



universitas  
MALIKUSSALEH

## **TUGAS AKHIR**

### **PRARANCANGAN PABRIK *ETHYLENE OXIDE* DARI *ETHYLENE* DAN OKSIGEN DENGAN PROSES *DIRECT* *OXIDATION* KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

**Diajukan untuk memenuhi sebagian dari  
syarat-syarat yang diperlukan untuk  
memperoleh Ijazah Sarjana**

**Disusun Oleh :**

**Ayu Lidya Panjaitan**

**NIM. 190140102**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS MALIKUSSALEH  
LHOKSEUMAWE**

**2024**

## ABSTRAK

Prarancangan pabrik Etilen Oksida direncanakan memiliki kapasitas 150.000 ton/tahun. Proses pembuatan Stirena menggunakan proses oksidasi langsung dengan katalis Ag. Manfaat utama Etilen Oksida sebagai dasar untuk plastik termasuk polyester, tekstil, pegangan isolasi untuk kompor dan 25% Etilen Oksida digunakan untuk memproduksi pendingin anti beku untuk mobil. Untuk memproduksi Etilen oksida dengan kapasitas 150.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku Etilen sebesar 12.694,9041 kg/jam dan oksigen sebesar 7.241,3000 kg/jam. Reaksi berlangsung pada *Fix Bed Multitube Reactor* dengan suhu 220°C dan tekanan 16 atm. Selanjutnya akan dilakukan proses pemurnian dengan distilasi untuk mendapatkan kemurnian produk minimal 90%. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi fungsional dan staff. Tenaga kerja yang dibutuhkan dalam pengoperasian pabrik ini sebanyak 286 orang. Pabrik direncanakan akan berlokasi di KIEC, Cilegon, Banten. Hasil Analisa ekonomi menunjukkan bahwa diperoleh ROI (*Return of Investment*) sebesar 33%, POT (*Pay Out Time*) selama 2 tahun 4 bulan dengan BEP (*Break Even Point*) sebesar 47%. Sehingga dari segi ekonomi pabrik dapat dikatakan layak didirikan

**Kata Kunci** : *Break Even Point (BEP), Etilen Oksida, Fixed Bed Multitube, Oksigen, Oksidasi langsung.*

## KATA PENGANTAR

Puji dan Syukur Penulis ucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, yang telah memberikan rahmat dan karunia-nya sehingga penulis dapat mengerjakan Prarancangan pabrik berjudul “Prarancangan Pabrik Etilen Oksida dari Etilen dan Oksigen Melalui Proses Oksidasi Langsung dengan Kapasitas 150.000 Ton/Tahun”. Tugas Prarancangan ini merupakan salah satu syarat untuk memenuhi sebagian yang diperlukan dari kurikulum Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh. Dalam mengerjakan tugas hasil prarancangan pabrik ini, mahasiswa/i diharapkan mampu menerapkan teori dan kemampuan yang diperoleh selama kuliah untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik kimia tersebut.

Pada kesempatan ini, penulis mendapatkan banyak bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan penulisan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Herman Fithra, S.T., M.T., IPM., ASEAN.Eng selaku Rektor Universitas Malikussaleh.
2. Bapak Dr. Muhammad Daud., M.T selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
3. Bapak Dr. Lukman Hakim, S.T., M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
4. Ibu Meriatna, ST., M.T, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
5. Ibu Dr. Ir. Rozanna Dewi, ST., M.Sc.IPM selaku Koordinator Tugas Akhir.
6. Bapak Dr. Muhammad, S.T., M.sc selaku Dosen Pembimbing Utama, yang banyak membantu penulis dalam menyelesaikan proposal tugas akhir ini.
7. Bapak Nasrul ZA., ST.,MT selaku Dosen Pembimbing Pendamping, yang banyak membantu penulis dalam menyelesaikan proposal tugas akhir ini.
8. Ibu Dr. Sulhatun, S.T., M.T selaku Dosen Penguji Utama, yang telah memberikan arahan dan bimbingan kepada kami.

9. Bapak Dr. Suryati., ST.,MT selaku Dosen Penguji Pendamping, yang telah memberikan arahan dan ilmu kepada kami.
10. Orang tua yang selalu ada dan selalu memberikan doa dan dukungan.
11. Dan semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu oleh penulis.

Akhirnya kepada Tuhan Yang Maha Esa juga penulis menyerah diri, karena tiada satupun yang dapat terjadi jika tidak ada kehendak-Nya. Semoga bantuan dan kebaikan semua pihak menjadi catatan Tuhan Yang Maha Esa sebagai amal ibadah.

Lhokseumawe, Januari 2024

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>ABSTRAK .....</b>	<b>i</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>ii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>iv</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	2
1.3 Tujuan Perancangan .....	3
1.4 Manfaat Perancangan .....	3
1.5 Batasan Masalah.....	3
1.6 Kapasitas Perancangan pabrik.....	3
1.6.1 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida di Dunia.....	4
1.6.2 Data Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia .....	5
1.6.3 Ketersediaan Bahan Baku .....	8
1.7 Pemilihan Proses .....	8
1.7.1 Proses Klorohidrin ( <i>Wurst</i> ).....	8
1.7.2 Proses Direct Oxidation .....	10
1.8 Perbandingan Proses.....	14
1.9 Uraian Proses.....	15
1.9.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	15
1.9.2 Tahap Reaksi.....	16
1.9.3 Pemurnian dan Penyimpanan Produk .....	16
1.10 Tinjauan Termodinamika .....	17
1.11 Analisa Ekonomi Awal .....	19
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....</b>	<b>21</b>
2.1 Sejarah Etilen Oksida .....	21
2.1.1 Proses <i>Wurts</i> .....	23
2.1.2 Proses Oksidasi secara langsung.....	24
2.2 Kegunaan Etilen Oksida.....	27
2.3 Sifat Kimia Bahan Baku.....	28
2.3.1 Etilen .....	28

2.3.2	Oksigen .....	29
2.4	Spesifikasi Bahan Baku .....	30
2.4.1	Spesifikasi Etilen.....	30
2.4.2	Spesifikasi Oksigen.....	31
2.4.3	Spesifikasi Katalis Perak (Ag) .....	32
2.5	Spesifikasi Produk .....	32
2.5.1	Spesifikasi Etilen Oksida .....	32
2.6	Pemilihan Lokasi Pabrik .....	33
<b>BAB III NERACA MASSA.....</b>		<b>37</b>
3.1	Reaktor Plug Flow (R-201) .....	38
3.2	Absorber (Abs-301).....	39
3.3	Distilasi (MD-301) .....	40
<b>BAB IV NERACA ENERGI .....</b>		<b>42</b>
4.1	Hasil Perhitungan Neraca Energi .....	43
4.1.1	Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-101) .....	43
4.1.2	Perhitungan Neraca Energi <i>Vaporizer</i> (VP-101) .....	44
4.1.3	Perhitungan Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	45
4.1.4	Perhitungan Neraca Energi <i>Heater</i> (E-102).....	45
4.1.5	Perhitungan Neraca Energi Kompresor (K-101) .....	46
4.1.6	Perhitungan Neraca Energi Kompresor (K-102) .....	46
4.1.7	Reaktor (PFR-201) .....	47
4.1.8	Perhitungan Neraca Energi Expander-201 (Exp-201) .....	48
4.1.9	Menara Absorber (MA-301) .....	48
4.1.10	Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-301) .....	49
4.1.11	Distilasi (MD-301) .....	49
4.1.12	Kompresor (K-301) .....	50
4.1.13	Perhitungan Neraca Energi Expander-301 (Exp-301) .....	51
4.1.14	Cooler (C-101) .....	51
<b>BAB V SPESIFIKASI PERALATAN PROSES .....</b>		<b>53</b>
5.1	Tangki Penyimpanan Produk Etilen Oksida (T-401) .....	53
5.2	Kompresor (K-101).....	54
5.3	Kompresor (K-102).....	54
5.4	Kompresor (K-301).....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
5.5	Pompa (P-101).....	55

5.6	Pompa (P-301) .....	55
5.7	Vaporizer (Vap-101) .....	55
5.8	Heater (E-101) .....	56
5.9	Heater (E-102) .....	57
5.10	Heat Exchanger (HE-101) .....	57
<b>BAB VI TUGAS KHUSUS.....</b>		<b>59</b>
6.1	Reaktor Fixed Bed Multitube (R-201) (M.Irvan M. Lubis/190140087) .....	59
6.1.1	Prinsip Kerja Alat.....	59
6.1.2	Pemilihan Jenis Reaktor.....	60
6.2	Menara Absorber ( MA-301) (Ayu Lidya Panjaitan/NIM: 190140102) .....	64
6.2.1	Proses absorpsi .....	65
6.2.2	Jenis-Jenis Absorpsi .....	66
6.2.3	Absorber .....	66
6.2.4	Jenis-Jenis Absorber.....	67
6.3	Menentukan Jenis Absorber .....	68
6.3.1	Absorber Packed Tower berdasarkan jenis Packing .....	69
6.4	Penentuan Packed Tower .....	70
6.5	Penentuan Bahan Kontruksi .....	70
6.5.1	Perancangan Absorber Packed Tower Distilasi .....	71
<b>BAB VII UNIT UTILITAS .....</b>		<b>73</b>
7.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water system</i> ).....	73
7.1.1	Kebutuhan Air Proses .....	73
7.1.2	Kebutuhan Air Domestik .....	75
7.2	Kebutuhan Uap Air ( <i>Steam</i> ) .....	79
7.3	Unit Pengadaan Udara Tekan.....	79
7.4	Kebutuhan Listrik.....	79
7.5	Kebutuhan Bahan Bakar.....	82
7.6	Unit Pengolahan Limbah.....	83
7.7	Laboratorium .....	84
<b>BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....</b>		<b>86</b>
8.1	Tinjauan Umum.....	86
8.2	Lokasi Pabrik.....	86
8.2.1	Faktor Utama.....	87
8.2.2	Faktor Khusus .....	89

8.3	Tata Letak Pabrik .....	90
<b>BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN.....</b>		<b>94</b>
9.1	Definisi Organisasi .....	94
9.2	Bentuk Perusahaan .....	94
9.2.1	Pemilihan Bentuk Perusahaan .....	96
9.3	Struktur Organisasi Perusahaan.....	97
9.3.1	Pengertian Struktur Organisasi .....	97
9.3.2	Bentuk-bentuk Struktur Organisasi Perusahaan.....	97
9.3.3	Pemilihan Bentuk Organisasi.....	102
9.4	Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab .....	103
9.4.1	Pemegang Saham .....	103
9.4.2	Dewan Komisaris .....	104
9.4.3	Dewan Direksi.....	104
9.4.4	Staff Ahli.....	107
9.4.5	Sekretaris.....	107
9.5	Sistem Kerja .....	108
9.5.1	Karyawan <i>Non-Shift</i> .....	108
9.5.2	Karyawan <i>Shift</i> .....	109
9.6	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	110
9.7	Kesejahteraan Masyarakat.....	111
9.8	Pengaturan Gaji Karyawan.....	111
9.9	Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja .....	113
<b>BAB X INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....</b>		<b>116</b>
10.1	Instrumentasi .....	116
10.2	Sistem Kontrol .....	118
10.2.1	Tujuan Sistem Pengontrolan .....	118
10.3	Instrumentasi Alat pada Pabrik Etilen Oksida.....	119
10.4	Keselamatan Kerja .....	120
10.4.1	Keselamatan Kerja Pada Pabrik Etilen Oksida .....	121
10.5	Potensi Bahaya di Pabrik Etilen Oksida.....	124
<b>BAB XI ANALISA EKONOMI.....</b>		<b>125</b>
11.1	Modal yang Ditanamkan ( <i>Capital Investment</i> ) .....	125
11.2	Biaya Produksi ( <i>Production Cost</i> ) .....	125
11.3	Analisa Keuntungan dan Kerugian.....	126



11.3.1	Laba Kotor dan Laba Bersih .....	126
11.3.2	Internal Rate Of Return (IRR).....	126
11.3.3	Pay Out Time (POT) .....	127
11.3.4	Break Event Point (BEP).....	127
11.4	Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi .....	127
<b>BAB XII PENUTUP.....</b>		<b>128</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>130</b>
<b>LAMPIRAN A NERACA MASSA.....</b>		<b>LA-1</b>
<b>LAMPIRAN B NERACA ENERGI .....</b>		<b>LB-1</b>
<b>LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>		<b>LC-1</b>
<b>LAMPIRAN D PERHITUNGAN TUGAS KHUSUS.....</b>		<b>LD-1</b>
<b>LAMPIRAN E PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS .....</b>		<b>LE-1</b>
<b>LAMPIRAN F PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI .....</b>		<b>LF-1</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Grafik Data Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia .....	6
<b>Gambar 1.2</b> <i>Flowsheet</i> dasar Pembuatan Etilen Oksida Melalui Proses Oksidasi Langsung dengan Oksigen .....	11
<b>Gambar 1.3</b> <i>Flowsheet</i> dasar Pembuatan Etilen Oksida melalui proses Oksidasi langsung dengan Udara .....	13
<b>Gambar 2.1</b> Struktur Kimia dari Etilen Oksida .....	21
<b>Gambar 2.2</b> <i>Flowsheet</i> dasar Pembuatan Etilen Oksida melalui proses Oksidasi langsung dengan Oksigen .....	25
<b>Gambar 2.3</b> <i>Flowsheet</i> dasar Pembuatan Etilen Oksida melalui proses Oksidasi langsung dengan Udara .....	26
<b>Gambar 2.4</b> Peta Pendirian Pabrik di Wilayah Krakatau Industrial Estate Cilegon .....	36
<b>Gambar 3.1</b> <i>Plug Flow Reactor</i> .....	38
<b>Gambar 3.2</b> <i>Absorber Coloumb</i> (MA-301) .....	39
<b>Gambar 3.3</b> Menara Distilasi (D-301) .....	41
<b>Gambar 4.1</b> Pompa (P-101) .....	44
<b>Gambar 4.2</b> <i>Vaporizer</i> (VP-101) .....	44
<b>Gambar 4.3</b> <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) .....	45
<b>Gambar 4.4</b> <i>Heater</i> (E-102) .....	45
<b>Gambar 4.5</b> Kompresor (K-101) .....	46
<b>Gambar 4.6</b> Kompresor (K-102) .....	46
<b>Gambar 4.7</b> Reaktor (R-201) .....	47
<b>Gambar 4.8</b> Expander (Exp-201) .....	48
<b>Gambar 4.9</b> Menara <i>Absorber</i> (MA-301) .....	48
<b>Gambar 4.10</b> Pompa (P-301) .....	49
<b>Gambar 4.11</b> Menara Distilasi (MD-301) .....	50
<b>Gambar 4.12</b> Kompresor (K-301) .....	50
<b>Gambar 4.13</b> Expander-301 .....	51
<b>Gambar 4.14</b> <i>Cooler</i> (C-101) .....	51

<b>Gambar 6.1</b> <i>Packed Tower</i> .....	67
<b>Gambar 6.2</b> Spray Tower.....	67
<b>Gambar 6.3</b> Bubble Column.....	68
<b>Gambar 6.4</b> Packed Tower .....	71
<b>Gambar 8.1</b> Peta Lokasi Pendirian Pabrik (Google Maps, 2023) .....	87
<b>Gambar 8.2</b> <i>Layout</i> Pabrik Etilen Oksida.....	93
<b>Gambar 9.1</b> Struktur Organisasi .....	108

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b> Data Produksi Etilen Oksida Beserta Kapasitas di Dunia.....	4
<b>Tabel 1.2</b> Kebutuhan Impor Etilen Oksida Dalam Negeri .....	5
<b>Tabel 1.3</b> Data Ekstrapolasi Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia .....	7
<b>Tabel 1.4</b> Kelebihan dan Kekurangan Proses <i>Wurst</i> .....	9
<b>Tabel 1.5</b> Kelebihan dan Kekurangan Proses Oksidasi Langsung dengan Oksigen .....	11
<b>Tabel 1.6</b> Kelebihan dan Kekurangan Proses Oksidasi Langsung dengan Udara	13
<b>Tabel 1.7</b> Perbandingan Proses Pembuatan Etilen Oksida.....	14
<b>Tabel 1.8</b> Harga $\Delta H^{\circ}_f$ masing-masing komponen untuk reaksi I.....	17
<b>Tabel 1.9</b> Harga Bahan Baku dan Produk .....	19
<b>Tabel 2.1</b> Sifat-sifat Fisik Etilen Oksida .....	22
<b>Tabel 2.2</b> Spesifikasi Bahan Baku Etilen .....	30
<b>Tabel 2.3</b> Spesifikasi Bahan Baku Oksigen .....	31
<b>Tabel 2.4</b> Spesifikasi Katalis Perak (Ag) .....	32
<b>Tabel 2.5</b> Spesifikasi Etilen Oksida Sebagai Produk Utama.....	32
<b>Tabel 3.1</b> Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	38
<b>Tabel 3.2</b> Neraca Massa Total Reaktor (R-201).....	39
<b>Tabel 3.3</b> Neraca Massa Total Menara Absorber (MA-301) .....	40
<b>Tabel 3.4</b> Neraca Massa Total Menara Distilasi (MD-301).....	41
<b>Tabel 4.1</b> Hasil Perhitungan Energi Total Pompa (P-101).....	44
<b>Tabel 4.2</b> Neraca Energi Total pada <i>Vaporizer</i> (VP-101).....	44
<b>Tabel 4.3</b> Neraca Energi Total pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	45
<b>Tabel 4.4</b> Neraca Energi Total pada <i>Heater</i> (E-102) .....	46
<b>Tabel 4.5</b> Neraca Energi Total pada Kompresor (K-101).....	46
<b>Tabel 4.6</b> Neraca Energi Total pada Kompresor (K-102).....	47
<b>Tabel 4.7</b> Neraca Energi Total pada Reaktor (PFR-201) .....	47
<b>Tabel 4.8</b> Neraca Energi Total pada Expander (Exp-201) .....	48
<b>Tabel 4.9</b> Neraca Energi Total pada Menara Absorber (MA-301) .....	49
<b>Tabel 4.10</b> Neraca Energi Total pada Pompa (P-301).....	49

<b>Tabel 4.11</b> Neraca Energi Total pada Distilasi (MD-301) .....	50
<b>Tabel 4.12</b> Neraca Energi Total pada Kompresor (K-301).....	51
<b>Tabel 4.13</b> Neraca Energi Total pada Expander (K-301).....	51
<b>Tabel 4.14</b> Neraca Energi Total pada <i>Cooler</i> (C-101) .....	52
<b>Tabel 6.1</b> Spesifikasi Pada Reaktor .....	61
<b>Tabel 6.2</b> Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Methanol.....	71
<b>Tabel 7.1</b> Kebutuhan Air Pendingin.....	73
<b>Tabel 7.2</b> Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> .....	74
<b>Tabel 7.3</b> Kebutuhan Air Pabrik.....	76
<b>Tabel 7.4</b> Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas .....	79
<b>Tabel 7.5</b> Kebutuhan listrik Untuk Penerangan .....	81
<b>Tabel 7.6</b> Total Kebutuhan Listrik Pabrik.....	82
<b>Tabel 8.1</b> Perincian Penggunaan Lahan .....	92
<b>Tabel 9.1</b> Pembagian Kerja <i>Shift</i> Tiap Regu .....	109
<b>Tabel 9.2</b> Daftar Perincian Gaji Karyawan .....	112
<b>Tabel 9.3</b> Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan .....	114

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Dalam perkembangan industri khususnya industri yang mengolah bahan mentah menjadi bahan mentah maupun bahan jadi di Indonesia ini terus mengalami peningkatan. Hal ini diharapkan dapat bersaing dengan negara maju lainnya. Di Indonesia saat ini, kawasan industri kimia banyak mengalami pertumbuhan yang signifikan dengan banyak berdirinya pembangunan perusahaan atau pabrik-pabrik kimia. Akan tetapi hal dalam kebutuhan impor produk atau bahan baku dari luar negeri masih terlalu besar dibandingkan dengan ekspor produksi kebutuhan dalam negeri. Untuk itu, maka industri kimia saat ini harus dikembangkan lebih agar tidak selalu bergantung pada negara lain.

Jika bahan baku dan bahan penunjang ini bisa dihasilkan di dalam negeri, hal ini tentunya akan menghemat pengeluaran devisa, meningkatkan ekspor, mengembangkan penguasaan teknologi dan membuka lapangan pekerjaan. Dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat merangsang berdirinya pabrik lain yang menggunakan produk pabrik tersebut. Selain itu dapat memberikan manfaat lain yaitu membuka kesempatan lapangan pekerjaan, dalam usaha mengurangi jumlah pengangguran dan kemiskinan, karena dalam mendirikan pabrik diperlukan tenaga ahli terdidik, dan meningkatkan pendapatan daerah setempat.

Etilen oksida merupakan senyawa organik golongan eter dengan rumus molekul  $C_2H_4O$  yang merupakan hasil oksidasi langsung antara etilen dan udara dengan bantuan katalis perak. Bahan kimia yang juga dikenal sebagai *oxirane* ini berwujud gas tidak berwarna, terkondensasi pada suhu  $10^{\circ}C$ , mudah terbakar pada suhu ruangan dan berbau manis. Etilen oksida ini banyak dimanfaatkan dalam industri kimia dan farmasi. Secara langsung etilen oksida digunakan sebagai bahan desinfektan yang efektif dan banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga. Bidang kedokteran biasa memanfaatkan etilen oksida untuk sterilisasi peralatan bedah, plastik dan alat-alat lain yang tidak tahan panas yang tidak dapat di sterilkan dengan uap. Dalam bidang industri, penggunaan etilen oksida juga

cukup luas. Selain digunakan sebagai bahan baku pembuatan etilen glikol, etilen oksida juga digunakan sebagai bahan insektisida, bahan *intermediet* pembuatan etanol *amine*, glikol eter dan polietilen oksida (Kirk-Othmer, 2007).

Proses pembuatan etilen oksida  $C_2H_4O$  ada dua macam yaitu proses *Wurst* (Klorohidrin) dan proses oksidasi langsung dimana proses klorohidrin ini sudah tidak dioperasikan lagi secara komersial. Karena proses klorohidrin lebih mahal tiga sampai empat kali dari pada proses oksidasi langsung. Kemudian proses oksidasi langsung adalah reaksi fase gas antara etilen dan oksigen atau udara dengan katalisator perak pada suhu  $220-300^{\circ}C$  dan tekanan 10-30 bar. Proses oksidasi langsung ini menghasilkan *by-product*, selain air dan karbon dioksida, dalam jumlah yang sedikit berbeda dengan proses klorohidrin masalahnya terdapat pada pengolahan limbah dimana cukup banyak mengandung *calcium chloride* dan sejumlah hidrokarbon terklorinasi dan glikol.

Bahan baku utama pembuatan etilen oksida adalah etilen, dengan beroperasinya pabrik etilen Chandra Asri di Merak dengan kapasitas produksi 900.000 ton/tahun maka kebutuhan etilen akan mudah diperoleh dan lebih murah karena melalui jaringan pemipaan. Keuntungan dengan didirikannya pabrik etilen oksida juga memacu pertumbuhan industri hilir, dapat bermanfaat untuk memenuhi kebutuhan etilen oksida didalam negeri, dapat mengurangi ketergantungan impor terhadap negara lain, dapat menghemat devisa negara, dapat menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat dan dapat menunjang pemerataan pembangunan. Dari banyaknya pertimbangan dan didapatkan banyak keuntungan pendirian pabrik etilen oksida di Indonesia merupakan hal yang tepat, maka dari itu diperlukan suatu perencanaan pendirian pabrik etilen oksida untuk dapat memaparkan bagaimana merancang suatu pabrik etilen oksida dari bahan baku etilen dan udara

## 1.2 Rumusan Masalah

Etilen oksida secara umum digunakan sebagai bahan pensteril yang baik, selain itu juga digunakan sebagai pestisida. Di dunia kedokteran, etilen oksida di kenal sebagai bahan pensteril peralatan bedah dirumah sakit. Selain sebagai

penggunaan langsung, etilen oksida merupakan bahan baku pembuatan monoetilen glikol, dietilen glikol, trietilen glikol, polietilen glikol, polietilen oksida, dan etilen glikol eter. Oleh karena itu diperlukan suatu perencanaan pendirian pabrik etilen oksida, sehingga dapat memaparkan bagaimana merancang suatu pabrik etilen oksida dari bahan etilen dan udara.

### **1.3 Tujuan Perancangan**

Tujuan perancangan pabrik pembuatan etilen oksida ini adalah menerapkan ilmu disiplin teknik kimia khususnya dibidang rancang, proses, dan operasi teknik kimia sehingga akan memberikan gambaran kelayakan prarancangan pendirian suatu pabrik etilen oksida dari etilen dan oksigen dengan proses oksidasi langsung.

### **1.4 Manfaat Perancangan**

Manfaat yang mungkin dicapai adalah dapat menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat dan dapat menunjang pemerataan pembangunan serta dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat. Dapat memenuhi kebutuhan permintaan etilen oksida didalam negeri, sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor terhadap negara lain dan dapat menghemat devisa negara. Disamping itu juga untuk memanfaatkan sumber daya alam dan memberikan nilai ekonomis pada bahan baku agar menjadi produk yang lebih bermanfaat.

### **1.5 Batasan Masalah**

Batasan masalah dalam penyusunan dan penyelesaian tugas pra rancangan pabrik etilen oksida adalah hanya pada neraca massa, neraca energi, pembuatan *flow diagram hysys* dan *P&ID*, spesifikasi peralatan, unit utilitas, dan analisis kelangsungan ekonomi.

### **1.6 Kapasitas Perancangan pabrik**

Kapasitas pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan mempengaruhi perhitungan produksi dan ekonomis. Semakin



besar kapasitas pabrik kemungkinan keuntungan yang diperoleh akan semakin besar, tetapi dalam penentuan kapasitas perlu juga dipertimbangkan faktor lainnya. Hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan kapasitas pabrik yaitu data kebutuhan etilen oksida di Indonesia hingga dunia.

### 1.6.1 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida di Dunia

Data-data kapasitas pabrik yang telah beroperasi penghasil etilen oksida di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.1

**Tabel 1.1** Data Produksi Etilen Oksida Beserta Kapasitas di Dunia

No.	Negara	Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	Amerika Serikat	UCC&P	1.052.000
		Shell	1.323.000
		Scientific Design	807.000
2.	Kanada	UCC&P	290.000
		Shell	185.000
3.	Meksiko	Scientific Design	303.000
4.	Brazil	Scientific Design	149.000
5.	Belgium	UCC&P	120.000
6.	Perancis	Shell	170.000
7.	Jerman	Shell	745.000
		Scientific Design	90.000
8.	Italia	UCC&P	60.000
9.	Belanda	Shell	190.000
		UCC&P	150.000
10.	Inggris	Shell	230.000
11.	Swedia	Scientific Design	40.000
12.	Spanyol	Shell	100.000
13.	Bulgaria	Scientific Design	85.000
14.	Republik Ceko	Shell	55.000
15.	Polandia	Shell	80.000
16.	Roma	Scientific Design	70.000
17.	Rusia	Scientific Design	380.000
18.	Jepang	Shell	449.000
		Scientific Design	100.000
		Dow Chemical	210.000
19.	Republik Rakyat Cina	Scientific Design	325.000
		Dow Chemical	60.000
20.	Taiwan	UCC&P	125.000

		Shell	35.000
		Scientific Design	30.000
21.	India	UCC&P	45.000
		Shell	91.000
		Scientific Design	42.000
22.	Korea Utara	Dow Chemical	10.000
23.	Korea Selatan	Shell	180.000
		Scientific Design	160.000
24.	Australia	Scientific Design	30.000
25.	Singapura	Shell	80.000
26.	Turki	Shell	50.000
27.	Arab Saudi	Shell	360.000
		Scientific Design	270.000

(Sumber : *Independent Chemical Information Service Plants and Projects Database* ; Mc. Ketta,1976)

Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan dan kapasitas pabrik baru yang menguntungkan. Di Indonesia pabrik Etilen Oksida hanya ada satu yaitu PT Prima Ethycolindo dengan kapasitas terpasang 80.000 Ton/Tahun.

### 1.6.2 Data Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia

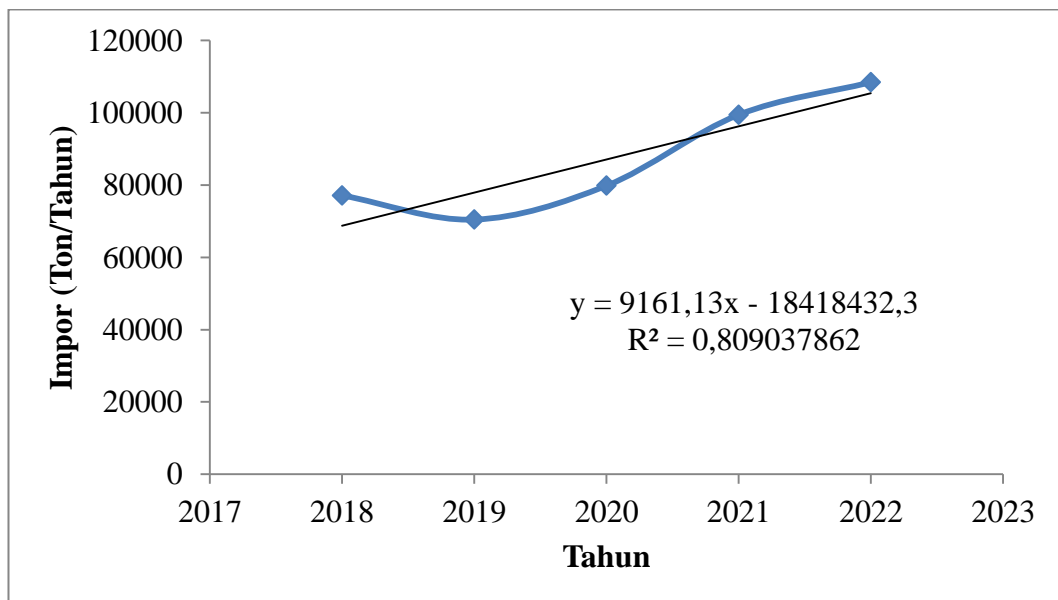
Pendirian pabrik dengan kapasitas tertentu antara lain bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, membantu perkembangan industri lain yang menggunakan produk tersebut. Kebutuhan impor etilen oksida pada tahun 2018-2020 dapat dilihat pada Tabel 1.2

**Tabel 1.2** Kebutuhan Impor Etilen Oksida Dalam Negeri

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2018	77.125,1
2019	70.440,7
2020	79.815,9
2021	99.437,4
2022	108.432,4

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2018 - 2022)

Dari data kebutuhan etilen oksida dari tahun 2018 sampai 2022 terus meningkat, untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor, serta diharapkan Indonesia menjadi negara pengekspor etilen oksida khususnya untuk wilayah Asia, ditargetkan dapat memenuhi kebutuhan etilen oksida khususnya wilayah ASEAN, maka perlu didirikan pabrik etilen oksida agar meningkatkan etilen oksida pada tahun-tahun yang akan mendatang. Berdasarkan data tersebut maka dapat dilihat kebutuhan etilen oksida pada tahun 2028 dengan cara ekstrapolasi data. Hasil ekstrapolasi kebutuhan etilen oksida di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1



**Gambar 1.1** Grafik Data Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia

Berdasarkan grafik kebutuhan Etilen Oksida ( $C_2H_4O$ ) di Indonesia didapatkan persamaan garis lurus  $y = 9161,13x - 18418432,2$  dengan  $x$  sebagai fungsi tahun dan nilai  $R^2 = 0,81$ . Hal ini dilakukan agar perhitungan kapasitas produksi Etilen Oksida dapat menguntungkan.

$$y = 9161,13x - 18418432,2$$

$$y = 9161,13(2028) - 18418432,2$$

$$y = 160.339,34$$

Sehingga prediksi nilai kebutuhan Etilen Oksida ( $y$ ) pada tahun tersebut sebanyak 160.339,34 ton/tahun melalui pertimbangan sebagai berikut:

- a. Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada diatas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan dan kapasitas pabrik baru yang menguntungkan (Mc. Ketta,1976).
- b. Kapasitas produksi pabrik etilen oksida yang sudah beroperasi di dunia berkisar 10.000 ton/tahun sampai 1.052.000 ton/tahun.
- c. Total kebutuhan dalam negeri pada saat pabrik beroperasi tahun 2028 adalah sebesar 150.000 ton/tahun dan kemungkinan akan terus meningkat.

**Tabel 1.3** Data Ekstrapolasi Kebutuhan Etilen Oksida di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Konsumsi (Ton/Tahun)</b>
2023	114.533,69
2024	123.694,82
2025	132.855,95
2026	142.017,08
2027	151.178,21
2028	160.339,34

(Sumber : Microsoft Excel 2023)

Berdasarkan data konsumsi etilen oksida pada Tabel 1.3 maka pabrik direncanakan akan beroperasi pada tahun 2028 dengan kapasitas 150.000 ton/tahun. Kapasitas perancangan pabrik etilen oksida ini ditetapkan sebesar itu dengan harapan:

1. Dapat memenuhi kebutuhan etilen oksida dalam negeri yang terus meningkat setiap tahun.
2. Dapat memberikan kesempatan bagi berdirinya industri-industri lain yang menggunakan etilen oksida sebagai bahan baku, dan dampak positif dari berkembangnya industri baru tersebut adalah dapat menyerap banyak tenaga kerja dan mengurangi angka pengangguran di Indonesia.
3. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena berkurangnya impor etilen oksida serta mengurangi ketergantungan pada negara lain.

### 1.6.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat di prioritaskan. Bahan baku utama pembuatan etilen oksida yaitu etilen yang diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center yang memiliki kapasitas produksi 900.000 dan konsentrasi sebesar 99,95% dalam fase gas. Katalis perak (Ag) didapatkan dari Linyi Peace Precious Metal Catalyst Co.,Ltd.,Cina. Mengingat ketersediaan bahan baku yang melimpah dan kebutuhan akan etilen oksida yang sangat besar, maka dapat dipertimbangkan lebih lanjut untuk mendirikan pabrik tersebut.

Pemilihan bahan baku merupakan hal yang penting dalam produksi etilen oksida, karena kemurnian produk yang dihasilkan dan desain pabrik tergantung dari kualitas bahan bakunya. Bahan baku yang digunakan adalah etilen dan oksigen. Beberapa hal yang mendasari pemilihan bahan baku tersebut adalah :

1. Bahan baku yang relatif lebih murah.
2. Bahan baku yang mudah didapat karena telah diproduksi di Indonesia.
3. Bahan baku tersedia cukup banyak sehingga kelangsungan pabrik serta kontinuitasnya dapat terjamin.

## 1.7 Pemilihan Proses

Pada dasarnya proses pembuatan etilen oksida yang beragam memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing. Adapun beberapa proses pembuatan etilen oksida secara komersial yang dikembangkan adalah :

### 1.7.1 Proses Klorohidrin (*Wurst*)

Proses ini dikenal juga dengan proses klorohidrin yang merupakan proses pertama pembuatan etilen oksida dan saat ini sudah tidak dioperasikan lagi secara komersial dikarenakan biaya investasi awal yang terlalu mahal. Proses ini terdiri dari dua reaksi utama yaitu reaksi pembentukan etilen klorohidrin dari asam hipoklorat dan etilen serta reaksi pembentukan etilen oksida dari etilen klorohidrin dan basa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Reaksinya adalah:



(Kirk-Othmer, 1990)

Proses klorohidrin ini dilakukan dalam *packed towers* pada suhu 27-34°C dan tekanan 2-3 atm dengan yield 45-85%. Untuk menghindari pembentukan produk samping (etilen diklorida, *dichlorodiethyle ether* dan lain-lain) konsentrasi klorohidrin dalam larutan reaksi klorohidrin dipertahankan di bawah 7 wt% (Kirk-Othmer, 1990).

Tahap kedua dari proses, dehidroklorinasi, dilakukan dengan menambah 10% *slurry* Ca(OH)<sub>2</sub> pada larutan klorohidrin yang keluar dari dasar reaktor pertama. Campuran tersebut kemudian dipanaskan sampai 100°C pada *hydrolyzer*, sebuah *vessel* berbentuk silinder dengan kondenser parsial yang beroperasi pada tekanan atmosferis. Reaksi klorohidrin dengan Ca(OH)<sub>2</sub> menghasilkan etilen oksida dengan sedikit produk samping dan juga air. *Yield* yang dihasilkan pada kondisi yang optimal secara teoritis adalah 95%. Aliran uap dari *hydrolyzier* dilewatkan melalui pendingin dan dikondensasi secara parsial kemudian diumpukan ke bagian fraksinasi (Mc Ketta, 1984). Proses klorohidrin lebih mahal 3-4 kali daripada proses oksidasi langsung. Kelemahan lain dari proses klorohidrin adalah masalah pengolahan limbah dimana cukup banyak mengandung calcium chloride dan sejumlah hidrokarbon terklorinasi dan glikol. Berikut ini kelebihan dan kekurangan Proses Klorohidrin *Wurst* dapat dilihat pada Tabel 1.4

**Tabel 1.4** Kelebihan dan Kekurangan Proses *Wurst*

Kelebihan	Kekurangan
1. Selektivitas proses berkisar 45-95% 2. Suhu dan tekanan operasi reaksi berkisar 27°C - 43°C dan 2 – 3 bar	1. Biaya produksi lebih mahal 2. Perlu <i>treatment</i> limbah cukup banyak 3. Terdapat produk samping yang mengandung klor 4. Dibutuhkan peralatan tahan korosi yang harganya sangat mahal 5. Memerlukan rangkaian alat yang cukup banyak

### 1.7.2 Proses Direct Oxidation

Proses pembentukan etilen oksida dengan oksidasi langsung ditemukan oleh *Lefort* pada tahun 1931 dan dikomersialkan pertama kali pada tahun 1937. Oleh karena faktor ekonomi, proses ini mulai menggantikan proses klorohidrin pada tahun 1950.

Prinsip dari proses oksidasi langsung ini adalah reaksi oksidasi fase gas antara etilen dan oksigen atau udara dengan katalisator perak pada suhu 220-300°C dan tekanan 10-30 bar. Berbeda dengan proses klorohidrin, proses oksidasi langsung ini menghasilkan *by product*. Reaksi pembentukan etilen oksida dengan oksidasi secara langsung, antara lain (Hanna Perzon, 2015):



(Kirk-Othmer, 1990)

Pada Proses oksidasi langsung ini diperlukan adanya inhibitor berupa *ethyle chloride* (2,5-3,0 ppm) atau *vinyl chloride* (4-6 ppm) untuk mencegah terjadinya reaksi oksidasi total dan meningkatkan selektivitas etilen oksida.

#### 1. Oksidasi Langsung dengan Oksigen

Pada proses oksidasi langsung dengan oksigen ini, dibutuhkan oksigen dengan kemurnian yang tinggi (>95%). Selektifitas etilen oksida dan konversi yang dihasilkan adalah 75-99% (Kirk-Othmer, 1992).

Dalam proses ini terjadi reaksi utama yaitu pembentukan etilen oksida



Reaksi dijalankan dalam reaktor *fixed bed multi Tube* dengan kondisi tekanan 10-20 bar dan suhu 220-277 °C dengan menggunakan katalis perak. *Selectivity* etilen menjadi etilen oksida yang dihasilkan berkisar 75-82%. Meskipun reaksi fundamental dan hasil akhirnya sama, ada perbedaan substansial dalam detail antara proses berbasis udara dan oksigen. Hampir semua perbedaan muncul dari perubahan zat pengoksidasi dari udara. Karena konversi per lintasan yang rendah, kebutuhan untuk menghilangkan etilen oksida secara menyeluruh melalui absorpsi. Sebagai konsekuensi langsung dari aliran pembersihan ini,





katalis 4. Limbah gas yang dihasilkan sedikit 5. Jumlah gas inert dalam siklus relatif rendah	kehilangan dari bahan baku etilen akan lebih besar
---	--

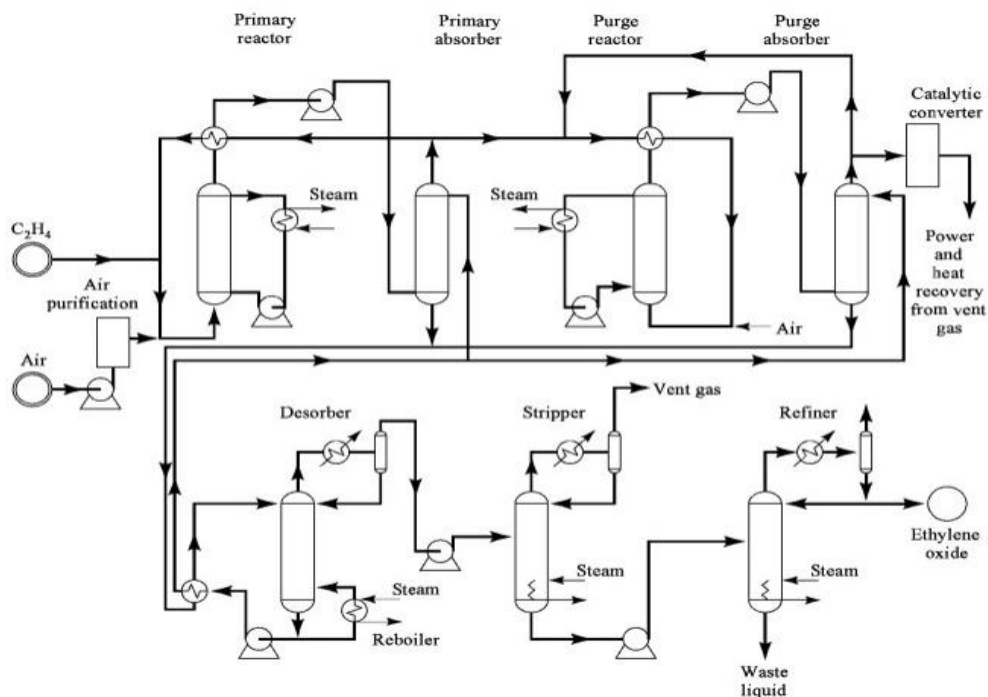
## 2. Oksidasi Langsung dengan Udara

Pada proses oksidasi langsung dengan udara, komponen nitrogen menjadi komponen dominan pada reaksi campuran gas. Nitrogen merupakan gas inert yang dapat mengurangi eksplosivitas dan juga berfungsi sebagai pendingin selama reaksi (Mc Ketta, 1984). Pembuatan etilen oksida melalui proses ini dengan menggunakan udara bertekanan tinggi yang kemudian dimurnikan guna menghilangkan pengotornya, kemudian dicampurkan dengan etilen dan aliran gas *recycle*. Gas yang telah bercampur lalu diumpankan ke dalam reaktor yang di dalamnya terdapat katalis, agar terjadi reaksi oksidasi menjadi etilen oksida, karbon dioksida, dan air. Untuk memperlambat terbentuknya karbon dioksida, maka ditambahkan inhibitor berupa halida organik seperti etilen diklorida.

Reaksi berlangsung pada temperatur 250-350°C dan tekanannya berkisar antara 20-30 bar dengan katalis perak. *Selectivity* yang dihasilkan berkisar 20-65% lebih rendah dibandingkan dengan oksidasi langsung etilen dengan menggunakan oksigen. Konversi etilen per lintasan dalam reaktor primer dijaga pada 20% -30% untuk memastikan selektivitas katalis 70-80% (Kirk-Othmer,1992).

Proses ini memerlukan volume reaktor yang lebih besar dibanding proses menggunakan oksigen dan untuk mencegah akumulasi nitrogen dalam reaktor dibutuhkan *purging* pada reaktor sehingga membutuhkan biaya investasi yang lebih besar dan proses pengendalian yang lebih cermat. Selain itu pada proses oksidasi menggunakan udara membutuhkan lebih banyak katalis yang digunakan, reaktor yang digunakan lebih banyak (untuk mendapatkan selektivitas yang tinggi), membutuhkan *multi-stage compressors* serta membutuhkan unit pengolahan gas buang yang lebih rumit.

Aliran proses yang keluar dari reaktor dapat mengandung 1-3 mol% etilen oksida. Gas efluen panas ini kemudian didinginkan pada *shell-and-tube heat exchanger* hingga sekitar 35-40°C dengan menggunakan gas aliran umpan reaktor *recycle* dingin dari penyerap primer. Gas produk kotor yang didinginkan dikompresi dalam blower sentrifugal sebelum memasuki penyerap utama. Langkah penting kedua dari proses ini adalah perolehan kembali etilen oksida dari gas produk kotor (Kirk-Othmer, 1992).



**Gambar 1.3** Flowsheet dasar Pembuatan Etilen Oksida melalui proses Oksidasi langsung dengan Udara

Kelebihan dan kekurangan pada proses oksidasi langsung dengan udara dapat dilihat pada Tabel 1.6

**Tabel 1.6** Kelebihan dan Kekurangan Proses Oksidasi Langsung dengan Udara

Kelebihan	Kekurangan
1. Udara mudah didapat 2. Selektivitas dan konversi proses ini cukup tinggi berkisar 63-75 mol%	1. Memerlukan katalis yang lebih banyak, reaktor lebih banyak (2-3 reaktor seri), <i>air purification</i> ,

<p>dan 20-65%</p> <p>3. Tidak diperlukan <i>air fractionation plant</i></p> <p>4. N<sub>2</sub> pada udara merupakan <i>diluent</i> sebagai pendingin/penyerap panas selama reaksi</p>	<p><i>multi-stage compressor, dan vent gas treating.</i></p>
--	--

### 1.8 Perbandingan Proses

Untuk mengetahui beberapa perbandingan pada setiap proses tersebut, dapat dilihat pada Tabel 1.7

**Tabel 1.7** Perbandingan Proses Pembuatan Etilen Oksida

	<b>Proses Klorohidrin (<i>wurst</i>)</b>	<b>Proses Oksidasi Udara</b>	<b>Proses Oksidasi Oksigen</b>
Bahan Baku	Etilen klorohidrin dari asam hipoklorat dan etilen	Etilen, oksigen dan nitrogen	Etilen dan Oksigen (satu reaksi)
Tekanan	2-3 bar	20 – 30 bar	10 – 20 bar
Temperatur	27-43°C	250 – 350°C	220 – 277°C
Konversi	n.a	20% - 65%	95%
Kemurnian	90%	95%	>95
Katalis	-	Perak	Perak
<i>Yield /selectivity</i>	45% - 85%	63% - 75%	75% - 82%
Reaktor	PFR	PFR	PFR

(Sumber : Kirk-Orthmer,1998)

Dari ketiga proses diatas dipilih pembuatan etilen oksida dengan proses oksidasi langsung menggunakan oksigen (O<sub>2</sub>) dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Biaya investasi awal yang tidak terlalu tinggi.
2. Selektivitas dan konversi proses yang dihasilkan cukup tinggi
3. Relatif membutuhkan lebih sedikit katalis
4. Limbah gas yang dihasilkan sedikit
5. Jumlah gas inert (N<sub>2</sub>) dalam siklus tetap sehingga mudah untuk di control.
6. Produk samping yang dihasilkan tidak terlalu berbahaya
7. Tidak membutuhkan reaktor yang terlalu banyak.

### **1.9 Uraian Proses**

Reaksi pembentukan Etilen Oksida dapat dilakukan pada fase gas antara etilen dan oksigen dengan katalisator perak (Ag). Proses pembuatan etilen oksida secara garis besar dibagi menjadi tahap proses, yaitu :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku.
2. Tahap Reaksi.
3. Tahap Pemurnian Hasil.

Menurut (*Europe Patent*, 2020) reaksi yang memiliki selektivitas lebih dari 80% pada *Fixed Bed Reactor* berkatalis di konfigurasi dengan waktu tinggal rata – rata kurang dari atau sama dengan 24 detik terhadap aliran produk etilen oksida berfasa gas.

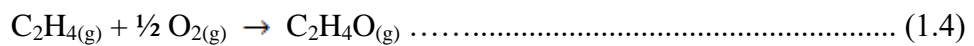
#### **1.9.1 Tahap Persiapan Bahan Baku**

Bahan baku Etilen dari PT Candra Asri di pompa menuju tangki penyimpanan (T-101) pada suhu -71°C dengan tekanan 5 atm, keluaran tangki (T-101) di pompa untuk menaikkan tekanan menjadi 16,2 menuju ke Vaporizer (vap-101) untuk mengubah fase menjadi gas dengan memanfaatkan aliran keluaran reaktor dengan suhu 260°C dan tekanan 16 atm. Keluaran Vaporizer (vap-101) dengan suhu 60°C dan tekanan 16 atm di alirkan menuju *Heater* (E-102) untuk menaikkan suhu menjadi 220°C. Kemudian keluaran dari *Heater* (E-102) dialirkan menuju Reaktor (R-201). Bahan baku oksigen melalui *air separation process* (ASP) dengan suhu 30°C dan tekanan 2,5 atm di alirkan menuju kompresor (K-101) untuk menaikkan tekanan menjadi 16 atm dengan suhu 304°C. Keluaran dari kompresor (K-101) di alirkan menuju ke *Heater* (E-

101) untuk menurunkan suhu menjadi 220°C dan tekanan 16 atm, selanjutnya di alirkan menuju Reaktor (R-201).

### 1.9.2 Tahap Reaksi

Proses pembuatan etilen oksida dengan oksidasi langsung menggunakan *Plug Flow Reactor* (PFR) dengan katalis perak (Ag) yang dijaga pada kondisi suhu 220°C - 277°C dan tekanan 10 - 20 atm. Reaktan etilen dan oksigen pada suhu 220°C dan tekanan 16 atm diumpankan pada reaktor (R-201) dengan fasa gas. Didalam reaktor akan terjadi reaksi oksidasi (reaksi bersifat eksotermis dan *irreversible*), reaksi dapat dilihat pada persamaan 1.4



Etilen teroksidasi membentuk etilen oksida dan besarnya konversi etilen dapat mencapai 95%. Suhu sangat mempengaruhi konversi terbentuknya etilen oksida. Reaksi berlangsung didalam reaktor plug aliran (PFR) pada suhu 220°C dan tekanan 16 atm dengan bantuan katalis perak (Ag), karena reaksi bersifat eksotermis dan *irreversible* maka reaksi disertai dengan pelepasan panas, akibatnya akan terjadi peningkatan suhu. Untuk mencegah hal tersebut digunakan pendingin. Keluaran reaktor yang bersuhu 220°C pada tekanan 16 atm, kemudian diturunkan tekanannya dengan menggunakan Exp-201 menjadi 4,1 atm dengan suhu 116,7°C. Hasil reaksi didinginkan oleh Cooler-201 menjadi 40°C pada tekanan 4 atm.

### 1.9.3 Pemurnian dan Penyimpanan Produk

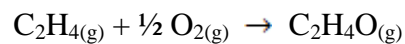
Tahap ini bertujuan untuk memisahkan produk yaitu etilen oksida dari campuran gas dan kemudian di murnikan hingga mencapai komposisi yang di inginkan. Gas keluaran Cooler (E-201) dengan suhu 148°C pada tekanan 10 atm di alirkan menuju Menara Absorber (MA-301) dalam fase gas. Disini etilen oksida akan diserap oleh air sebagai absorben. Air penyerap dimasukkan dari puncak menara dan gas berupa keluaran reaktor (R-201) dari bawah menuju atas dan terjadi kontak antara air penyerap dengan gas. Keluaran absorber yang bersuhu 61°C pada tekanan 10 atm dialirkan menuju Menara Distilasi (D-301) dengan tujuan untuk pemurnian produk etilen oksida. Hasil keluaran atas menara distilasi adalah produk etilen oksida yang telah di kondensasi yang bersuhu 29°C

dan tekanan 2 atm. Sebagian hasil atas akan di kembalikan ke menara distilasi sedangkan yang lainnya di alirkan menuju tangki penyimpanan (T-401). Sedangkan keluaran bawah Menara distilasi merupakan air yang langsung dialirkan menuju *water treatment*.

### 1.10 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan thermodinamika ditunjukkan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan ( $\Delta H^{\circ}f$ ) pada 16 atm dan 220°C (493,15 K). Pada proses pembentukan etilen oksida terjadi reaksi sebagai berikut:

Ditunjukkan dari segi termodinamikanya dengan harha-harga  $\Delta H^{\circ}f$  masing-masing komponen pada suhu 220°C (493,15 K).



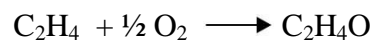
**Tabel 1.8** Harga  $\Delta H^{\circ}f$  masing-masing komponen untuk reaksi I

Komponen	harga $\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)	harga $\Delta G^{\circ}f$ (kJ/mol)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	46,8329531	80,2864503
O <sub>2</sub>	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-59,304235	15,0659655

(Sumber: Yaws, 1999)

1. Mencari nilai  $\Delta H_f^{\circ}$  493,15 K pada reaksi utama.

Reaksi utama pada tekanan 16 atm dengan suhu 220°C (493,15 K)



Maka,  $\Delta H_{\text{reaksi}}$  (493,15 K)

Reaksi utama

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H^{\circ}f \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = (\Delta H^{\circ}f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}) - (\Delta H^{\circ}f \text{ C}_2\text{H}_4 + \text{O}_2)$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = ((-59,304235 \text{ kJ/mol}) - ((46,8329531 \text{ kJ/mol}) + (0 \text{ kJ/mol})))$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -106,137 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -106.137 \text{ J/mol}$$

Reaksi yang terjadi pada reaksi diatas merupakan reaksi eksotermis karena harga *enthalpy* reaksi bernilai negatif sehingga reaksi melepas panas. Sedangkan reaksi berjalan searah atau bolak balik dapat diketahui dari harga konstanta kesetimbangan (K), menurut persamaan perubahan energi Gibbs yakni:

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT} \quad \text{atau; } \Delta G_{298} = -RT \ln K$$

(Sumber: Smith Van Ness,1987)

Dimana :

$\Delta G^\circ$  = Energi bebas gibbs

R = Konstanta gas ( R = 0,008314 kJ/mol K )

T = Temperature (K)

K = Kontanta kesetimbangan reaksi

2. Mencari nilai K 493,15 pada reaksi utama.

$\Delta G_{\text{reaksi}}$  (493,15 K)

Reaksi utama

$\Delta G_{\text{reaksi}} = \Delta G^\circ \text{f Produk} - \Delta G^\circ \text{f Reaktan}$

$\Delta G_{\text{reaksi}} = (\Delta G^\circ \text{f C}_2\text{H}_4\text{O}) - (\Delta G^\circ \text{f C}_2\text{H}_4 + \text{O}_2)$

$\Delta G_{\text{reaksi}} = ((-15,0659655 \text{ kJ/mol}) - (80,2864503 \text{ kJ/mol}) + 0 \text{ kJ/mol))$

$\Delta G_{\text{reaksi}} = - 65,220 \text{ kJ/mol}$

$\Delta G_{\text{reaksi}} = - 65.220 \text{ J/mol}$

Harga  $\Delta G_{\text{reaksi}}$  reaksi kurang dari nol, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan. Adapun penentuan nilai konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu 493,15 K menggunakan persamaan Smith Van Ness sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_{493,15} = -RT \ln K_{298,15}$$

$$\ln K_{298,15} = - \frac{\Delta G^\circ_{493,15}}{R T}$$

$$K_{298,15} = \exp - \left[ \frac{\Delta G^\circ_{493,15}}{R T} \right]$$

$$K_{298,15} = \exp - \left[ \frac{-65.220 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K x } 298 \text{ K}} \right]$$

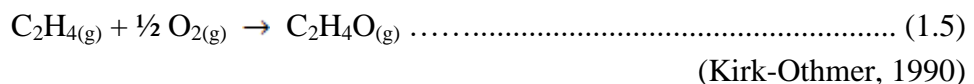
$$K_{298,15} = \exp^{(0.0263242)}$$

$$\begin{aligned}
K_{298,15} &= 1,02667 \\
\ln \left[ \frac{K_{493,15}}{K_{298,15}} \right] &= \left[ \frac{-\Delta H_{493,15}}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\
\left[ \frac{K_{493,15}}{K_{298,15}} \right] &= \exp \left[ \frac{-\Delta H_{493,15}}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\
K_{493,15} &= K_{298,15} \exp \left[ \frac{-\Delta H_{493,15}}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\
K_{493,15} &= K_{298,15} \exp \left[ \frac{-(-106.137 \text{ J/mol})}{8,314 \text{ J/mol.k}} \right] \left[ \frac{1}{493,15} - \frac{1}{298,15} \right] \\
K_{493,15} &= 1,02667 \exp^{(-16,9308)} \\
K_{493,15} &= 1,02667 (2,254 \times 10^7) \\
K_{493,15} &= 2,31411418 \times 10^7 \\
&= 23.141.141,8
\end{aligned}$$

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

### 1.11 Analisa Ekonomi Awal

Kapasitas pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan mempengaruhi teknik dan ekonomi. Adapun analisa ekonomi awal berdasarkan reaksi pada persamaan 1.7.



Uji ekonomi awal merupakan perhitungan jumlah dari harga bahan baku dan harga produk yang akan dijual sebagai penentu apakah pabrik yang akan dirancang dapat memberikan keuntungan atau memberikan kerugian. Meskipun secara teori semakin besar kapasitas pabrik kemungkinan keuntungan yang diperoleh akan semakin besar, tetapi dalam penentuan kapasitas perlu juga dipertimbangkan faktor lain yaitu harga bahan baku dan produk. Berikut harga bahan baku dan produk dari situs Badan Pusat Statistik berdasarkan nilai kurs US\$ 1 = Rp 14.913,95 tertera pada Tabel 1.9

**Tabel 1.9** Harga Bahan Baku dan Produk

Bahan Dasar	Berat molekul	Harga Rp/Kg
Etilen	28 gr/mol	13.710
Etilen Oksida	44 gr/mol	17.751



**Bahan Baku :**

$$\begin{aligned}
 1. \quad \text{Etilen (C}_2\text{H}_4) &= 1 \text{ mol} \\
 &= 1 \text{ mol} \times 28 \text{ gr/mol} \\
 &= 28 \text{ gr} \\
 &= 0,028 \text{ kg} \\
 &= 0,028 \text{ kg} \times \text{Rp. } 13.710 \\
 &= \text{Rp. } 383,88
 \end{aligned}$$

$$\text{Total Harga Bahan Baku} = \text{Rp. } 383,88$$

**Konversi Produk:**

$$\begin{aligned}
 \text{Etilen Oksida (C}_2\text{H}_4\text{O)} &= 1 \text{ mol} \\
 &= 1 \text{ mol} \times 44 \text{ gr/mol} \\
 &= 44 \text{ gr} \\
 &= 0,044 \text{ kg} \\
 &= 0,044 \text{ kg} \times \text{Rp. } 17.751 \\
 &= \text{Rp. } 781,044
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Analisa Ekonomi} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\
 &= \text{Rp. } 781,044 - \text{Rp. } 383,88 \\
 &= \text{Rp. } 397,164
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Net Profit Margin} &= \frac{\text{Analisa Ekonomi}}{\text{Bahan Baku}} \times 100\% \\
 &= \frac{397,164}{383,88} \times 100\% \\
 &= 103,46\%
 \end{aligned}$$

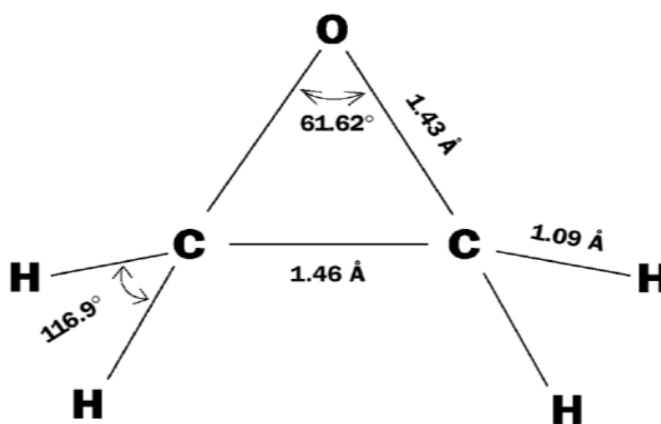
Dari uji ekonomi awal yang telah dibuat, terlihat bahwa harga beli bahan baku lebih murah dibandingkan dengan harga jual produk. Maka dari itu, uji ekonomi awal dapat disimpulkan bahwa pabrik etilen oksida ini layak untuk didirikan.

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1 Sejarah Etilen Oksida

Etilen Oksida Pertama kali disintesis oleh *Wurtz* tahun 1859 dan kemudian dikenal dengan proses klorohidrin. Produksi pertama etilen oksida secara komersial dimulai pada tahun 1914 hingga sekarang pada tahun 1931, *Lefort* mengembangkan proses oksidasi langsung yang menggeser keberadaan proses klorohidrin hingga sekarang. Etilen oksida merupakan senyawa organik golongan eter dengan rumus molekul  $C_2H_4O$  yang merupakan hasil oksidasi langsung antara etilen dan udara dengan bantuan katalis perak. Bahan kimia yang juga dikenal sebagai *oxirane* ini berwujud gas tidak berwarna, terkondensasi pada suhu  $10\text{ }^\circ\text{C}$ , mudah terbakar pada suhu ruangan dan berbau manis. Berikut struktur kimia dari etilen oksida terdapat pada Gambar 2.1.



**Gambar 2.1** Struktur Kimia dari Etilen Oksida

Etilen oksida ini banyak dimanfaatkan dalam industri kimia dan farmasi. Secara langsung etilen oksida digunakan sebagai bahan desinfektan yang efektif dan banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga. Bidang kedokteran biasa memanfaatkan etilen oksida untuk sterilisasi peralatan bedah, plastik dan alat-alat lain yang tidak tahan panas yang tidak dapat disterilkan dengan uap. Dalam bidang industri, penggunaan etilen oksida juga cukup luas.

Berikut beberapa sifat kimia dari etilen oksida diantaranya adalah:

1. Dekomposisi

Etilen oksida dalam bentuk gas akan mulai terdekomposisi pada 400°C membentuk CO, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> atau CH<sub>3</sub>CHO. Langkah pertama yang terjadi adalah isomerisasi menjadi asetaldehid.

2. Reaksi dengan atom hydrogen labil

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

3. Reaksi oleh senyawa ikatan rangkap

Etilen oksida dapat bereaksi dengan senyawa-senyawa berikatan rangkap (*double bond*) membentuk senyawa siklis, misalnya dengan CO<sub>2</sub>

4. Isomerisasi katalitik

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

Adapun sifat fisik etilen oksida dapat dilihat pada Tabel 2.1

**Tabel 2.1** Sifat-sifat Fisik Etilen Oksida

1.	Berat molekul	44,05 gr/mol
2.	Titik beku	-111,7°C
3.	Titik didih (pada 1 atm)	10,4°C
4	Temperatur kritis	195,8°C
5	Tekanan kritis	71,9 Bar
6	Titik nyala	< -18°C
7	Panas pembakaran pada 25°C	-1.218 kJ/mol

(Sumber : Kirk-Othmer,1994)

Konsumsi terbesar dari etilen oksida adalah untuk bahan baku pembuatan etilen glikol, yang mencakup 77% dari total konsumsi etilen oksida (Hanna Perzon, 2015). Konsumsi terbesar kedua dari etilen oksida (11% dari total konsumsi etilen oksida) adalah pada *surface active agents*, terutama *non-ionic alkylphenol ethoxylates* (APEs) dan deterjen *alcohol ethoxylates* (AEs) (ICIS, 2007). Etilen oksida merupakan salah satu komoditas utama yang diperdagangkan di dunia dimana konsumsi etilen oksida dunia pada tahun 2006 adalah 18 juta metrik ton. Persentase konsumsi total domestik etilen oksida

menjadi etilen glikol bervariasi pada setiap regional antara lain Amerika Utara (73%), Eropa Barat (44%), Jepang (63%), Asia (90%), Afrika dan Timur Tengah (99%) (Kirk-Othmer, 1992). Pada dasarnya proses pembuatan etilen oksida ( $C_2H_4O$ ) ada 2 macam, yaitu:

### 2.1.1 Proses Wurts

Proses ini dikenal juga dengan proses klorohidrin yang merupakan proses pertama pembuatan etilen oksida dan saat ini sudah tidak dioperasikan lagi secara komersial. Proses ini terdiri dari dua reaksi utama yaitu reaksi pembentukan etilen klorohidrin dari asam hipoklorat dan etilen serta reaksi pembentukan etilen oksida dari etilen klorohidrin dan basa  $Ca(OH)_2$ . Reaksinya sebagai berikut:



(Sumber : Kirk-Othmer, 1994)

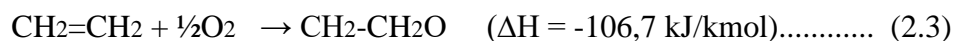
Proses klorohidrin ini dilakukan dalam *packed towers* pada suhu 27-34°C dan tekanan 2-3 atm dengan yield 85-90%. Untuk menghindari pembentukan produk samping (etilen diklorida, *dichlorodiethyle ether* dan lain-lain) konsentrasi klorohidrin dalam larutan reaksi klorohidrin dipertahankan di bawah 7 wt% (Kirk-Othmer, 1994).

Tahap kedua dari proses yaitu dehidroklorinasi, dilakukan dengan menambah 10% *slurry*  $Ca(OH)_2$  pada larutan klorohidrin yang keluar dari dasar reaktor pertama. Campuran tersebut kemudian dipanaskan sampai 100°C pada *hydrolyzer*, sebuah *vessel* berbentuk silinder dengan kondenser parsial yang beroperasi pada tekanan atmosferis. Reaksi klorohidrin dengan  $Ca(OH)_2$  menghasilkan etilen oksida dengan sedikit produk samping  $CO_2$  dan air. *Yield* yang dihasilkan pada kondisi yang optimal secara teoritis adalah 95% (Mc Ketta, 1984). Aliran uap dari *hydrolyzier* dilewatkan melalui pendingin dan dikondensasi secara parsial kemudian diumpukan ke bagian fraksinasi. Pemurnian dari campuran etilen oksida yang dihasilkan cukup sulit dimana membutuhkan beberapa seri kolom distilasi (Kirk-Othmer, 1992).

### 2.1.2 Proses Oksidasi secara langsung

Proses pembentukan etilen oksida dengan oksidasi langsung ditemukan oleh *Lefort* pada tahun 1931 dan dikomersialkan pertama kali pada tahun 1937. Oleh karena faktor ekonomi, proses ini mulai menggantikan proses klorohidrin pada tahun 1950. Proses klorohidrin lebih mahal 3-4 kali daripada proses oksidasi langsung. Kelemahan lain dari proses klorohidrin adalah masalah pengolahan limbah dimana cukup banyak mengandung *calcium chloride* dan sejumlah hidrokarbon terklorinasi dan glikol.

Prinsip dari proses oksidasi langsung ini adalah reaksi oksidasi fase gas antara etilen dan oksigen atau udara dengan katalisator perak pada suhu 220-300°C dan tekanan 10-30 bar. Berbeda dengan proses klorohidrin, proses oksidasi langsung ini menghasilkan *by product*, selain air dan karbon dioksida dalam jumlah sedikit. Reaksi pembentukan etilen oksida dengan oksidasi secara langsung, antara lain :



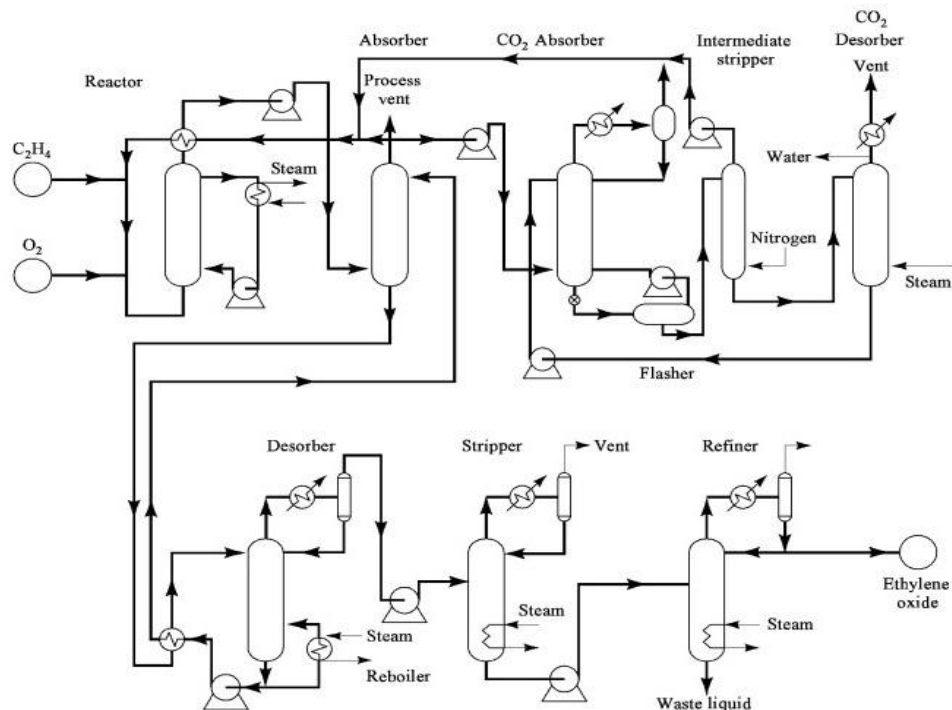
(Sumber : Kirk-Othmer, 1994)

Pada Proses oksidasi langsung ini diperlukan adanya inhibitor berupa *ethyle chloride* (2,5-3,0 ppm) atau *vinyl chloride* (4-6 ppm) untuk mencegah terjadinya reaksi oksidasi total dan meningkatkan selektivitas etilen oksida. Pada proses oksidasi langsung terbagi menjadi 2 jenis, diantara yaitu :

#### a. Oksidasi Langsung dengan Oksigen

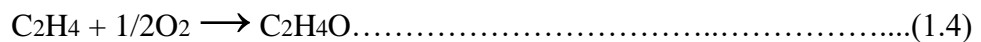
Pada proses oksidasi langsung dengan oksigen ini, dibutuhkan oksigen dengan kemurnian yang tinggi (>95%). Selektifitas etilen oksida dan konversi yang dihasilkan adalah 75-99% (Kirk-Othmer, 2007).

Di bawah ini dapat di lihat *flowsheet* dasar pembuatan Etilen Oksida dari etilen melalui proses Oksidasi langsung dengan Oksigen pada Gambar 2.2.



**Gambar 2.2** Flowsheet dasar Pembuatan Etilen Oksida melalui proses Oksidasi langsung dengan Oksigen

Dalam proses ini terjadi reaksi utama yaitu pembentukan etilen oksida



Reaksi dijalankan dalam reaktor *fixed bed multi Tube* dengan kondisi tekanan 10-20 bar dan suhu 220-277 °C dengan menggunakan katalis perak. *Selectivity* etilen menjadi etilen oksida yang dihasilkan berkisar 75-82%. Meskipun reaksi fundamental dan hasil akhirnya sama, ada perbedaan substansial dalam detail antara proses berbasis udara dan oksigen. Hampir semua perbedaan muncul dari perubahan zat pengoksidasi dari udara. Karena konversi per lintasan yang rendah, kebutuhan untuk menghilangkan etilen oksida secara menyeluruh melalui absorpsi. Sebagai konsekuensi langsung dari aliran pembersihan ini, proses berbasis udara memerlukan sistem penyerapan reaksi bertahap yang dijelaskan sebelumnya.

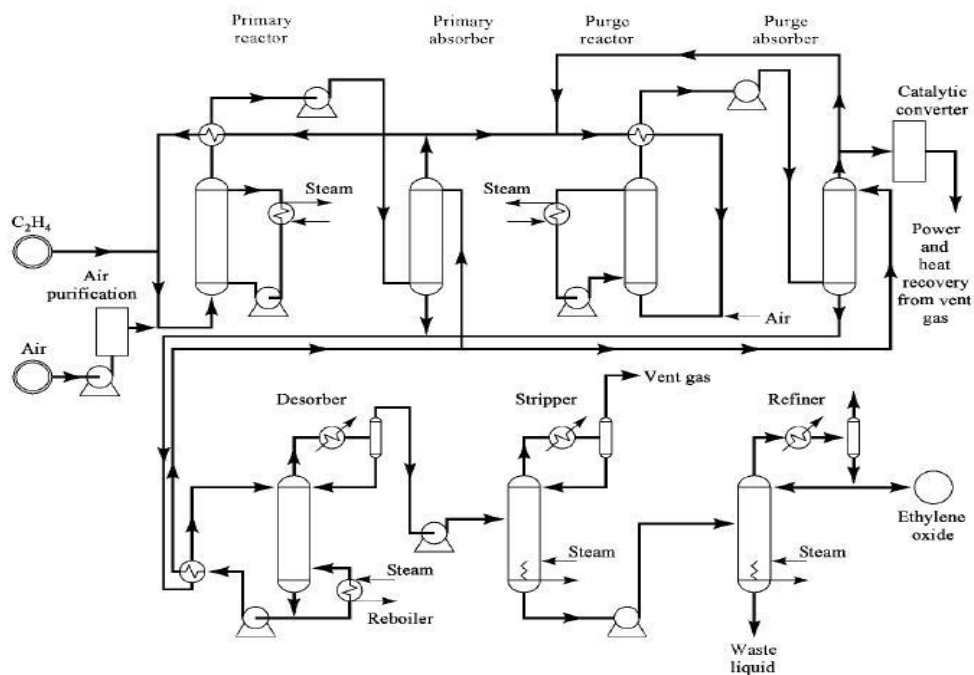
Proses berbasis oksigen pada dasarnya menggunakan oksigen murni, mengurangi jumlah gas lembam yang dimasukkan ke dalam siklus dan dengan

demikian menghasilkan daur ulang yang hampir sempurna dari etilen yang tidak diubah. Ini menghilangkan kebutuhan akan sistem reaktor pembersih dalam proses berbasis oksigen.

### b. Oksidasi Langsung dengan Udara

Pada proses oksidasi langsung dengan udara, komponen nitrogen menjadi komponen dominan pada reaksi campuran gas. Nitrogen merupakan gas inert yang dapat mengurangi eksplosivitas dan juga berfungsi sebagai pendingin selama reaksi (Mc Ketta, 1984).

Di bawah ini dapat di lihat *flowsheet* dasar pembuatan Etilen Oksida dari etilen melalui proses Oksidasi langsung dengan Udara pada Gambar 2.3



**Gambar 2.3** *Flowsheet* dasar Pembuatan Etilen Oksida melalui proses Oksidasi langsung dengan Udara

Pada bagian pertama, udara terkompresi disaring, dimurnikan (jika perlu), dan diumpankan secara terpisah dengan etilen ke dalam aliran gas daur ulang. Aliran daur ulang ini mengumpulkan satu atau lebih reaktor multibuluar primer yang beroperasi secara paralel. Jumlah reaktor primer yang digunakan terutama bergantung pada kapasitas pabrik, enam reaktor individu, dan aktivitas serta selektivitas katalis yang digunakan.

Dengan digunakan udara yang kadar pengotornya masih cukup tinggi, maka dibutuhkan suatu unit *purging* untuk mengurangi akumulasi gas inert yang ada reaktor. Namun dengan menggunakan udara langsung, maka *air fractioning plant* sudah tidak diperlukan lagi. Pada proses ini didapatkan selektivitas etilen oksida dan konversi sebesar 63-75% (Kirk-Othmer, 1992).

## 2.2 Kegunaan Etilen Oksida

Menurut Bedino (2004), etilen oksida umumnya digunakan sebagai bahan pensteril. Dalam kehidupan sehari-hari digunakan untuk mensterilkan bahan-bahan seperti pakaian, perabot rumah tangga dan bahkan bulu binatang. Etilen oksida juga digunakan sebagai pestisida. Di dunia kedokteran etilen oksida dikenal luas sebagai desinfektan peralatan bedah, bahan-bahan plastik, dan alat-alat lain yang tidak tahan panas sehingga tidak dapat disterilkan dengan uap pada suhu tinggi. Etilen oksida selain untuk penggunaan langsung, juga dapat digunakan di berbagai industri, yakni:

1. Monoetilen Glycol, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan air, merupakan agen antibeku yang digunakan pada mesin-mesin, juga digunakan sebagai bahan baku produksi polietilen terephthalate (PET) dan sebagai cairan penukar panas.
2. Dietilen Glycol, merupakan agen pelunak yang digunakan pada gabus lem dan kertas. Juga digunakan sebagai *solven* dan agen *de-icing* pada pesawat terbang maupun bandara.
3. Trietilen Glycol, merupakan agen *humectant* yang juga digunakan sebagai *solven*, pennis dan pengering gas. Sering digunakan sebagai *drying agent* pada pengolahan gas alam.
4. Tetraetilen Glycol, merupakan agen ekstraksi yang digunakan dalam ekstraksi hidrokarbon aromatik.
5. Polietilen Glycol, digunakan sebagai bahan baku pembuatan kosmetik, farmasi, pelumas, *solven*, bahan penunjang pembuatan keramik dan bahan pembuat perekat maupun tinta cetak.



6. Polietilen Oksida (Polyox), dihasilkan dengan reaksi polimerisasi dengan melibatkan logam golongan IIA dan IIIA. Digunakan dalam bidang pertanian, agen kagulasi dan bahan pengemas.
7. Etilen Glycol Ether, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan alkohol. Digunakan sebagai minyak rem, detergen, *solven* cat. Sering juga digunakan untuk bahan pengekstrak bagi SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> dan merkaptan dari gas alam.
8. Ethanolamine, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan ammonia. Digunakan sebagai bahan kimia dalam proses akhir tekstil, kosmetik, sabun, detergen dan pemurnian gas alam.
9. Nonionic Surfactant, dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan alkilphenol, alkilmerkaptan atau olipropilen glikol. Digunakan sebagai bahan pengemulsi pada proses polimerisasi bahan dasar industri surfaktan, pembuatan kertas dan daur ulang.
10. Turunan lain, misalnya akrilonitril yang dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan etilen cyanohydrin atau *Urethane* yang dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan propilen oksida (Mc.Ketta, 1979).

### 2.3 Sifat Kimia Bahan Baku

Bahan-bahan yang digunakan dalam pembuatan etilen oksida antara lain etilen dan udara. Sifat dari masing-masing dan bahan baku adalah sebagai berikut:

#### 2.3.1 Etilen

Etilen adalah bahan baku utama untuk industri petrokimia dan kebanyakan tersedia dalam kemurnian yang tinggi dan harga yang murah. Etilen dapat bereaksi dengan beberapa bahan seperti Oksigen, Klorin, Hidrogen Klorida dan air, reaksi ini berlangsung dibawah kondisi yang relatif mudah dicapai dan biasanya *yield* yang tinggi. Etilen dan kebanyakan turunan etilen digunakan untuk memproduksi polimer, seperti pembentukan Polietilen dan polimer Etilen digunakan untuk memproduksi polimer. (Kirk-Othmer,1994).

Kegunaan etilen dalam pabrik ini adalah sebagai bahan baku dalam proses pembuatan pabrik etilen oksida. Etilen adalah senyawa alkena paling sederhana

yang terdiri dari empat atom hidrogen dan dua atom karbon yang terhubung oleh suatu ikatan rangkap. Karena ikatan rangkap ini, etena disebut pula hidrokarbon tak jenuh atau olefin. Pada suhu kamar, molekul etilen tidak dapat berputar pada ikatan rangkapnya sehingga semua atom pembentukan berada pada bidang yang sama.

Berikut beberapa sifat kimia dari etilen, yakni :

1. Polimerasi

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

2. Oksidasi

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

3. Alkilasi

Etilen dapat dialkilasi dengan katalis tertentu, misalnya alkilasi *fielcraft*, mereaksikan etilen dengan benzene untuk menghasilkan produk etilbenzen dengan katalis  $AlCl_3$  pada suhu  $400^{\circ}C$ .

4. Klorinasi

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

5. Oligomerisasi

Etilen dapat dioligomerisasi, misalnya menjadi Linear Alfa Olefini (LAO), C10-C14 dengan rantai lurus dan alifatik alkohol.

6. Hidrogenasi

Etilen dapat dihidrogenisasi secara langsung dengan katalis nikel pada suhu  $300^{\circ}C$  atau direaksikan dengan katalis Platina pada suhu kamar.

### 2.3.2 Oksigen

Oksigen merupakan unsur paling melimpah ketiga di alam semesta berdasarkan massa dan unsur paling melimpah di kerak bumi. Gas Oksigen diatomic mengisi 21% volume atmosfer bumi. Oksigen bebas juga terdapat dalam air sebagai larutan. Peningkatan kelarutan  $O_2$  pada temperatur yang rendah

memiliki implikasi yang besar pada kehidupan laut. Lautan di sekitar kutub bumi dapat menyokong kehidupan laut yang lebih banyak oleh karena kandungan oksigen yang lebih tinggi.

Air yang terkena polusi dapat mengurangi jumlah  $O_2$  dalam air tersebut. Para ilmuwan menaksir kualitas air dengan mengukur kebutuhan oksigen biologis atau jumlah  $O_2$  yang diperlukan untuk mengembalikan konsentrasi oksigen dalam air itu seperti semula. Udara bebas memiliki komposisi oksigen sebesar 21% dan sebesar 79% nitrogen. Berbagai macam cara untuk mendapatkan oksigen terlarut, diantaranya adalah dengan proses eletrolisis, penguraian suatu perioksida, penguraian panas oksida logam, penguraian proses garam-garam yang mengandung anion kaya oksigen.

Berikut beberapa sifat kimia dari oksigen, yakni :

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

## 2.4 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku pembuatan etilen oksida adalah etilen dan udara. Etilen mempunyai komposisi 95% etilen dan 0,05% etana dengan kemurnian tinggi yang merupakan spesifikasi produk PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, Cilegon. Serta udara mempunyai komposisi 21% oksigen dan 79% nitrogen yang didapat dari lingkungan sekitar pabrik.

### 2.4.1 Spesifikasi Etilen

Adapun spesifikasi Etilen dalam pembuatan etilen oksida dapat dilihat pada Tabel 2.2.

**Tabel 2.2** Spesifikasi Bahan Baku Etilen

1	Rumus molekul	$C_2H_4$
2.	Bentuk	Gas tidak berwarna

3.	Berat molekul	28,05 gr/mol
4.	Temperatur kritis	282,4 K
5.	Tekanan kritis	50,4 bar
6.	Titik didih (1 atm)	-103,8°C
7.	Titik leleh (1 atm)	-169,2°C
8.	Kemurnian	99,95% (0,05% <i>impurities</i> Etana)
9.	Kelarutan	Tidak larut dalam air
10	Kapasitas Panas (Cp)	$3,806 T + 15,659 \times 10^{-2} T^2 + (8,348 \times 10^{-5} T^3) + 17,551 \times 10^{-9} T^4$ (J/mol.K)

(Sumber : Chandra Asri PC, 2013)

#### 2.4.2 Spesifikasi Oksigen

Adapun spesifikasi oksigen dalam pembuatan etilen oksida dapat dilihat pada Tabel 2.3

**Tabel 2.3** Spesifikasi Bahan Baku Oksigen

1.	Rumus Molekul	O <sub>2</sub>
2.	Berat molekul g/mol	32,00
3.	Wujud	Gas, tidak berbau, tidak berwarna
4.	Temperatur kritis	-154,6 K
5.	Titik didih °C	-183,0°C
6.	Tekanan kritis	50,5 bar
7.	Kapasitas Panas (Cp)	$28,106 T + (-3,680 \times 10^{-6} T^2) + 12,45 \times 10^{-6} T^3 + (-1,065 \times 10^{-8} T^4)$ (J/mol.K)

(Sumber : PT Linde Gasses, 2013)

Adapun sifat kimia dari oksigen sebagai berikut:

1. Oksigen membentuk senyawa kimia dengan semua elemen lain selain gas inert cahaya
2. Oksigen dapat berinteraksi langsung dengan unsur - unsur yang paling reaktif

3. Reaksi yang melibatkan oksigen pada umumnya merupakan reaksi eksotermis

### 2.4.3 Spesifikasi Katalis Perak (Ag)

Adapun spesifikasi katalis berupa perak ditunjukkan pada Tabel 2.4

**Tabel 2.4** Spesifikasi Katalis Perak (Ag)

No	Rumus molekul	Ag
1.	Berat molekul	107,87 gr/mol
2.	Wujud	Padatan
3.	Titik didih (1 atm)	1.950°C
4.	Titik leleh (1 atm)	960,6°C

(Sumber : Restu K.Widi, 2018)

## 2.5 Spesifikasi Produk

Etilen oksida memiliki komposisi 97,93% etilen oksida sebagai produk utama dan 2,07% air sebagai produk samping sesuai spesifikasi produk etilen oksida di pasaran. Spesifikasi dari produk utama dan produk samping tersebut merupakan sifat-sifat fisik dan kimia dari etilen oksida dan air.

### 2.5.1 Spesifikasi Etilen Oksida

Adapun spesifikasi Etilen Oksida sebagai produk utama dapat dilihat pada Tabel 2.5.

**Tabel 2.5** Spesifikasi Etilen Oksida Sebagai Produk Utama

No	Rumus molekul	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O
1.	Berat molekul	44 g/mol
2.	Densitas	899 kg/m <sup>3</sup> cairan
3.	Wujud	Gas
4.	Titik didih (1 atm)	10,7°C
5.	Titik leleh (1 atm)	-112,2°C
6.	Temperatur kritis	196°C
7.	Tekanan Kritis	71,9 bar

8.	Kelarutan	<i>Miscible</i>
9.	Kemurnian	97,93% (2,07% <i>impurities</i> H <sub>2</sub> O)

(Sumber : SNI 2046-90)

## 2.6 Pemilihan Lokasi Pabrik

Secara geografis penentuan letak lokasi suatu pabrik sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut saat produksi dan masa yang akan datang. Lokasi pendirian pabrik dapat dilihat pada Gambar 1.4 merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam perancangan pabrik, karena mempengaruhi kegiatan industri, baik didalam kegiatan produksi maupun distribusi produk untuk kelangsungan dari suatu industri baik produksi sekarang maupun untuk masa yang akan datang seperti, perluasan pabrik, daerah pemasaran produksi, penyediaan bahan baku dan lain-lain, harus mendapat perhatian khusus dalam pendirian suatu pabrik. Oleh karena itu pemilihan lokasi yang tepat dari pabrik akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin.

Provinsi Banten tepatnya kota Cilegon sebagai lokasi strategis dikarenakan kota Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta yang merupakan pintu gerbang pulau jawa dari sumatera. Oleh karena itu, pabrik etilen oksida direncanakan untuk didirikan di daerah Provinsi Banten khususnya kota Cilegon. Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik etilen oksida adalah sebagai berikut :

### 1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat di prioritaskan. Bahan baku etilen direncanakan diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center yang terletak dikawasan industri Cilegon, Provinsi Banten dengan kapasitas 900.000 ton/tahun. Dengan letak antara pabrik dengan bahan baku yang dekat, maka diharapkan penyediaan bahan baku dapat tercukupi dengan lancar. Jika bahan baku harus di impor dari luar negeri, pelabuhan yang ada di Cilegon cukup dekat dengan lokasi pabrik sehingga akan sangat mendukung untuk penyediaan bahan baku etilen.

## 2. Pemasaran

Pabrik etilen oksida terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dimana industri yang menggunakan etilen oksida merupakan bahan baku penunjang yang digunakan dibidang industri, terutama industri etilen glikol (65%), etoksilat (13%), dietilen glikol (7%), etanol amine (6%), etilen glikol eter (4%), polioliol (3%) dan polietilen glikol (2%). Karena sebagian industri diindonesia masih terpusat dipulau jawa, maka pasar potensial adalah pulau jawa. Hal ini didukung dengan adanya beberapa industri etilen glikol yang memerlukan bahan baku etilen oksida, seperti PT. Yasa Ganesha Putra di daerah Merak, yang berjarak tidak jauh dari lokasi pabrik. Letak geografis pabrik di Kota Cilegon cukup strategis, karena berdekatan dengan kawasan pulau jawa sebagai pusat pengembangan nasional dan daerah ini merupakan salah satu sektor ekonomi perdagangan, yaitu ekspor impor. Hal ini merupakan peluang untuk memperluas jaringan pemasaran. Pemasaran produk tidak lepas dari sistem transportasi yang tersedia di Kota Cilegon.

## 3. Transportasi

Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta, yang merupakan pintu gerbang pulau jawa dari sumatera. Kawasan industri KIEC ini juga telah memiliki fasilitas jalan kelas satu, dengan demikian transportasi darat dari sumber bahan baku, dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Untuk sarana transportasi laut, KIEC memiliki pelabuhan yang dapat disandari kapal berukuran 100.000 DWT. Posisi kawasan industri yang strategis juga akan memudahkan transportasi laut, baik untuk kebutuhan pengiriman antar pulau maupun untuk ekspor. Sistem transportasi menunjang dalam mempermudah pengadaan bahan baku dan pemasaran produk, baik melalui darat, laut maupun udara.

## 4. Penyediaan Utilitas

Kebutuhan sarana penunjang seperti listrik dapat dipenuhi dengan adanya transmisi dari PLN unit Suralaya sebesar 3000 MW dan dengan cadangan pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) yang dimiliki oleh Grup Krakatau *Steel*, sedangkan air dapat diperoleh dari *water treatment plant* pihak pengelola KIEC, sebesar 2000 liter/detik. Selain itu dapat pula diperoleh dari sumber air tanah.

## 5. Tenaga Kerja

Melihat keberadaan dan kemampuan tenaga ahli di bidang kimia di Indonesia yang begitu banyak, maka akan menjamin terlaksananya pendirian pabrik produksi etilen oksida di Indonesia. Ketersediaan tenaga kerja yang melimpah di Indonesia membuat produksi etilen oksida akan berjalan lancar, serta perekrutan tenaga kerja menurut kualifikasi tertentu merupakan pertimbangan yang penting demi kemajuan suatu pabrik. Tidak kalah juga para tenaga ahli dan pekerja-pekerja yang ada di daerah Cilegon. Dengan pertimbangan demikian rencana pendirian pabrik etilen oksida di Cilegon tersebut akan dapat terlaksana dan terwujud dengan baik. Tenaga kerja dapat dipenuhi dengan mudah dari daerah sekitar lokasi pabrik maupun luar lokasi pabrik sesuai dengan kebutuhan dan kriteria perusahaan. Tenaga kerja lulusan universitas terbaik yaitu, Universitas Malikussaleh, Politeknik Negeri Lhokseumawe, Universitas Syiah Kuala, ITB, UGM, UI, dan UNDIP dan untuk bagian operator lulusan SMK dan SMA. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja baru, sehingga mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia, sehingga dengan meningkatnya lapangan kerja di Indonesia mampu membuat roda ekonomi menjadi jauh lebih baik.

## 6. Kondisi Daerah

Iklim daerah Cilegon termasuk tropis basah, dengan curah hujan beragam setiap tahun. Suhu udara beragam antara 22-34°C. Kondisi tanah relatif masih luas dengan struktur tanah yang kuat. Kota Cilegon, Banten merupakan daerah yang telah dijadikan sebagai kawasan industri oleh pemerintah Banten.

## 7. Kebijakan Pemerintah

Kawasan Industri Krakatau Steel merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial negara Indonesia sehingga secara geografis pendirian pabrik di kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah yang berlaku.

## 8. Keadaan Masyarakat

Masyarakat di daerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya, selain itu masyarakat juga akan dapat mengambil



keuntungan dengan pendirian pabrik ini, antara lain dengan adanya lapangan kerja yang baru maupun membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik.



**Gambar 2.4** Peta Pendirian Pabrik di Wilayah Krakatau Industrial Estate Cilegon

### BAB III

## NERACA MASSA

Neraca massa dibuat untuk suatu alat atau suatu unit proses dengan batasan-batasan tertentu. Bahan-bahan yang perlu dirincikan jumlahnya adalah bahan-bahan yang masuk dan bahan-bahan yang keluar dengan batasan yang ditetapkan. Berdasarkan hukum kekekalan massa, banyaknya bahan yang masuk sama dengan jumlah bahan yang keluar ditambah bahan yang terakumulasi dalam alat proses, atau dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar} + \text{Akumulasi Massa}$$

Persamaan ini dapat diterapkan pada proses kontinyu dengan berdasarkan pada interval waktu tentu. Jika bahan yang masuk atau keluar berupa campuran beberapa komponen, maka neraca massa dibuat untuk massa keseluruhan dan untuk masing-masing komponen. Proses dalam keadaan mantap (*steady*) adalah proses dimana semua laju aliran dan komposisi yang masuk dan keluar tetap (tidak tergantung pada waktu). Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan-persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, dimana persamaan-persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui.

Perhitungan Neraca Massa pada Prarancangan Pabrik Etilen Oksida dari Etilen dan Oksigen adalah sebagai berikut:

Basis Perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan Operasi	: Kg/jam
Waktu Operasi	: 24 jam
Kapasitas Produk	: 150.000 ton/tahun
Waktu kerja pertahun	: 330 hari
Waktu Tinggal (range)	: 30 detik
Kapasitas produksi perjam	: $150.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$
	: 18.939,3939 Kg/jam
	: 429,9522 Kmol/jam

**Tabel 3.1** Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Komponen	Komposisi (%)	Berat Molekul
Bahan Baku :		
1. Etilen	99,95%	28,05
• C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,05%	30,06
• C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>		
2. Oksigen	99,5%	32,00
• O <sub>2</sub>	0,5%	18,1
• H <sub>2</sub> O		
Produk :		
• C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	97,93%	44,05
• Impuritis	2,07%	

Kemurnian Bahan Baku :

a. C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> : 99,95% (PT. Chandra Asri Petrochemical)

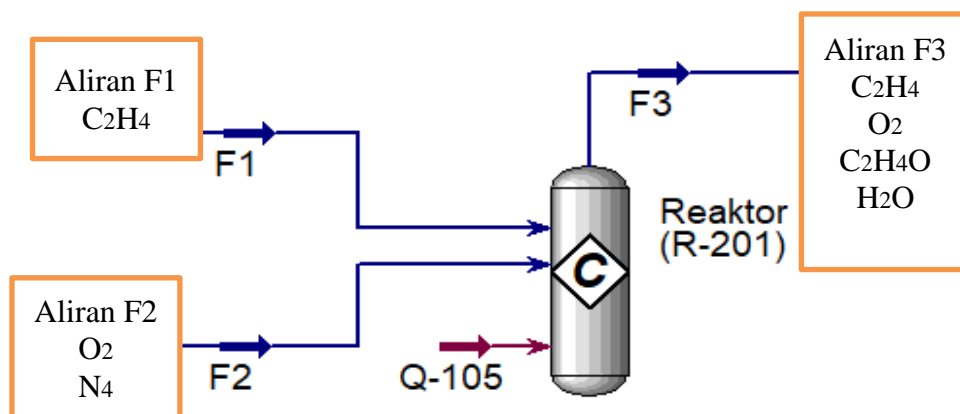
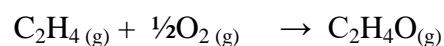
b. O<sub>2</sub> : 99,5%

Kemurnian produk : 97,93%

Konversi : 95%

### 3.1 Reaktor Plug Flow (R-201)

Berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi pembentukan antara Etilen dan Oksigen sehingga menghasilkan *Ethylene Oxide* yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya.



**Gambar 3.1** Plug Flow Reactor

**Tabel 3.2** Neraca Massa Total Reaktor (R-201)

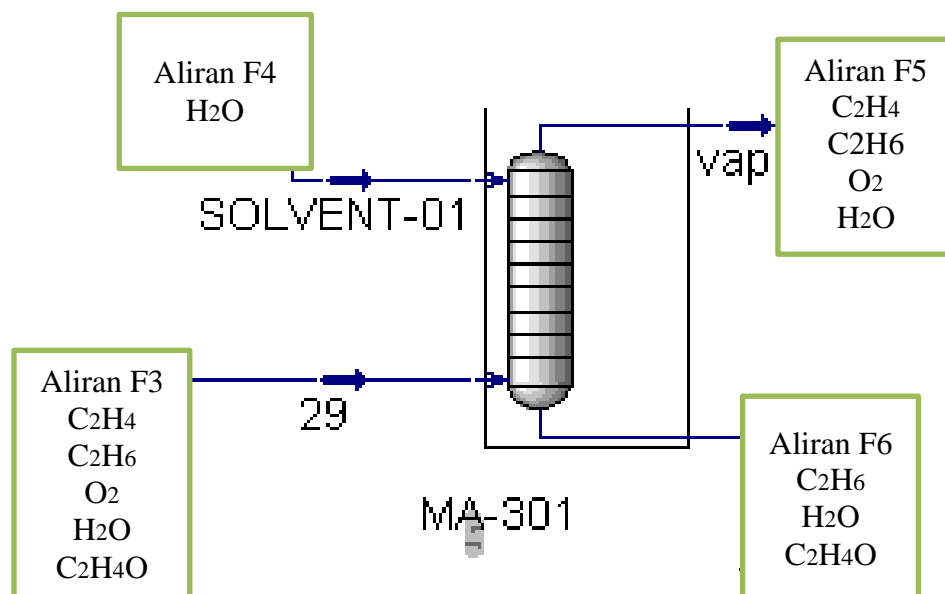
Komponen	Masuk F <sup>1</sup> F <sup>2</sup>		Keluar F <sup>3</sup>	
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5813	12.694,9041	22,6290626	634,7452058
O <sub>2</sub>	226,2906	7.241,3000	11,3145313	362,0650015
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-	-	429,95219	18.939,3939
H <sub>2</sub> O	0,113145313	2,0377	0,113145313	2,037747087
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	6,8023	0,226290626	6,802296216
<b>TOTAL</b>	<b>679,2113138</b>	<b>19.945,044</b>	<b>464,2352191</b>	<b>19.945,044</b>

### 3.2 Absorber (Abs-301)

Absorber berfungsi sebagai tempat penyerapan oksigen sebagai impuritis, agar terpisah dari produk Etilen Oksida dengan menggunakan pelarut Air.

Suhu : 60 °C

Tekanan : 10 atm

**Gambar 3.2** Absorber Coloumb (MA-301)

**Tabel 3.3** Neraca Massa Total Menara Absorber (MA-301)

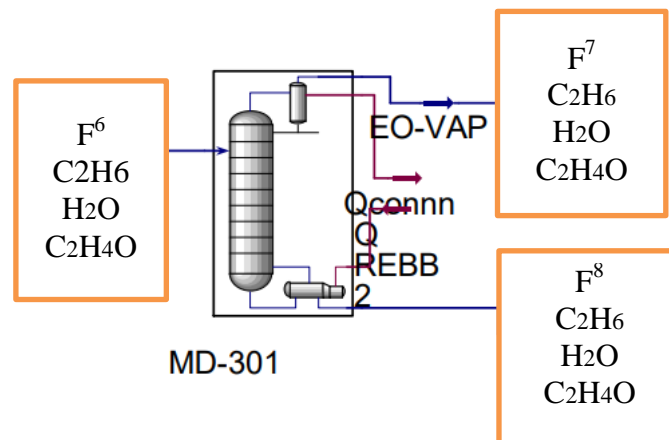
Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
	<b>F<sup>3</sup></b>	<b>F<sup>5</sup></b>	<b>Gas</b>
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058
O <sub>2</sub>	362,0650015	O <sub>2</sub>	362,0650015
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,3939	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,0000
H <sub>2</sub> O	2,037747087	H <sub>2</sub> O	0,020377471
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,802296216	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,013604592
Jumlah	<b>19.945,04419</b>	Jumlah	<b>996,8441894</b>
	<b>F<sup>4</sup></b>	<b>F<sup>6</sup></b>	<b>Liquid</b>
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0
H <sub>2</sub> O ( <i>Solvent</i> )	10181,68137	O <sub>2</sub>	0
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,39394
		H <sub>2</sub> O	2,017369616
		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,788691624
Jumlah	<b>10181,68137</b>	Jumlah	<b>18.948,2</b>
<b>Total</b>	<b>30.126,72556</b>	<b>Total</b>	<b>30.126,72556</b>

### 3.3 Distilasi (MD-301)

Distilasi berfungsi sebagai tempat pemisahan antara Etilen Oksida dengan impuritis lainnya dengan menggunakan perbedaan titik didih yang bersifat azeotrope.

Suhu : 66,72 °C

Tekanan : 4 atm



**Gambar 3.3** Menara Distilasi (D-301)

**Tabel 3.4** Neraca Massa Total Menara Distilasi (MD-301)

Komponen	Massa masuk (kg/jam) F <sup>6</sup>	Massa Keluar (kg/jam)	
		Impuritis (F <sup>7</sup> )	W (F <sup>8</sup> )
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,788691624	0,013577383	6,775114241
O <sub>2</sub>	0	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	2,017369616	1,987109072	0,030260544
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18.939,39394	378,7878788	18560,60606
Subtotal	<b>18.948,2</b>	<b>380,7885653</b>	<b>18.567,41144</b>
<b>Total</b>	<b>18.948,2</b>	<b>18.948,2</b>	

## BAB IV

### NERACA ENERGI

Neraca energi adalah cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energi dalam sebuah sistem. Neraca energi dibuat berdasarkan pada hukum pertama termodinamika yang menyatakan kekekalan energi yaitu energi tidak dapat dimusnahkan atau dibuat hanya dapat diubah bentuknya.

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara energi masuk dan energi keluar suatu sistem yang berdasarkan pada satuan waktu operasi. Perumusan neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu sistem dapat berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca energi untuk satu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen).

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara panas masuk dengan panas keluar dari suatu sistem. Konsepnya sama dengan neraca massa, yaitu :

$$E = E_i - E_o \dots\dots\dots (4.1)$$

Dimana:

$E$  = Akumulasi panas

$E_i$  = Panas masuk

$E_o$  = Panas keluar

Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan 4.1 di atas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue, 1982) :

$$E_i = E_o \dots\dots\dots (4.2)$$

Jumlah panas masuk dan jumlah bahan panas keluar suatu peralatan proses dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \dots\dots\dots (4.3)$$

Dimana:

Q = Jumlah panas yang dihasilkan (kj/jam)

m = Massa kg/jam

C<sub>p</sub> = Panas spesifik (kj/kmol.K)

Δt = Perubahan temperatur(K)

(Reklaitis, 1983)

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

$$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f \dots\dots\dots (4.4)$$

Keterangan :

ΔH = Perubahan Entalpi

ΔH<sub>T</sub> = Entalpi bahan pada suhu T

ΔH<sub>f</sub> = Entalpi bahan pada suhu referensi (25 °C)

(Himmelblau,ed.6,1996)

Entalpi bahan untuk campuran dapat dirumuskan sebagai berikut ;

$$\Delta H = n.C_p.\Delta T \quad \text{dengan} \quad \Delta T = T - T_0$$

Dimana:

ΔH : Perubahan Entalpi

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

n : Mol senyawa (kmol)

T<sub>0</sub> : Temperatur referensi (25°C)

T : Temperatur senyawa (°C)

(Himmelblau,ed.6,1996)

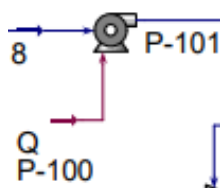
## 4.1 Hasil Perhitungan Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan *steady state*.

### 4.1.1 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-101)

Pompa (P-101) berfungsi untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 1,4 atm.





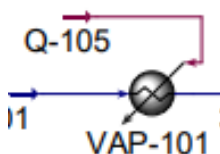
**Gambar 4.1** Pompa (P-101)

**Tabel 4.1** Hasil Perhitungan Energi Total Pompa (P-101)

Komponen	Neraca Panas Pompa (P-101)	
	$Q_{in}$ (kJ/jam)	$Q_{out}$ (kJ/jam)
$C_2H_4$	-4456974,01	-4421683,34
$C_2H_6$	-2222,44	-2203,95
Q transfer	35290,68	
<b>Total</b>	<b>-4423905,775</b>	<b>-4423887,285</b>

#### 4.1.2 Perhitungan Neraca Energi Vaporizer (VP-101)

Vaporizer (VP-101) berfungsi untuk mengubah fasa bahan baku dari *liquid* menjadi *vapour*.



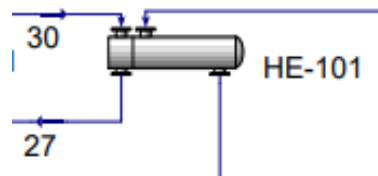
**Gambar 4.2** Vaporizer (VP-101)

**Tabel 4.2** Neraca Energi Total pada Vaporizer (VP-101)

Komponen	Neraca Energi Vaporizer (VP-101)	
	$Q_{transfer}$ (kJ/jam)	$q_{serap}$ (kJ/jam)
$C_2H_4$	-4.419.479,391	-1.167.504,201
$C_2H_6$	-2.203,947309	-311,1906343
$Q_{penguapan}$		9.453.802,429
$Q_{steam}$	20.744.300,39	8.036.630,014
<b>Total</b>	<b>16.322.617,05</b>	<b>16.322.617,05</b>

#### 4.1.3 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger* (HE-101)

*Heat Exchanger* (HE-101) berfungsi untuk menaikkan suhu bahan sebelum direaksikan kedalam reaktor dengan cara menukar panas dengan fluida keluaran reaktor.



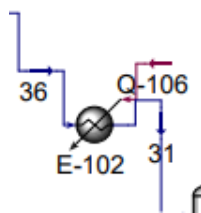
**Gambar 4.3** *Heat Exchanger* (HE-101)

**Tabel 4.3** Neraca Energi Total pada *Heat Exchanger* (HE-101)

Komponen	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)	
	$Q_{\text{serap}}$ (kJ/jam)	$Q_{\text{transfer}}$ (kJ/jam)
<b>Fluida Dingin</b>		
$C_2H_4$	3.363.714,30	-
$C_2H_6$	563,21	-
<b>Fluida Panas</b>		
$C_2H_4$	-	142.875,55
$C_2H_6$	-	-56,83
$O_2$	-	40.403,22
$H_2O$	-	317,87
$C_2H_4O$	-	3.180.737,70
<b>Total</b>	<b>3.364.277,51</b>	<b>3.364.277,51</b>

#### 4.1.4 Perhitungan Neraca Energi *Heater* (E-102)

*Heater* berfungsi untuk Menaikkan suhu umpan hingga  $220^\circ\text{C}$  sebelum dialirkan ke Reaktor.



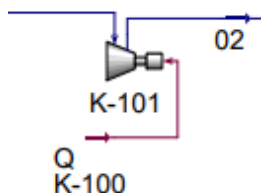
**Gambar 4.4** *Heater* (E-102)

**Tabel 4.4** Neraca Energi Total pada *Heater* (E-102)

Komponen	Neraca Energi Total <i>Heater</i> (E-102)	
	$Q_{\text{transfer}}$	$q_{\text{serap}}$
$C_2H_4$	2.396.763,163	-
$C_2H_6$	-204,5474959	-
$Q_{\text{pemanas}}$	-	2.396.558,616
<b>Total</b>	<b>2.396.558,616</b>	<b>2.396.558,616</b>

**4.1.5 Perhitungan Neraca Energi Kompresor (K-101)**

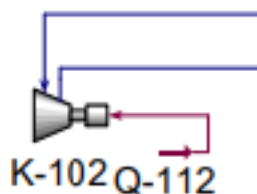
Kompresor-101 berfungsi menaikkan tekanan dari 2 atm menjadi 16 atm.

**Gambar 4.5** Kompresor (K-101)**Tabel 4.5** Neraca Energi Total pada Kompresor (K-101)

Komponen	Masuk	Keluar
$O_2$	0	0
$H_2O$	0,735378813	35,25644849
$Q_{\text{transfer}}$	34,52106968	
<b>Total</b>	<b>35,25644849</b>	<b>35,25644849</b>

**4.1.6 Perhitungan Neraca Energi Kompresor (K-102)**

Kompresor-102 berfungsi menaikkan tekanan dari 5 atm menjadi 16 atm.

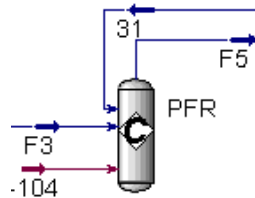
**Gambar 4.6** Kompresor (K-102)

**Tabel 4.6** Neraca Energi Total pada Kompresor (K-102)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1203419,635	3480075,43
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	191,5783421	202,986007
Q <sub>transfer</sub>	2276667,203	
<b>Total</b>	<b>3.480.278,416</b>	<b>3.480.278,416</b>

**4.1.7 Reaktor (PFR-201)**

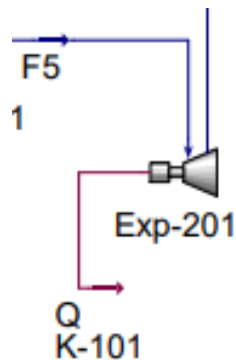
Reaktor berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi Ethylene dan Oxygen menjadi Ethylene Oxide.

**Gambar 4.7** Reaktor (R-201)**Tabel 4.7** Neraca Energi Total pada Reaktor (PFR-201)

Komponen	Panas Masuk (Q <sub>in</sub> .kj/jam)	Panas Keluar (Q <sub>out</sub> .kj/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4.592.973,26	229.648,66
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	47,47	47,47
O <sub>2</sub>	1.332.050,47	66.602,53
H <sub>2</sub> O	541,73	541,73
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O		5.083.976,218
Q <sub>reaksi</sub>	675.463,64	-
Q <sub>pendingin</sub>	-	1.220.259,96
<b>Total</b>	<b>6.601.076,57</b>	<b>6.601.076,57</b>
<b>Selisih</b>		

#### 4.1.8 Perhitungan Neraca Energi Expander-201 (Exp-201)

Expander-101 berfungsi menurunkan tekanan dari 16 atm menjadi 10 atm.



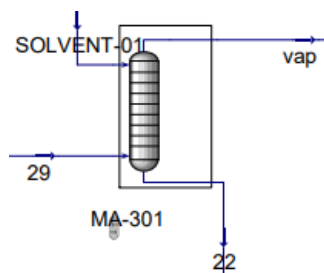
**Gambar 4.8** Expander (Exp-201)

**Tabel 4.8** Neraca Energi Total pada Expander (Exp-201)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	229648,6632	203046,5353
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	47,47183347	134,7457371
O <sub>2</sub>	66602,5313	59710,5445
H <sub>2</sub> O	541,729306	495,6718923
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	5083976,218	4482236,254
q transfer	-635192,8617	
<b>Total</b>	<b>4.745.623,75</b>	<b>4.745.623,75</b>

#### 4.1.9 Menara Absorber (MA-301)

Fungsi Menara Absorber (MA-301) sebagai tempat untuk menyerap oksigen sebagai impuritis, agar terpisah dari produk etilen oksida dengan menggunakan pelarut air.



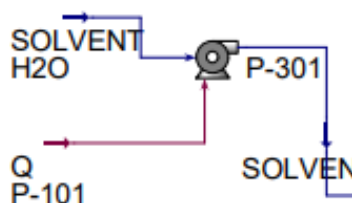
**Gambar 4.9** Menara Absorber (MA-301)

**Tabel 4.9** Neraca Energi Total pada Menara Absorber (MA-301)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	60170,98177	2250,762797
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	191,5783421	1250,089448
O <sub>2</sub>	19307,32715	753,5704157
H <sub>2</sub> O	56.326,10	192,5844607
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	1301498,552	1727551,163
Q Penyerap	294.503,63	
<b>Total</b>	<b>1.731.998,171</b>	<b>1.731.998,171</b>

#### 4.1.10 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-301)

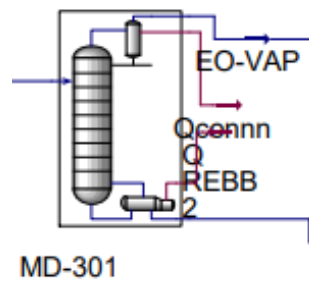
Pompa (P-301) berfungsi untuk menaikkan tekanan dari 1,200 atm menjadi 15 atm sebagai Solvent (air) pada Menara Absorber (MA-301)

**Gambar 4.10** Pompa (P-301)**Tabel 4.10** Neraca Energi Total pada Pompa (P-301)

Komponen	Neraca Panas Pompa (P-301)	
	Q <sub>in</sub> (kJ/jam)	Q <sub>out</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	52.744,10451	56.148,29728
Q transfer	3.404,192775	
<b>Total</b>	<b>56.148,29728</b>	<b>56.148,29728</b>

#### 4.1.11 Distilasi (MD-301)

Distilasi berfungsi untuk Memisahkan Etilen Oksida dari Etilen, dan Oksigen yang masih tercampur didalamnya.



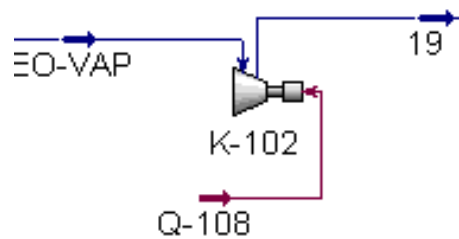
**Gambar 4.11** Menara Distilasi (MD-301)

**Tabel 4.11** Neraca Energi Total pada Distilasi (MD-301)

Komponen	Neraca Energi Distilasi (MD-301)		
	$Q_{in}$	$Q_{out}$	
		Top	Bottom
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,242249799	-0,003868064	4,25187774
O <sub>2</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0,125192721	-0,83887234	0,004349131
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	2206,968252	-276,9168047	7795,512698
$Q_{kondensor}$	0	8077,52847	
$Q_{reboiler}$	13392,20216	0	
<b>Total</b>	<b>15.599,53785</b>	<b>15.599,53785</b>	

#### 4.1.12 Kompresor (K-301)

Kompresor-301 berfungsi menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 4 atm pada keluaran distilasi atas.



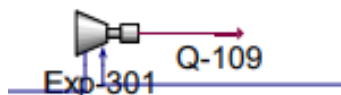
**Gambar 4.12** Kompresor (K-301)

**Tabel 4.12** Neraca Energi Total pada Kompresor (K-301)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-0,003868064	0,038218955
O <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> O	-0,83887234	12,27295322
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-276,9168047	4751,237373
Q Penyerap	5041,30809	
<b>Total</b>	<b>4.763,548545</b>	<b>4.763,548545</b>

**4.1.13 Perhitungan Neraca Energi Expander-301 (Exp-301)**

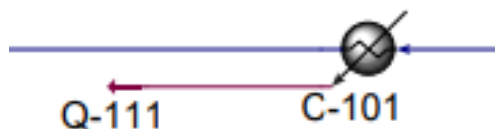
Expander-301 berfungsi menaikkan tekanan dari 8 atm menjadi 5 atm.

**Gambar 4.13** Expander-301**Tabel 4.13** Neraca Energi Total pada Expander (K-301)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-2647,659971	-20481,71663
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-11,44764293	-95,19659664
Q Penyerap	-17917,80561	
<b>Total</b>	<b>-20.576,91322</b>	<b>-20.576,91322</b>

**4.1.14 Cooler (C-101)**

Cooler berfungsi untuk Menurunkan suhu dari 3,870 °C sampai -85 °C pada recycle.

**Gambar 4.14** Cooler (C-101)



**Tabel 4.14** Neraca Energi Total pada *Cooler* (C-101)

<b>Komponen</b>	<b>Neraca Panas <i>Coller</i> (C-101)</b>	
	<b>Q<sub>transfer</sub> (kJ/jam)</b>	<b>q<sub>serap</sub> (kJ/jam)</b>
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-20481,71663	-222.737,5789
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-95,19659664	-2.222,437355
Q <sub>pendingin</sub>		204.383,103
<b>Total</b>	<b>-20.576,91322</b>	<b>-20.576,91322</b>

## BAB V

### SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

Dari hasil perhitungan peralatan pada neraca massa dan neraca energi, maka disusunlah data spesifikasi peralatan yang akan digunakan pada prarancangan pabrik pembuatan Etilen Oksida sebagai berikut:

#### 5.1 Tangki Penyimpanan Produk Etilen Oksida (T-401)

Tangki penyimpanan atau *storage tank* menjadi bagian yang penting dalam suatu proses industri kimia karena tangki penyimpanan tidak hanya menjadi tempat penyimpanan bagi produk dan bahan baku tetapi juga menjaga kelancaran ketersediaan produk dan bahan baku serta dapat menjaga produk atau bahan baku dari kontaminan (kontaminan tersebut dapat menurunkan kualitas dari produk atau bahan baku).

T-401 berfungsi untuk menyimpan produk Etilen Oksida dalam fase liquid.

- Tipe Tanki : Tangki silinder vertikal dengan bagian atas berbentuk (*ellipsoidal*) dan tutup bawah berbentuk datar
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel (austenitic)* tipe 316
- Alasan Pemilihan : Umum digunakan untuk menampung cairan dengan tekanan atmosfer.

##### a. Kondisi Penyimpanan

Suhu : 112,9 °C

Tekanan : 4 atm

##### b. Dimensi

Diameter Tangki : 5,0309 m

Volume Tangki : 149,9354 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1 Unit

## 5.2 Kompresor (K-101)

Fungsi : Menaikkan tekanan Umpan Oksigen dari unit Air Separation System dari 13 atm menjadi 16 atm

Tipe : *Recifroating Compressor*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

Alasan Pemilihan:

1. Cocok untuk mengalirkan gas dan udara (Perry 10-41)
2. Harga lebih murah (Tabel 4-9, Ulrich 120)
3. Efisensinya tinggi (Banchero : 112)

a. Kondisi Penyimpanan

Suhu : 17,11°C

Efisiensi Pompa : 75%

Power : 540,513 hp

Jumlah : 1 unit

## 5.3 Kompresor (K-102)

Fungsi : Menaikkan tekanan Keluaran Vaporizer dari 5 atm menuju 17 atm

Tipe : *Recifroating Compressor*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

Alasan Pemilihan:

1. Cocok untuk mengalirkan gas dan udara (Perry 10-41)
2. Harga lebih murah (Tabel 4-9, Ulrich 120)
3. Efisensinya tinggi (Banchero : 112)

a. Kondisi Penyimpanan

Suhu : 82,5 °C

Efisiensi Pompa : 75%

Power : 195,0012 hp

Jumlah : 1 unit

### 5.5 Pompa (P-101)

Fungsi : Mengalirkan Bahan baku etilen dari 5 atm menjadi 16 atm  
Menuju Vaporizer  
Kode : P-101  
Jenis : *Centrifugal Pump*  
Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel (Austenitic) AISI tipe 316*

a. Kondisi Penyimpanan

Suhu : -85°C  
Efisiensi Pompa : 75%  
Power : 13,5706 hp  
Jumlah : 1 unit

### 5.6 Pompa (P-301)

Fungsi : Untuk Mengalirkan H<sub>2</sub>O sebagai solvent Absorber dari 1,2 atm menjadi 15 atm  
Tipe : *Centrifugal Pump*  
Bahan konstruksi : *Commercial Stainless Steel (Austenitic) AISI tipe 316*  
Jumlah : 1 buah

a. Kondisi Penyimpanan

Suhu : 27 °C  
Efisiensi Pompa : 75%  
Power : 7,3174 hp  
Jumlah : 1 unit

### 5.7 Vaporizer (Vap-101)

Fungsi : Mengubah fasa etilen dari liquid menjadi gas pada suhu -83,89°C menjadi 36,94°C  
Kode : Vap-101

Jenis : 1-2 *shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 51670*

- a. Kondisi Penyimpanan
- Suhu : -83,89 °C
- Tekanan : 5 atm
- b. Dimensi Shell Side
- Diameter dalam Pipa (ID) = 12 in
- Jumlah pass = 1
- c. Dimensi Tube Side
- Diameter dalam Pipa (ID) = 1,15 in
- Diameter luar Pipa (OD) = 1 ¼ in
- Jumlah pass = 2
- Jumlah = 1 unit

### 5.8 *Heater (E-101)*

Fungsi : Menaikkan suhu umpan hingga 220 °C sebelum dialirkan ke reaktor

Kode : E-101

Jenis : 3-6 *shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 51670*

- d. Kondisi Penyimpanan
- Suhu : 126,0817 °C
- Tekanan : 16 atm
- e. Dimensi Shell Side
- Diameter dalam Pipa (ID) = 17,25 in
- Jumlah pass = 3
- f. Dimensi Tube Side
- Diameter dalam Pipa (ID) = 1,15 in
- Diameter luar Pipa (OD) = 1 ¼ in
- Jumlah pass = 6

Jumlah = 1 unit

### 5.9 Heater (E-102)

Fungsi : Menaikkan suhu setelah keluaran vaporizer (Vap-101)

Kode : E-102

Jenis : 2-4 *shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 51670*

#### g. Kondisi Penyimpanan

Suhu : 47,79 °C

Tekanan : 16 atm

#### h. Dimensi Shell Side

Diameter dalam Pipa (ID) = 17,25 in

Jumlah pass = 2

#### i. Dimensi Tube Side

Diameter dalam Pipa (ID) = 1,15 in

Diameter luar Pipa (OD) = 1 ¼ in

Jumlah pass = 4

Jumlah = 1 unit

### 5.10 Heat Exchanger (HE-101)

Fungsi : Menaikkan suhu oksigen sebelum masuk reaktor pada suhu  
-36,94 °C menjadi 126,08 °C

Kode : HE-101

Jenis : 2-4 *shell and tube heat exchanger*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 51670*

#### j. Kondisi Penyimpanan

Suhu : -36,94 °C

Tekanan : 16 atm

#### k. Dimensi Shell Side

Diameter dalam Pipa (ID) = 17,25 in

Jumlah pass = 2

1. Dimensi Tube Side

Diameter dalam Pipa (ID) = 1,15 in

Diameter luar Pipa (OD) = 1 ¼ in

Jumlah pass = 4

Jumlah = 1 unit

## BAB VI

### TUGAS KHUSUS

#### 6.1 Reaktor Fixed Bed Multitube (R-201) (M.Irvan M. Lubis/190140087)

Reaktor adalah suatu alat proses yang merupakan tempat terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau nuklir namun bukan secara fisika. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Salah satu reaktor yang mekanismenya cukup sederhana dibandingkan dengan reaktor-reaktor yang digunakan pada industri kimia adalah reaktor alir pipa. Reaktor tipe ini termasuk jenis reaktor kimia khusus, yaitu *fixed bed multitube reactor* yang mana terdiri dari lebih dari satu pipa yang berisi tumpukan katalis dan dioperasikan secara vertikal.

Reaktor jenis ini biasanya digunakan untuk reaktan dalam fasa gas. Reaksi kimia terjadi di sepanjang pipa, jadi semakin panjang pipa maka konversinya juga akan semakin tinggi. Reaktor ini memiliki karakteristik dalam mekanisme reaksi yang pada umumnya seperti:

1. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua gas sekaligus.
2. Kapasitas produksi yang cukup tinggi.
3. Pemakaiannya tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksotermis dan endotermis) sehingga pemakaian lebih *flexible*.
4. Aliran fluida mendekati *plug flow*, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi.
5. Reaktan berdifusi ke permukaan katalis serta reaksi terjadi pada permukaan katalis.
6. *Pressure drop* rendah

##### 6.1.1 Prinsip Kerja Alat

Reaktor *fixed bed multitube* merupakan reaktor dimana gas bereaksi dengan cara melewati *tube* (pipa) dengan kecepatan tinggi. Reaktor *fixed bed multitube* pada hakikatnya hampir sama dengan pipa dan relatif cukup mudah dalam perancangannya. Produk secara selektif ditarik dari reaktor



sehingga keseimbangan dalam reaktor secara kontiniu bergeser membentuk lebih banyak produk. Dalam reaktor *fixed bed multitube*, satu atau lebih reaktan dipompakan kedalam suatu pipa. Beberapa hal penting dalam reaktor alir pipa adalah:

1. Perhitungan dalam reaktor *fixed bed multitube* mengasumsikan tidak terjadinya pencampuran dan reaktan bergerak secara aksial bukan radial.
2. Katalisator dapat dimasukkan melalui titik yang berbeda dari titik masukan dimana katalisator ini diharapkan dapat mengoptimalkan reaksi dan terjadi penghematan.
3. Umumnya reaktor *fixed bed multitube* memiliki konversi yang lebih besar dibandingkan dengan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dalam volume yang sama, artinya dengan waktu tinggal yang sama reaktor alir pipa memberikan hasil yang lebih besar dibandingkan RATB.

Reaktor *fixed bed multitube* pada perancangan ini berfungsi untuk mendehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena. Adapun langkah yang dilakukan dalam, perancangan reaktor adalah:

1. Menentukan kondisi operasi.
2. Melakukan perhitungan Neraca Massa.
3. Menghitung densitas, laju alir volumetrik serta kinetika reaksi.
4. Menghitung waktu tinggal serta volume reaktor.
5. Menghitung dimensi reaktor (diameter reaktor, tinggi reaktor, tebal *shell*, tebal *head*, tinggi *head*, serta tinggi dan berat keseluruhan).

### **6.1.2 Pemilihan Jenis Reaktor**

Pemilihan jenis reaktor dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut:

1. Fasa reaktan dan hasil reaksi
2. Tipe reaksi dan persamaan kecepatan reaksi serta ada tidaknya reaksi samping
3. Kapasitas Produksi
4. Kemampuan reaktor untuk menyediakan permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.

### 6.1.2.1 Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah reaktor *fixed bed multitube* dengan beberapa alasan pemilihan seperti:

1. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase gas dengan katalis padat.
2. Umur katalis Panjang
3. Reaksi berjalan secara kontinyu.
4. Jenis reaksinya adalah eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin dapat berlangsung secara optimal.
5. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
6. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.

### 6.1.2.2 Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316* dengan pertimbangan:

1. Tahan terhadap korosi, faktor korosi (C) = 0,025 in/tahun
2. Mempunyai *allowable stress* yang cukup tinggi yaitu 12.650 psi
3. Bisa digunakan pada temperatur diatas 300°C
4. Tipe pengelasan yaitu *Double Welded Bult Joint* (E = 0,80)

Adapun rangkuman spesifikasi reaktor yang digunakan pada prarancangan pabrik etilen oksida dengan proses direct oxidation adalah sebagai berikut:

**Tabel 6.1** Spesifikasi Pada Reaktor

<b>Fungsi</b>	Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena dan hydrogen	
<b>Kode</b>	R-201	
<b>Alasan pemilihan</b>	a. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fasa gas. b. Reaksi bersifat endotermis	
<b>Jenis</b>	Reaktor <i>fixed bed multitube</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>	Tekanan	: 16 atm
	Temperatur	: 220°C

<b>Dimensi</b>	Diameter dalam pipa (IDt) Diameter luar pipa Jumlah <i>tube</i> Jenis <i>pitch</i> Diameter dalam <i>shell</i> Diameter luar <i>shell</i> Tinggi <i>shell</i> Tipe <i>Head</i>  Tebal <i>head</i> Jarak <i>baffle</i> Jumlah <i>baffle</i> Waktu tinggal reaktor Jumlah	: 0,035 m : 0,042 m : 884 buah : <i>Triangular pitch</i> : 1,59 m : 1,63 m : 7,3152 m : <i>Elliptical flanged and dished head</i>  : 0,03175 m : 0,48 m : 14 buah : 24,8179 detik : 1
<b>Nozzle umpan</b>	<i>Nominal pipe size</i> : <i>OD of pipe</i> : <i>Flange nozzle thickness (n)</i> : <i>Diameter of hole (DR)</i> : <i>Length offside (L)</i> : <i>Width of reinforcing plate (W)</i> : <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> : <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> : <i>Regular, type H</i> : <i>Low, type C</i> :	10 in 10,75 in  0,5 in 10,875 in 24,5 in 30,125 in  10 in  8 in 15 12,25 in

<b>Nozzle produk</b>	<i>Nominal pipe size :</i> <i>OD of pipe :</i> <i>Flange nozzle thickness (n) :</i> <i>Diameter of hole (DR) :</i> <i>Length offside (L):</i> <i>Width of reinforcing plate (W):</i> <i>Distance, shell to flange face out (J):</i> <i>Distance, shell to flange face in (K) :</i> <i>Regular, type H :</i> <i>Low, type C :</i>	14 in 14 in 0,5 in 14,125 in 31 in 38 in 10 in 8 in 18 15,5 in
<b>Nozzle pendingin masuk</b>	<i>Nominal pipe size :</i> <i>OD of pipe :</i> <i>Flange nozzle thickness (n) :</i> <i>Diameter of hole (DR) :</i> <i>Length offside (L):</i> <i>Width of reinforcing plate (W):</i> <i>Distance, shell to flange face out (J):</i> <i>Distance, shell to flange face in (K) :</i> <i>Regular, type H :</i> <i>Low, type C :</i>	8 in 8,625 in 0,50 in 8,75 in 20,25 in 25 in 8 in 6 in 13 10,125 in

<b>Nozzle pendingin keluar</b>	<i>Nominal pipe size :</i>	8 in
	<i>OD of pipe :</i>	8,625 in
	<i>Flange nozzle thickness (n) :</i>	0,50 in
	<i>Diameter of hole (DR) :</i>	8,75 in
	<i>Length offside (L):</i>	20,25 in
	<i>Width of reinforcing plate (W):</i>	25 in
	<i>Distance, shell to flange face out (J):</i>	8 in
	<i>Distance, shell to flange face in (K) :</i>	6 in
	<i>Regular, type H :</i>	13
	<i>Low, type C :</i>	10,125 in
<b>Rancangan Alat</b>	Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 grade 11 type 316</i>
	Posisi Alat	: Vertikal
<b>Katalis</b>	Jenis	: Silver
	Bentuk	: Padat silinder
	Diameter katalis	: 0,0045 m
	$\rho$ Bulk	: 1,834 kg/m <sup>3</sup>
	Porositas	: 0,03840 m <sup>3</sup>

## 6.2 Menara Absorber ( MA-301) (Ayu Lidya Panjaitan/NIM: 190140102)

Gas absorption atau absorpsi gas merupakan operasi di mana campuran gas dikontakkan dengan liquid yang bertujuan untuk melarutkan satu atau lebih komponen gas sehingga terbentuk larutan gas dalam liquid. Pada operasi ini memerlukan perpindahan massa substansi dari aliran gas ke liquid. Ketika perpindahan massa terjadi dengan arah berlawanan, misalnya dari liquid ke gas, operasi ini disebut desorption atau stripping. Zat yang diserap disebut fase terserap sedangkan yang menyerap disebut absorben kecuali zat padat. Absorben dapat pula berupa zat cair karena itu absorpsi dapat terjadi antara zat cair dengan zat cair atau gas dengan zat cair. Terjadinya proses absorpsi dipengaruhi oleh beberapa faktor diantaranya yaitu:

- 1) Kemampuan pelarut yang digunakan sebagai absorben
- 2) Laju alir dari pelarut

- 3) Jenis atau tipe kolom yang digunakan
- 4) Kondisi operasi yang sesuai

### **6.2.1 Proses absorpsi**

Absorpsi dalam teknologi kimia merupakan proses perpindahan atom-atom atau molekul dari fasa gas ke fasa cair (Bolland, 2013). Proses absorpsi umumnya digunakan untuk memisahkan suatu gas dari campuran gas. Pemisahan campuran gas sering ditemukan pada proses pengolahan gas alam. Proses tersebut memisahkan gas CO<sub>2</sub>. Alasan umum mengapa kedua gas tersebut sering dipisahkan dari suatu campuran gas di antaranya dapat menyebabkan korosi pada peralatan industri proses (karena mempunyai sifat asam), dapat merusak lapisan ozon, serta untuk gas CO<sub>2</sub> dapat menurunkan efisiensi pembakaran (jika gas CO<sub>2</sub> berada dalam campuran bahan bakar gas). Salah satu contoh proses absorpsi gas CO<sub>2</sub> adalah proses gas sweetening. Absorben yang dapat digunakan pada proses absorpsi gas CO<sub>2</sub>, yaitu etanol amin, ammonia, dan larutan alkali (Peng, dkk, 2011) adalah Kalium hidroksida (KOH) karena harganya cukup murah dan mudah untuk diperoleh (Mulyono dan Swandito, 2005). Proses absorpsi diharapkan berjalan pada kondisi optimal, akan tetapi sering terjadi kendala teknis maupun non-teknis sehingga membuat kinerja proses absorpsi terganggu. Kendala tersebut disebabkan oleh beberapa faktor, di antaranya level cairan di kolom bawah absorpsi, laju alir absorbent, suhu, tekanan, dan gangguan proses. Untuk menjaga kondisi proses absorpsi, dapat ditambahkan sistem otomasi.

#### **6.2.1.1 Absorpsi**

Proses absorpsi secara umum adalah proses penyerapan gas ke dalam cairan melalui antar muka dua fasa tersebut. Proses absorpsi dibagi menjadi dua jenis berdasarkan pelarut yang digunakan, yaitu: a. Absorpsi fisik Absorpsi fisik adalah proses absorpsi atau perpindahan gas (difusi) ke dalam absorbent tanpa disertai reaksi kimia. Dalam absorpsi fisika, jumlah gas yang terlarut pada keadaan kesetimbangan akan meningkat seiring dengan penurunan temperatur, sehingga proses yang dihasilkan lebih efisien. Keuntungan dari proses fisika ini adalah panas yang dibutuhkan untuk regenerasi relatif kecil, kurang dari 5 kkal/mol (20kJ/mol), jauh lebih rendah dari proses kimia yang membutuhkan

panas lebih dari 25 kkal/mol (100 kJ/mol), keuntungan lainnya adalah semua solvent fisika relatif stabil dan tahan degradasi. Kerugian dari proses fisika adalah jumlah solvent yang digunakan dalam sirkulasi proses relatif banyak, sehingga energi yang dibutuhkan untuk sirkulasi tinggi

### **6.2.2 Jenis-Jenis Absorpsi**

Absorpsi dikelompokkan menjadi dua, yaitu absorpsi fisik dan absorpsi Kimia. Absorpsi fisik adalah proses absorpsi yang berlangsung secara fisika, yang terjadi hanyalah kelarutan solute dalam solvent, dimana gas yang larut didalam solvent memiliki solubility dalam solvent yang lebih besar daripada gas lainnya. Absorpsi kimia adalah proses absorpsi yang berlangsung secara kimia, proses ini biasanya disertai oleh reaksi kimia antara solvent dengan solute, jadi selain terjadi kelarutan juga terjadi reaksi. Alat yang digunakan dalam absorpsi gas dinamakan Absorber. Absorber adalah alat industri kimia berupa mass transfer device yang di dalamnya terjadi proses absorpsi. Jenis kolom absorber yang paling banyak digunakan dalam industri kimia adalah kolom dengan tipe aliran counter-current, gas yang akan diserap dialirkan pada bagian bottom kolom, sedangkan liquid atau pelarut dialirkan pada bagian top kolom. Hal ini disebabkan karena gas lebih ringan dan mudah menyebar daripada liquid, sehingga kontak antara liquid dan gas akan berlangsung dengan baik dan juga mempengaruhi banyaknya gas yang diserap oleh pelarut atau liquid.

### **6.2.3 Absorber**

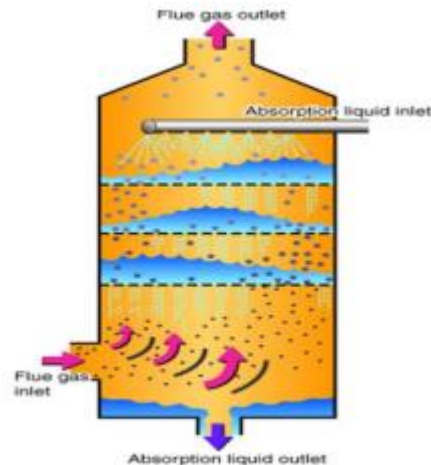
Absorber adalah alat yang digunakan untuk proses absorpsi, yaitu proses penyerapan fluida gas oleh seluruh bagian zat cair sebagai absorben. Proses Absorpsi digunakan untuk memisahkan suatu komponen gas dari campuran gas dengan menggunakan zat cair sebagai penyerap/absorben.

Prinsip kerjanya adalah suatu campuran gas diumpankan dari bawah tower absorber, kemudian dikontakkan dengan zat cair yang diumpankan dari atas absorber, sehingga terjadi difusi. Pada proses absorpsi kali ini yang ingin dipisahkan yaitu antara gas oksigen dari Etilen Oksida dengan menggunakan air sebagai media penyerap.

### 6.2.4 Jenis-Jenis Absorber

Berdasarkan kegunaan dari absorber, maka absorber dibagi menjadi:

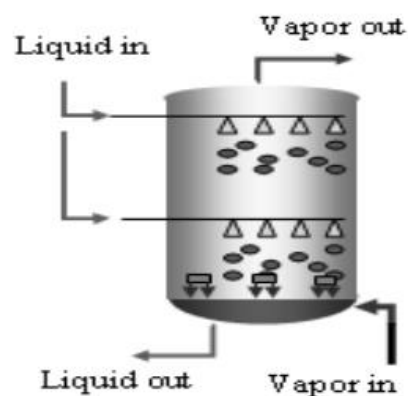
- 1) Packed Tower



**Gambar 6.1** *Packed Tower*

Dalam tower ini berisi packing, liquid didistribusikan diatas packing dan mengalir kebawah membentuk lapisan tipis di permukaan packing. Gas umumnya mengalir keatas berlawanan arah terhadap jatuhnya liquid. Kedua fasa (liquid & gas) akan teraduk sempurna. Pada packed tower, luas permukaan kontak antara gas dan liquid diperbesar dengan jalan menambahkan packing dalam tower. Packing yang ada juga berfungsi memperlama waktu kontak gas-liquid, sehingga rate transfer massa diharapkan menjadi lebih tinggi.

- 2) Spray Tower



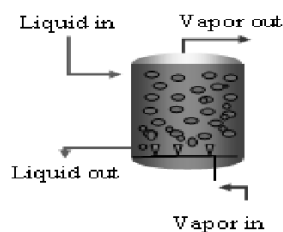
**Gambar 6.2** *Spray Tower*

Liquid masuk dispraykan dan jatuh karena gravitasi, aliran gas naik berlawanan arah. Nozzle spray berfungsi untuk memperkecil ukuran liquid. Jarak



atuhnya liquid ditentukan berdasarkan waktu kontak dan pengaruh jumlah massa yang dipindahkan. Spray tower digunakan untuk perpindahan massa gas-gas yang sangat mudah larut dimana tahanan fasa gas yang menjadi kendali dalam fenomena ini. Digunakan untuk skala besar dengan sistem dasarnya untuk mengalirkan SO<sub>2</sub> dari boiler gas buangan yang dikeluarkan dari stasiun pembakaran batubara.

### 3) Bubble Column



**Gambar 6.3** Bubble Column

Bubble Column pada prinsipnya merupakan kebalikan dari spray tower. Dalam kolom ini gas terdispersi kedalam fasa liquid membentuk gelembung kecil. Gelembung yang kecil ini menjadikan kontak antar fasa yang besar. Perpindahan massa yang terjadi selama gelembung naik melalui fasa liquid, gerakan gelembung tersebut mengurangi tahanan fasa liquidnya. Bubble Column digunakan bila laju perpindahan massa dikendalikan oleh tahanan fasa gas.

### 6.3 Menentukan Jenis Absorber

Dalam prarancangan ini dipilih jenis absorber *Packed Tower* berdasarkan pada pertimbangan:

1. Menghasilkan luas permukaan yang besar antara liquid dan gas.
2. *Pressure drop* aliran gas rendah
3. Memiliki kekuatan structural untuk kemudahan dalam penanganan dan pemasangan.
4. Hanya diperlukan sekali proses Laju alir fluida (Tanpa harus refluks).
5. Biaya perawatan lebih murah

Dalam tower ini berisi *packing*, liquid didistribusikan diatas *packing* dan mengalir kebawah membentuk lapisan tipis di permukaan *packing*. Gas umumnya mengalir keatas berlawanan arah terhadap jatuhnya liquid. Kedua fasa (liquid &

gas) akan teraduk sempurna. Pada *packed tower*, luas permukaan kontak antara gas dan liquid diperbesar dengan jalan menambahkan *packing* dalam tower. Packing yang ada juga berfungsi memperlama waktu kontak gas-liquid, sehingga rate transfer massa diharapkan menjadi lebih tinggi.

### 6.3.1 Absorber Packed Tower berdasarkan jenis Packing

#### 1. Random Packing

Random packing didalam tower disusun secara acak, material yang digunakan seperti batu, kerikil, arang dan sebagainya. Packing jenis ini banyak tersedia, meskipun tidak mahal tetapi packing ini area permukaannya kecil dan sedikit aliran fluida. Random packing paling sering digunakan saat ini. Secara umum random packing menawarkan permukaan spesifik yang lebih besar dan pressure drop gas yang lebih tinggi pada ukuran yang lebih kecil, tetapi harganya lebih rendah.

Ada beberapa jenis random packing :

- 1) Rasching Ring, silinder berlubang dengan diameter antara 6 sampai 100 mm ( $\frac{1}{4}$  - 4 in), terbuat dari porselin.
- 2) Lessing Ring, sangat jarang digunakan.
- 3) Berl dan intalox saddle, mempunyai diameter 6 – 75 mm ( $\frac{1}{4}$  - 3 in), terbuat dari porselin atau plastik.
- 4) Pals Ring, biasanya juga disebut sebagai Flexirings, Cascade ring dan terbuat dari metal dan plastik.
- 5) Tellerate, terbuat dari plastik.

Pada umumnya random packing memberikan luas permukaan spesifik yang besar dan pressure drop gas yang lebih besar jika dipakai dalam ukuran yang lebih kecil.

#### 2. Regular Packing

Regular Packing mempunyai beda tekanan gas yang rendah, kemungkinan flowrate fluida yang baik. Packing jenis ini biasanya lebih mahal daripada random packing. Ada beberapa jenis regular packing :

- 1) Rasching ring, ekonomis digunakan hanya pada ukuran yang sangat besar.
- 2) Wood grids (hurdles), murah dan biasanya digunakan untuk volume yang

besar.

- 3) Double spiral ring
- 4) Knitted, menghasilkan area kontak yang luas untuk gas dan liquid dengan pressure drop yang sangat rendah.

#### **6.4 Penentuan Packed Tower**

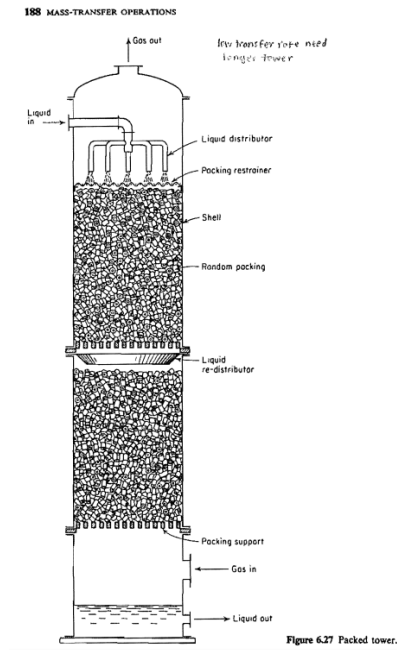
Berdasarkan jenis absorber Packed Tower maka dipilih Random Package dengan tipe Risching rings dengan alasan:

1. Viskositas tidak terlalu tinggi
2. Interfacial area di kisaran  $80-90\text{m}^2$
3. Efisiensi jauh lebih baik
4. Kontak permukaan yang luas antara gas dan cairan.
5. Tinggi Packing 3,55 m
6. Pressure drop yang tidak terlalu tinggi.

#### **6.5 Penentuan Bahan Kontruksi**

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless SA 240 Grade B* dengan pertimbangan

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi



**Gambar 6.4** Packed Tower

### 6.5.1 Perancangan Absorber Packed Tower Distilasi

Tahapan perancangan Packed tower adalah sebagai berikut:

1. Perancangan Packed tower
  - a. Kondisi Operasi
  - b. Ukuran diameter kolom
  - c. Jenis Packing
  - d. Nominal Size Packing
  - e. Wall Thickness
  - f. Diameter Tower
  - g. Tinggi tower
  - h. Pressure drop

Adapun rangkuman spesifikasi absorber yang digunakan pada prarancangan pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 6.2.

**Tabel 6.2** Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Methanol

<b>Fungsi</b>	Tempat Penyerapan Etilen oksida dari impuritis dengan menggunakan pelarut air
<b>Kode</b>	MA-301

<b>Jenis</b>	<i>Packed Tower (Random Package)</i>	
<b>Kondisi operasi</b>	Kolom Bagian Atas	
	Suhu	: 82,55°C
	Tekanan	: 10 atm
<b>Rancangan Alat</b>	<b>Bahan konstruksi</b>	: <i>Stainless SA 240 Grade B</i>
<b>Packed Tower</b>	<b>Jenis Packing</b>	Ceramic Rasching Rings
	<b>Nominal Size</b>	50 mm = 2 in
	<b>Wall Thickness</b>	6 mm
	<b>Diameter Tower</b>	0,5 m
	<b>Interfercial area</b>	83,82 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
	<b>Tinggi Packing</b>	3,55 m
	<b>Tinggi Head Packing</b>	1,5543 m <sup>2</sup>
	<b>Tinggi Tower</b>	11,95 m
	<b>Height Of Transfer</b>	8,1118 m
	<b>Hold Up</b>	0,7458
	<b>Koefisien Volumetrik</b>	0,2676 kmol/m <sup>3</sup> .s
	<b>Treyball</b>	0,0686 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>

## BAB VII

### UNIT UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya proses dalam suatu pabrik. Unit-unit pendukung proses yang terdapat pada pabrik Etilen Oksida antara lain unit penyediaan dan pengolahan air, unit pembangkit steam serta unit pengadaan udara tekan.

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water system*), unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air seperti air pendingin, air umpan boiler, air konsumsi, air proses, air pemadam kebakaran dan air *make up*.
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam generation system*) yang bertugas untuk menyediakan kebutuhan steam sebagai media pemanas untuk *vaporizer*, *heater*, reaktor dan *reboiler*.
3. Unit Pengadaan udara tekan, unit ini bertugas menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic controller*, penyediaan udara tekan di bengkel dan kebutuhan lainnya.

#### 7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water system*)

Air sangat dibutuhkan untuk bisa menjalankan sebuah pabrik, baik dari segi kebutuhan untuk proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan etilen oksida dapat dilihat sebagai berikut.

##### 7.1.1 Kebutuhan Air Proses

Kebutuhan air proses meliputi kebutuhan air pendingin dan air umpan ketel uap terdapat pada tabel 7.1 dan 7.2.

**Tabel 7.1** Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Jumlah (Kg/jam)
Reaktor (R-201)	2.411,20
<i>Cooler</i> (C-101)	7.738,18

<i>Condenser</i> Distilasi (D-301)	8.077,53
<i>Cooler</i> (C-104)	1.630,39
<b>Total</b>	<b>19.857,30</b>

Jumlah air pendingin = 19.857,30 kg/jam

*Make up* air pendingin 20% = 3.971,46 kg/jam

Total Air yang dibutuhkan = Jumlah air pendingin + *make up* pendingin 20%  
= 19.857,30 kg/jam + 3.971,46 kg/jam  
= 23.828,76 kg/jam

**Tabel 7.2** Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

<b>Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
<i>Heater</i> (E-109)	3.119,99
<i>Vaporizer</i> (VP-100)	7.404,71
Reboiler Distilasi (D-301)	13.392,20
<b>Total</b>	<b>23.916,90</b>

Jumlah air pemanas = 23.916,90 kg/jam

*Make up* 20% = 4.783,38 kg/jam

Total Air yang dibutuhkan = Jumlah air pemanas + *Make up* 20%  
= 23.916,90 kg/jam + 4.783,38 kg/jam  
= 28.700,27 kg/jam

Air pembangkit *steam* adalah 1,2 kali kebutuhan *steam* sebenarnya

Kondensat = 1,2 x 28.700,27 kg/jam  
= 34.440,33 kg/jam

Asumsi: *Boiler* hanya dapat merecoveri 80% sehingga *make up water*

*Make up* = (100%-80%) x 28.700,27 kg/jam  
= 20% x 28.700,27 kg/jam  
= 5.740,05 kg/jam

Total ke dearator = kondensat + *make up*  
= 34.440,33 kg/jam + 5.740,05 kg/jam  
= 40.180,38 kg/jam

### 7.1.2 Kebutuhan Air Domestik

a. Air untuk karyawan kantor

kebutuhan air untuk karyawan = 100 liter/orang/hari

Jumlah pekerja dalam pabrik 286 orang maka dalam 1 hari dibutuhkan air

sebanyak

= 28.429,42 liter/hari

= 1.184,56 kg/jam

b. Air untuk laboratorium

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 3.000 liter/hari

= 125 kg/jam

c. Air untuk kebersihan dan pertanaman

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 5.000 liter/hari

= 208,3333 kg/jam

d. Air untuk Perumahan

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 23 rumah x 200 L/hari/org x 5 org

= 23.000 liter/hari

= 958,333 kg/jam

e. Air Kantin dan Tempat Ibadah = 120 liter/hari

= 5 kg/jam

f. Air Pemadam Kebakaran = 2.000 kg/jam

Over desain 10% = 200 kg/jam

Sehingga total air pemadam kebakaran = 2.000 kg/jam + 200 kg/jam

= 2.200 kg/jam

Sehingga Total untuk keperluan umum adalah = 4.681,23 kg/jam

Over desain 20% = 936,25 kg/jam

Total Keperluan Umum = 4.681,23 + 936,25 kg/jam

= 5.617,47 kg/jam

Dari data-data jumlah air diatas maka jumlah total kebutuhan air pada pabrik Etilen oksida yang harus disediakan oleh unit penyediaan air terdapat pada Tabel 7.3.



**Tabel 7.3** Kebutuhan Air Pabrik

<b>Penggunaan</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Air Proses	21.843,0297
Air Pendingin	23.828,7596
Air Pembangkit <i>Steam</i>	28.700,2742
Air Keperluan Umum	5.617,4712
<b>Total</b>	<b>79.989,5347</b>

Untuk menjamin kelangsung penyediaan air, maka dilokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water intake*) yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air. Selanjutnya air dipompakan kelokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya. Pengolahan air dipabrik terdiri dari beberapa tahap yaitu:

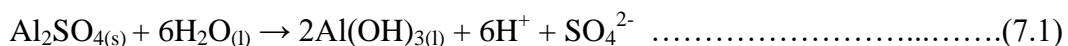
1. Pengendapan

Pengendapan merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Diameter padat dalam air berkisar antara  $10^{-4}$  m (Alaerts, 1984). Untuk membunuh kuman-kuman dalam air dilakukan proses klorinasi yaitu dengan mereaksikan air dengan klor. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit ( $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ ).

2. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan didalam air. Air dari *screening* dialirkan ke *clarifier* setelah diinjeksi larutan alum. *Clarifier* berfungsi sebagai tempat pengolahan air tahap pertama yaitu proses penjernihan air untuk menghilangkan zat padat dalam bentuk suspensi yang dapat menyebabkan kekeruhan (*turbidity* sekitar 20 ppm) terhadap air dengan jalan netralisasi, sedimentasi, koagulasi, dan filtrasi. Al dan larutan soda abu  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Larutan alum berfungsi sebagai koagulan utama dan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat

pengendapan dan penetralan pH. Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar *clarifier* karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (*overflow*) yang selanjutnya akan masuk kepenyaring pasir (*sand filter*) untuk penyaringan. Reaksi yang terjadi seperti pada persamaan:



Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, sedangkan perbandingan pemakaian alum dan soda abu adalah 1:0,54 (Baron, 1982).

### 3. Filtrasi

Filtrasi berfungsi untuk memisahkan flok dan koagulan yang masih terikut bersama air. Komponen utama dari saringan pasir adalah pasir yang ukuran berbeda-beda. Pasir ukuran yang besar pada bagian atas, sedangkan yang lebih kecil pada bawah. Saringan pasir bekerja secara kontinyu, jika kotoran-kotoran mengumpul atau lumpur yang sudah terlalu tebal di saringan, maka akan dilakukan *backwash* secara berkala. Penyaring pasir (*sand filter*) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu:

- 1) Lapisan I terdiri dari pasir hijau (*green sand*) setinggi 24 in = 60,96 cm.
- 2) Lapisan II terdiri dari anterakit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- 3) Lapisan III terdiri dari batu kerikil (*gravel*) setinggi 7 in = 17,78 cm

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan *strainer* sebagai panahan. Selama pemakaian data saring *sand filter* akan menurun. Untuk ini diperlakukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian ulang (*back washing*). Dari *sand filter*, air dipompakan kemenera sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan. Untuk air proses, masih diperlakukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses demineralisasi dari deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman dalam air.

Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit  $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ . Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaring air (*water treatment system*) sehingga air yang keluar merupakan air sehat yang memenuhi

syarat-syarat air minum tanpa harus dimasak terlebih dahulu. Air dari *sand filter* ini dibagi menjadi 3 yaitu air domestik, *make up cooling water*, serta air umpan boiler yang nantinya akan diproses kembali pada *demin plant* untuk menghasilkan air yang bebas mineral yang akan digunakan sebagai air umpan boiler.

#### 4. Demineralisasi

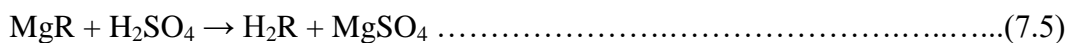
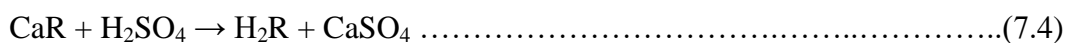
Air yang nantinya digunakan sebagai umpan boiler harus terbebas dari garam-garam terlarut. Unit ini berfungsi untuk membebaskan air dari unsur-unsur silika, sulfat, klorida dan karbonat dengan menggunakan resin, unit ini terdiri dari:

##### 1) Penukar Kation (*cation exchanger*)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang terlarut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bermerek *Daulite C-20*. Reaksi yang terjadi seperti:

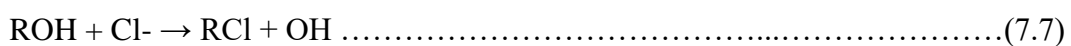
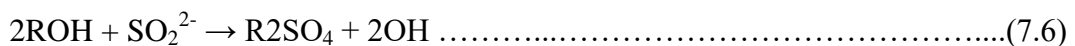


Untuk regenerasi dipakai  $\text{H}_2\text{SO}_4$  berlebih pada persamaan:

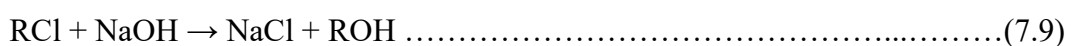


##### 2) Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan bermerk *Dower 2*. Reaksi yang terjadi seperti:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH terlihat pada persamaan:



#### 5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan

boiler. Pada deaerator dipanaskan hingga supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O<sub>2</sub> dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas dalam deaerator.

## 7.2 Kebutuhan Uap Air (*Steam*)

Uap (*steam*) yang dihasilkan oleh steam boiler digunakan sebagai tenaga penggerak mesin turbin uap untuk menghasilkan daya listrik dan sebagai pemanas pada *vaporizer*, *heater* dan reboiler pada distilasi.

## 7.3 Unit Pengadaan Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan untuk perancangan pabrik etilen oksida yang menggunakan 30 alat kontrol ini diperkirakan sebesar 45,83 m<sup>3</sup>/jam, dimana masing-masing alat membutuhkan udara tekan sebesar 1,53 m<sup>3</sup>/jam. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi silika gel untuk menyerap air.

## 7.4 Kebutuhan Listrik

Pada prarancangan pabrik Etilen oksida ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari PLTU Suralaya dan Generator sebagai cadangan, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar serta tegangan dapat dinaik turunkan sesuai dengan kebutuhan menggunakan transformator. Kebutuhan listrik di pabrik ini meliputi keperluan proses, utilitas, rumah tangga, laboratorium dan perkantoran. Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas tercantum dalam Tabel 7.4 berikut:

**Tabel 7.4** Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas

No.	Nama Alat	Kode	Daya (hp)
1.	Pompa Air Sungai	P-401	5,7949667
2.	Pompa Bak Penampung	P-402	5,7949667

3.	Tangki Pelarutan Alum	T-401	0,0202697
4.	Pompa Alum	P-403	0,0001113
5.	Tangki Pelarutan Soda Abu	T-402	0,0056357
6.	Pompa Soda Abu	P-404	0,0000601
7.	Pompa Clarifier	P-405	0,0001113
8.	Pompa Sand Filter	P-406	0,0001113
9.	Pompa Tangki Air	P-407	0,0001113
10.	Tangki Pelarutan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	T-405	0,0000141
11.	Pompa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	P-408	0,0000061
12.	Pompa Penukar Kation	P-410	0,1741000
13.	Tangki Pelarutan NaOH	T-407	0,0010756
14.	Pompa NaOH	P-409	0,0000860
15.	Pompa Penukar Anion	P-411	0,1741000
16.	Pompa Daerator	P-412	0,1741000
17.	Boiler	KB-401	1.141,6360
18.	Pompa Water Cooling Tower	P-414	0,6434117
19.	Tangki Pelarut Kaporit	T-409	0,00000004
20.	Pompa Air Domestik	P-413	0,0829082
<b>Total</b>			<b>1.154,50217</b>

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan utilitas adalah **1.154,50217** hp. Diperkirakan kebutuhan listrik untuk alat tidak terdeskripsikan adalah  $\pm 10\%$  dari total keseluruhan sebesar 185,674098 hp, sehingga total kebutuhan listrik adalah 2.042,415078 hp atau 1.567,489105 kW. Penentuan besaran tenaga listrik untuk penerangan digunakan persamaan berikut:

$$L = \frac{a \times F}{U \times D} \dots\dots\dots(7.10)$$

Keterangan: L : Lumen per alat

A : Luas area

F : *foot candle* yang diperkirakan (Tabel 13, *Perry's Handbook* edisi 3)

U : Koefisien Utilitas (Tabel 16, *Perry's Handbook* edisