_{Re} = \frac{G_t \cdot D_t}{\mu}$$

$$G_t = \frac{N_{Re} \cdot \mu}{D_t}$$

Dimana: D_t = Diameter tube

μ = Viskositas umpan

G_t = Kecepatan massa per satuan luas

$$N_{Re} = 3100$$

$$\mu = 0,0003 \text{ gr/cm.detik}$$

$$D_t = 5,2502 \text{ cm}$$

$$G = 95.459,0349 \text{ kg/jam}$$

$$= 26.516,3986 \text{ gr/detik}$$

$$G_t = \frac{3100 \cdot 0,0003 \frac{\text{gr}}{\text{cm} \cdot \text{detik}}}{5,2502 \text{ cm}}$$
$$= 0,1510 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{detik}}$$

$$= 5.436,4119 \frac{kg}{m^2 \cdot jam}$$

c) Menghitung luas penampang seluruh *tube* dalam reaktor (A_t)

$$A_t = \frac{G}{Gt} = \frac{26.516,3986 \text{ gr/detik}}{0,1510 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{det i k}}} = 175.591,9839 \text{ cm}^2 = 17,5592 \text{ m}^2$$

$$A_o = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 = \frac{3,14}{4} \cdot 5,2502^2 = 21,6380 \text{ cm}^2 = 0,2164 \text{ m}^2$$

d) Menghitung jumlah tube (N_t)

$$N_t \text{ max} = \frac{A_t}{A_o} = \frac{175.591,9839 \text{ cm}^2}{21,6380 \text{ cm}^2} = 8.114,9648 \text{ buah}$$

Dimana: N_t = Jumlah *tube* dalam reaktor (buah)
 A_t = Luas penampang seluruh *tube* dalam reaktor (cm^2)
 A_o = *Flow area per tube* (cm^2)

$$\rho_{\text{udara}} = \frac{P_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}} = \frac{1 \text{ atm} \cdot 28,0451 \text{ gr/gmol}}{82,06 \frac{\text{cm}^3 \cdot \text{atm}}{\text{gmol} \cdot \text{K}} \cdot 303 \text{ K}} = 0,0011 \text{ gr/cm}^3$$

Dimana: ρ_s = 0,7801 gr/cm^3
 P = 1 atm
 BM = 28,0451 gr/gmol
 R = 82,06 $\frac{\text{cm}^3 \cdot \text{atm}}{\text{gmol} \cdot \text{K}}$
 T_{udara} = 303 K

$$\rho_g = 0,0295 \text{ gr/cm}^3$$

$$V_{max} = \sqrt{\frac{A(\rho_b - \rho_g)g \cdot D_p}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}} = 318,8421 \text{ cm/detik}$$

$$= 11.478,3147 \text{ m/jam}$$

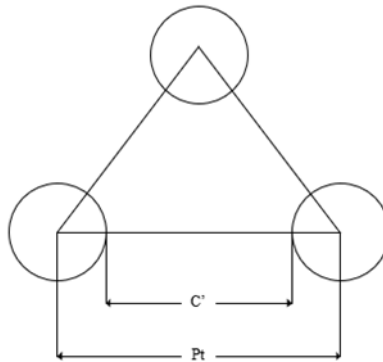
$$Q = \frac{G}{\rho_g} = \frac{95.459,0349 \text{ kg/jam}}{0,0295 \text{ gr/cm}^3} = 3.231.396,9101 \text{ cm}^3/\text{det i k}$$

$$A_t = \frac{Q}{V_{max}} = \frac{3.231.396,9101 \text{ cm}^3/\text{det i k}}{11.478,3147 \text{ m/jam}} = 10.134,7882 \text{ cm}^2$$

$$N_{t \min} = \frac{A_t}{A_o} = \frac{10.134,7882 \text{ cm}^2}{21,6380 \text{ cm}^2} = 468,3782 \text{ buah}$$

$$N_t \text{ diambil} = 538 \text{ buah}$$

Direncanakan *tube* disusun dengan pola *triangular pitch* dengan pertimbangan perpindahan panas yang baik jika dibandingkan dengan susunan *square pitch* (Kern. 1965:128).



Gambar A.2 Pola *Triangular Pitch*

Susunan tube = *triangular pitch*

$$\begin{aligned}
 \text{Pitch tube (PT)} &= 1,25 \times \text{ODt} \\
 &= 1,25 \times 2,38 \text{ in} \\
 &= 2,9750 \text{ in} \\
 &= 7,5565 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance (C')} &= \text{PT} - \text{Odt} \\
 &= 2,9750 \text{ in} - 2,38 \text{ in} \\
 &= 0,5950 \text{ in} \\
 &= 1,5113 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

e) Menghitung diameter dalam *shell* reaktor

Untuk menghitung diameter shell, maka dicari luas penampang *shell* total (A total).

luas *shell* = luas segitiga

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

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot 538 \cdot 7,5565^2 \cdot 0,866}{3,14}}$$

$$IDs = 184,0924 \text{ cm}$$

$$IDs = 72,4773 \text{ in}$$

f) Menghitung *baffle space*

Standar *baffle space* yang diizinkan yaitu 0,2 – 1 IDs. Pada perancangan reaktor ini, digunakan *baffle space* 0,25 IDs (Kern, 1965).

$$IDs = 72,4773 \text{ in}$$

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

$$B = 0,75 \times 72,4773 \text{ in}$$

$$= 18,1193 \text{ in}$$

$$= 0,4602 \text{ m}$$

g) Menghitung koefisien perpindahan panas menyeluruh (U_D)

Sisi tube

$$C_p = 1,0720 \text{ kJ/kg.K}$$

$$= 0,2560 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0003 \text{ gr/cm.detik}$$

$$= 0,019 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,0387 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0244 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$PR = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 0,7082$$

$$G_t = 0,1510 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2} \cdot \text{detik}$$

$$D_t = 5,2502 \text{ cm}$$

$$Re = \frac{G_T \cdot D_t}{\mu} = 3100$$

Dari fig.24 Buku Kern halaman 834 didapatkan nilai $jH = 10$

$$h_i = jH \cdot \left(\frac{k}{IDt} \right) \cdot (Pr)^{1/3} = 1,1575 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} = 1,0053 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Sisi shell

Di dalam *shell* digunakan pendingin, berikut ini merupakan spesifikasinya sebagai berikut:

$$CP_s = 98,1646 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu_s = 1,5481 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$k_s = 1,2408 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$ID_s = 72,4773 \text{ in}$$

$$B = 18,1193 \text{ in}$$

$$PT = 2,9750 \text{ in}$$

$$C' = 0,5950 \text{ in}$$

$$W_s = 36.997,1869 \text{ kg/jam}$$

$$= 81.564,7381 \text{ lb/jam}$$

1) Menghitung *flow area* dalam *shell* (a_s)

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{72,4773 \text{ in} \cdot 0,5950 \text{ in} \cdot 18,1193 \text{ in}}{144 \cdot 2,9750 \text{ in}} \\ &= 1,8239 \text{ in}^2 \\ &= 0,0217 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

2) Menghitung laju alir massa dalam *shell* (G_s)

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W_s}{a_s} = \frac{81.564,7381 \text{ lb/jam}}{0,0217 \text{ ft}^2} \\ &= 6.439.563,7829 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

3) Menghitung diameter ekuivalen (De)

$$De = \frac{4 \left(0,5 \cdot PT \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{OD^2}{4} \right)}{0,5 \cdot \pi \cdot OD}$$

$$De = 1,7225 \text{ in}$$

$$De = 0,1435 \text{ ft}$$

4) Menghitung bilangan Reynold dalam *shell* (N_{Res})

$$N_{Res} = \frac{G_s \cdot De}{\mu_s} = \frac{6.439.563,7829 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot 0,1435 \text{ ft}}{1,5481 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}$$

$$N_{Res} = 597.055,6496$$

Dari fig.24 Buku Kern halaman 838 didapatkan nilai $jH = 500$

5) Menghitung koefisien perpindahan panas pada *shell* (h_o)

$$h_o = jH \cdot \left(\frac{K_s}{De} \right) \cdot \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{K_s} \right)^{1/3}$$

$$= 21.465,3944 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

6) Menghitung *clean overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = 1,0053 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

7) Menghitung koefisien perpindahan panas yang menyeluruh (U_D)

Dari Buku Kern halaman 107, didapatkan data:

$$Rd_{tube} = 0,001$$

$$Rd_{shell} = 0,0015$$

$$Rd = Rd_{shell} + Rd_{tube}$$

$$= 0,0015 + 0,001$$

$$= 0,0025$$

$$U_D = \frac{1}{Rd + \frac{1}{U_C}}$$

$$U_D = 1,0027 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 4,8953 \text{ kkal/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$$

$$= 20,4958 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$$

Berdasarkan Buku Kern tabel 8 halaman 840, nilai harus di antara $2\text{-}50 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$.

Oleh karena itu, nilai koefisien perpindahan panas menyeluruh yang didapatkan dari perhitungan yaitu = $1,0027$ ($U_D = \text{btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$) memenuhi syarat.

5. Menghitung dimensi Reaktor

a) Menghitung tebal (*shell*) reaktor

Persamaan untuk menghitung tebal dinding *shell* (Brownell, eq. 13-1, p. 254):

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

Dimana:

t_s = Tebal dinding *shell* (in)

P = Tekanan *design* (Psi)

$r = (IDs/2)$ = Jari-jari dalam *shell* (in)

E = Efisiensi sambungan

f = *Allowable working stress* (Psi)

c = faktor korosi (in)

Bahan yang digunakan yaitu *Carbon Steel SA 283 Grade C*, maka dari Buku Brownell tabel 13.1 halaman 251, didapatkan data:

f = 17500 Psi

E = 0,85 (*double welded butt joint*)

c = 0,125 in

IDs = 72,4773 in

Tebal *shell* (t_s) = 0,9969 in

Dipilih tebal dinding standar = 1,0000 in

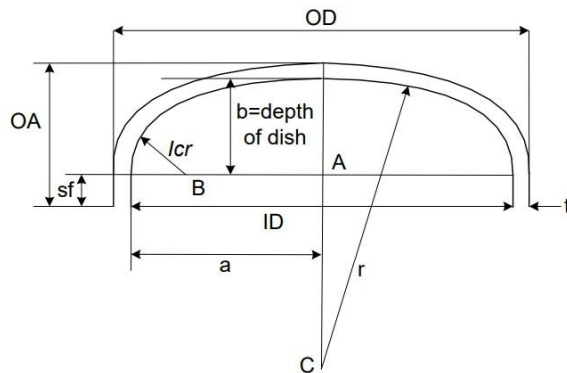
Diameter luar reaktor = IDs + 2 x (tebal *shell*)
= 74,4773 in

Dari Buku Brownell tabel 5.7 halaman 90 dipilih OD standar = 78 in

b) Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk *head* = *Elipstical dished head*

Bahan konstruksi *head* = *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Gambar A.3 Bentuk *Elipstical dished head*

Dimana:

ID = Diameter dalam *head*

OD = Diameter luar *head*

a = Jari-jaro dalam *head*

th = Tebal *head*

r = Jari-jari luar *dish*

icr = Jari-jari dalam sudut *icr*

b = Tinggi *head*

sf = *Straight flange*

OA = Tinggi total *head*

Persamaan untuk menghitung tebal dinding *head* (Brownell, eq. 13-1, p. 254):

$$t_h = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E^{-0,2} \cdot P} + C$$

Dimana:

t_s = Tebal dinding *shell* (in)

P = Tekanan *design* (Psi)

E = Efisiensi sambungan

f = *Allowable working stress* (Psi)

c = faktor korosi (in)

Bahan yang digunakan yaitu *Carbon Steel SA 283 Grade C*, maka dari

Buku Brownell tabel 13.1 halaman 251, didapatkan data:

f = 17500 Psi

E = 0,85 (*double welded butt joint*)

c = 0,125 in

Tebal *headl* (t_h) = 0,9865 in

Dipilih tebal dinding standar = 1,0000 in

c) Menghitung tinggi *head* reaktor

ODs = 78 in

t_s = 1,0000 in

Data didapatkan dari Buku Brownell tabel 5.7 halaman 90, yaitu:

icr = 4,8 in

r = 72 in

a = ID_s/2 = 36,2387 in

AB = a - icr = 21,8387 in

BC = r - icr = 57,6000 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 53,2995 in

b = r - AC = 18,7005 in

Dari Buku Brownell tabel 5.6 halaman 88 dengan $n = 1$ didapatkan $sf = 1,5 - 4,5$ in maka perancangan ini digunakan $sf = 2,5$ in.

$$t_s = t_h + b + sf$$

$$\begin{aligned} t_s &= 1,00 \text{ in} + 18,7005 \text{ in} + 2,5 \text{ in} \\ &= 22,2005 \text{ in} \\ &= 1,8500 \text{ ft} \\ &= 0,5639 \text{ m} \end{aligned}$$

d) Menghitung tinggi reaktor (HR)

$$\begin{aligned} \text{HR} &= \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head} \\ &= 106,2997 \text{ in} + 22,2005 \text{ in} \\ &= 234,7991 \text{ in} \\ &= 19,5666 \text{ ft} \\ &= 5,9639 \text{ m} \end{aligned}$$

e) Menghitung volume reaktor (VR)

$$\text{Volume head (VH)} = 0,000049 \times ID_s^3 \text{ (Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)}$$

$$= 18,6553 \text{ in}^3$$

$$= 0,0003 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell (VS)} = \frac{\pi}{4} \cdot ID_s^2 \cdot Z$$

$$= 438.332,9874 \text{ in}^3$$

$$= 7,1830 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor (VR)} = \text{volume shell} + \text{volume top head}$$

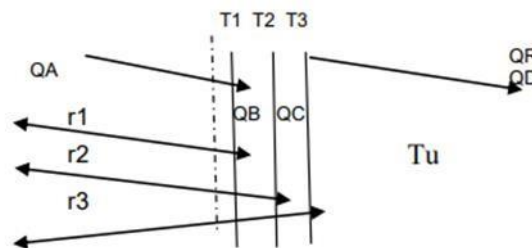
$$= 7,1830 \text{ m}^3 + 0,0003 \text{ m}^3$$

$$= 7,1833 \text{ m}^3$$

6. Menghitung tebal isolator reaktor

Beberapa asumsi:

1. Dalam keadaan *steady state* $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
2. Suhu udara luar yaitu 30°C
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Gambar A.4 Isolator Reaktor

Dimana:

r_1 = Jari-jari dalam reaktor

r_2 = Jari-jari luar reaktor

r_3 = Jari-jari isolator reaktor

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

Q_A = Perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perpindahan konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perpindahan konduksi melalui isolator

Q_D = Perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perpindahan panas radiasi

- Sifat fisis bahan:

- Bahan isolasi = asbestos, dengan sifat fisis:
 $k_{is} = 0,1713 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$
 $\varepsilon = 0,96$
- *Carbon steel*
 $k_s = 42,7463 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$
- Sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman, 1988. Daftar A-5)
 $T_f = 313 \text{ K}$
 $\nu = 0,000017 \text{ m}^2/\text{s}$
 $k = 0,0272 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$
 $Pr = 0,7049$
 $\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$
 $\mu = 0,000019 \text{ kg/m.s}$
 $g = 9,80 \text{ m}^2/\text{s}$

- Keadaan *steady state* $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,9205 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,9906 \text{ m}$$

$$L = 2,7000 \text{ m}$$

- Perpindahan panas konduksi:

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

.....(a)

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

.....(b)

- Perpindahan panas konveksi:

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

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

.....(c)

Karena $G_{rL} \cdot Pr > 10^9$, maka:

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

$$G_{rL} = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_U) \cdot L^3}{v^2}$$

- Perpindahan panas radiasi:

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

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

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

.....(d)

Setelah itu, persamaan a, b, c, dan d di uji coba menggunakan excel sehingga didapat hasil tebal isolasi, yaitu:

$$T_2 = 401,3385 \text{ K}$$

$$X = 0,6 \text{ m}$$

$$= 6 \text{ cm}$$

Sehingga:

$$Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$$

$$Q_D = 439,9023$$

$$Q_R = 826,6506$$

$$Q_C = 1266,5529$$

$$Q = 1266,5529$$

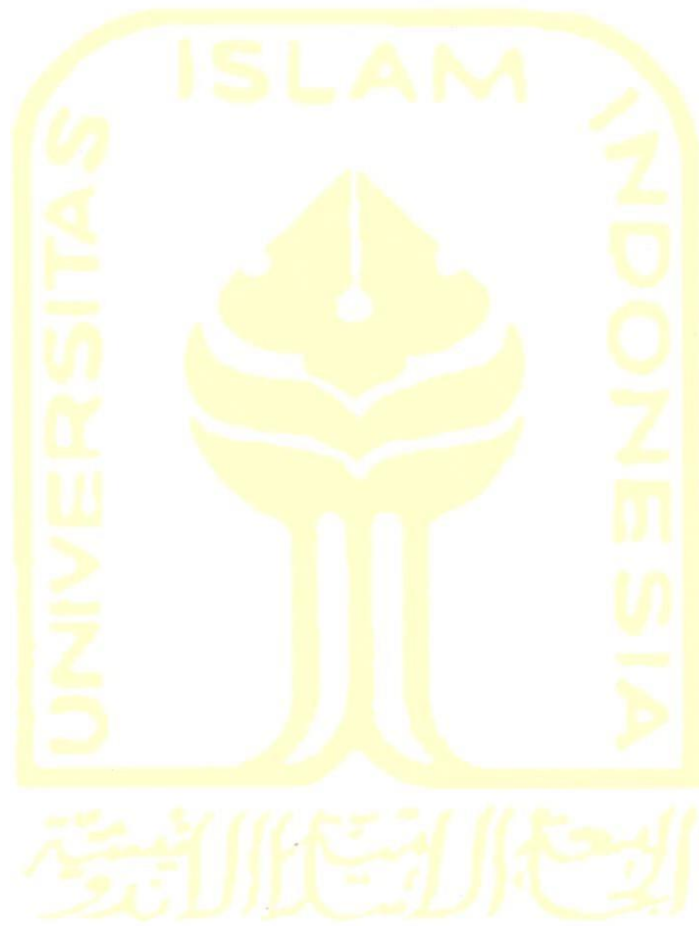
Tabel A. 14 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Euler

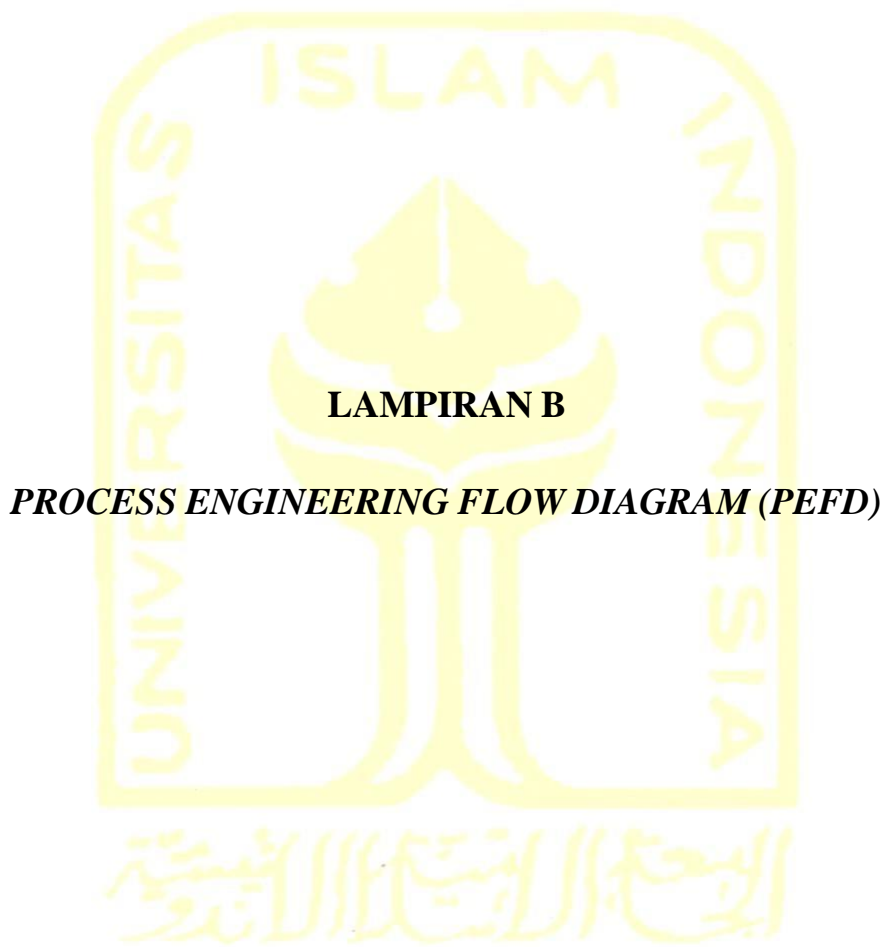
Δz	0,5000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	503,1500	298
0,50	0,01282	503,1276	443,9180
1,00	0,02546	503,1212	478,0693
1,50	0,03794	503,1185	491,9065
2,00	0,05027	503,1173	497,9948
2,50	0,06243	503,1168	500,7559
3,00	0,07444	503,1166	502,0242
3,50	0,08629	503,1165	502,6102
4,00	0,09799	503,1165	502,8816
4,50	0,10954	503,1165	503,0074
5,00	0,12094	503,1165	503,0659
5,50	0,13220	503,1166	503,0930
6,00	0,14331	503,1166	503,1056
6,50	0,15429	503,1166	503,1115
7,00	0,16512	503,1167	503,1143
7,50	0,17581	503,1167	503,1156
8,00	0,18636	503,1168	503,1162
8,50	0,19678	503,1168	503,1165
9,00	0,20707	503,1168	503,1167
9,50	0,21722	503,1169	503,1167
10,00	0,22725	503,1169	503,1168
10,50	0,23714	503,1169	503,1169
11,00	0,24691	503,1170	503,1169
11,50	0,25656	503,1170	503,1169
12,00	0,26608	503,1171	503,1170

Δz	0,5000		
12,50	0,27548	503,1171	503,1170
13,00	0,28476	503,1171	503,1171
13,50	0,29392	503,1172	503,1171
14,00	0,30296	503,1172	503,1171
14,50	0,31189	503,1172	503,1172
15,00	0,32070	503,1173	503,1172
15,50	0,32940	503,1173	503,1172
16,00	0,33799	503,1173	503,1173
16,50	0,34646	503,1173	503,1173
17,00	0,35483	503,1174	503,1173
17,50	0,36310	503,1174	503,1174
18,00	0,37125	503,1174	503,1174
18,50	0,37930	503,1175	503,1174
19,00	0,38725	503,1175	503,1174
19,50	0,39510	503,1175	503,1175
20,00	0,40285	503,1176	503,1175
20,50	0,41049	503,1176	503,1175
21,00	0,41804	503,1176	503,1176
21,50	0,42550	503,1176	503,1176
22,00	0,43285	503,1177	503,1176
22,50	0,44012	503,1177	503,1176
23,00	0,44729	503,1177	503,1177
23,50	0,45437	503,1177	503,1177
24,00	0,46135	503,1178	503,1177
24,50	0,46825	503,1178	503,1178
25,00	0,47506	503,1178	503,1178
25,50	0,48178	503,1178	503,1178
26,00	0,48842	503,1179	503,1178

Δz	0,5000		
26,50	0,49497	503,1179	503,1179
27,00	0,50144	503,1179	503,1179
27,50	0,50783	503,1179	503,1179
28,00	0,51413	503,1180	503,1179
28,50	0,52035	503,1180	503,1179
29,00	0,52649	503,1180	503,1180
29,50	0,53256	503,1180	503,1180
30,00	0,53854	503,1181	503,1180
30,50	0,54445	503,1181	503,1180
31,00	0,55029	503,1181	503,1181
31,50	0,55605	503,1181	503,1181
32,00	0,56173	503,1181	503,1181
32,50	0,56735	503,1182	503,1181
33,00	0,57289	503,1182	503,1181
33,50	0,57836	503,1182	503,1182
34,00	0,58376	503,1182	503,1182
34,50	0,58909	503,1182	503,1182
35,00	0,59435	503,1183	503,1182
35,50	0,59954	503,1183	503,1182
36,00	0,60467	503,1183	503,1183
36,50	0,60974	503,1183	503,1183
37,00	0,61473	503,1183	503,1183
37,50	0,61967	503,1184	503,1183
38,00	0,62454	503,1184	503,1183
38,50	0,62935	503,1184	503,1184
39,00	0,63409	503,1184	503,1184
39,50	0,63878	503,1184	503,1184
40,00	0,64341	503,1184	503,1184

Δz	0,5000		
40,50	0,64797	503,1185	503,1184
41,00	0,65248	503,1185	503,1185
41,50	0,65693	503,1185	503,1185
42,00	0,66133	503,1185	503,1185

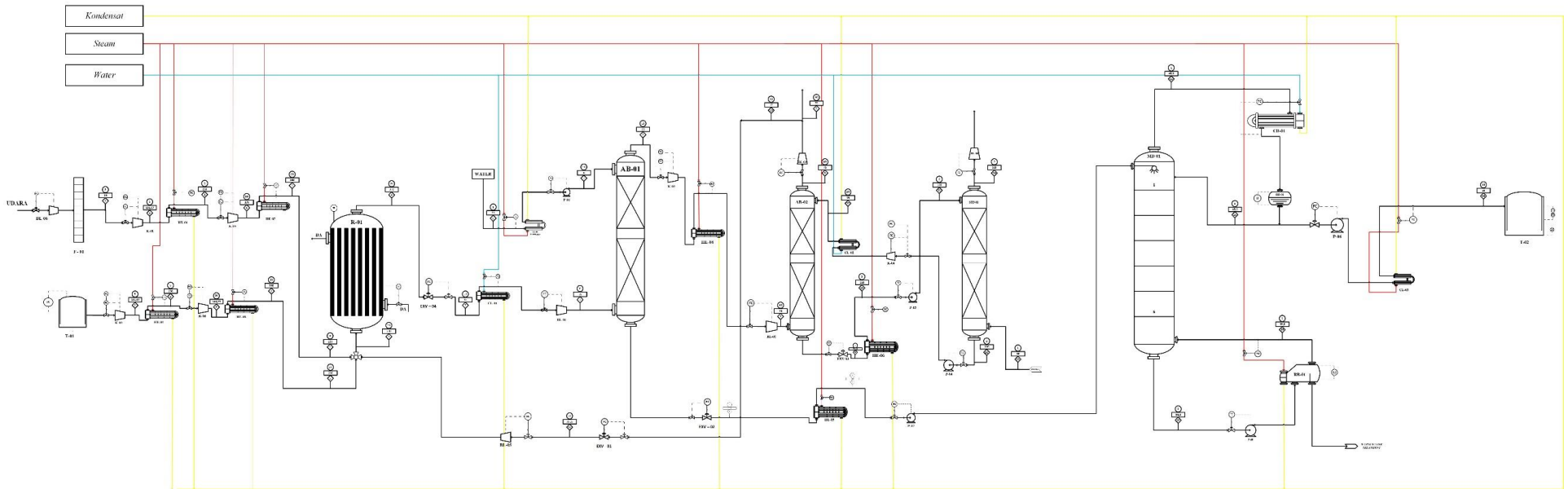




LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN FABRIK ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN**



NERACA MASSA (kg/jam)																
Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
O2	1234,63		1234,63													
N2	4644,56		92891,24				92891,24	92891,24	4644,56	88246,68						
H2O			301,95	879,00	1180,95						5668,24	5968,52	5968,52	1145,52	35,43	
CO2			77,48	815,57			815,57	81,56	4,08	77,48				734,02		
C1H4		5,00	99,51	99,51	0,03		99,48	99,48	4,97	94,51						0,03
C2H4O		995,00	1156,18	169,81	0,15		169,66	169,66	8,48	161,18						0,15
C2H4O			1180,95		1180,95										35,43	1145,52
K2CO3												2302,14	2302,14	2302,14		
KHCO3											3336,44					
DEA											255,79	255,79	255,79	255,79		
TOTAL	5879,19	1000,00	95459,03	95459,03	879,00	2362,08	93975,96	93241,94	4662,10	88579,84	9260,47	8526,45	8526,45	9260,47	1180,95	1181,13

KETERANGAN ALAT			
AB - 01	WATER ABSORBER	HE - 06	HEATER
AB - 02	CO2 ABSORBER	HE - 07	HEATER
BL - 01	BLOWER	HE - 08	HEATER
BL - 02	BLOWER	K - 01	KOMPRESOR
BL - 03	BLOWER	K - 02	KOMPRESOR
BL - 04	BLOWER	K - 03	KOMPRESOR
BL - 05	BLOWER	K - 04	KOMPRESOR
BL - 06	BLOWER	K - 05	KOMPRESOR
CD - 01	CONDENSOR	K - 06	KOMPRESOR
CL - 01	COOLER	MD - 01	MENARA DISTILASI
CL - 02	COOLER	P - 01	POMPA
CL - 03	COOLER	P - 02	POMPA
EXV - 01	EXPANSION VALVE	P - 03	POMPA
EXV - 02	EXPANSION VALVE	P - 04	POMPA
EXV - 03	EXPANSION VALVE	P - 05	POMPA
EXV - 04	EXPANSION VALVE	P - 06	POMPA
F - 01	FILTER UDARA	RB - 01	REBOILER
HE - 01	HEATER	RD - 01	REFLUX DRUM
HE - 02	HEATER	ST - 01	STRIPPER
HE - 03	HEATER	T - 01	TANGKI
HE - 04	HEATER	T - 02	TANGKI
HE - 05	HEATER		

SIMBOL	KETERANGAN
PC	PRESSURE CONTROLLER
TC	TEMPERATURE CONTROLLER
LI	LEVEL INDICATOR
FC	FLOW CONTROLLER
○	TEKANAN
□	SUHU
◇	NOMOR ARUS
—	PIPING LINE
— — —	PNEUMATIC LINE
- - - - -	ELECTRIC LINE

	<p>JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA</p>
<p>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN ETILEN OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 111.000 TON/TAHUN</p>	
<p>Disusun Oleh: 1. FARIDA KHUZAIMAH (19521001) 2. ADISTY ANANDA RIFANI (19521052)</p>	
<p>Dosen Pembimbing VENITALITYA ALETHEA SARI AGUSTIA, S.T, M.Eng.</p>	











KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN
















1. Nama Mahasiswa : Farida Khuzaimah
No. MHS : 19521001
2. Nama Mahasiswa : Adisty Ananda Rifani
No. MHS : 19521052





Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK ETILEN
OKSIDA DARI ETILEN DAN UDARA

Mulai Masa Bimbingan : 9 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 4 Oktober 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	13 April 2023	Perancangan pergantian judul tugas akhir	
2.	3 Mei 2023	Pergantian judul tugas akhir menjadi "Prarancangan Pabrik Etilen Oksida dari Etilen dan Udara"	
3.	11 Mei 2023	Perancangan perhitungan data eksporimpor dan konsumsi-produksi pabrik etilen oksida	
4.	23 Mei 2023	Perancangan dan persetujuan luaran 1 dan luaran 2	
5.	13 Juni 2023	Perancangan nilai kinetika, diagram alir, neraca massa serta persetujuan pengumpulan luaran 3 dan luaran 4	
6.	10 Juli 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
7.	21 Juli 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
8.	24 Juli 2023	Perancangan neraca massa reaktor	

9.	27 Juli 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
10.	1 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
11.	15 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
12.	16 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
13.	24 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
14.	28 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
15.	30 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor	
16.	31 Agustus 2023	Perancangan neraca massa reaktor dan neraca panas reaktor	
17.	5 September 2023	Perancangan neraca massa reaktor dan neraca panas reaktor	
18.	7 September 2023	Perancangan neraca massa reaktor dan perhitungan perancangan alat	
19.	11 September 2023	Perancangan neraca massa reaktor dan perhitungan perancangan alat	
20.	12 September 2023	Perancangan neraca massa reaktor dan perhitungan perancangan alat	
21.	15 September 2023	Perancangan neraca massa reaktor dan perhitungan perancangan alat	
22.	29 April 2024	Perancangan PEFD	
23.	13 Mei 2024	Perancangan PEFD	

24.	20 Mei 2024	Perancangan spesifikasi alat (reaktor, dan lain-lain)	
25.	3 Juni 2024	Perancangan spesifikasi alat (reaktor, dan lain-lain)	
26.	3 September 2024	Perancangan utilitas dan analisa ekonomi	
27.	4 Oktober 2024	Perancangan utilitas dan analisa ekonomi serta Perancangan naskah skripsi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 22 Oktober 2024

Pembimbing,



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

***) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy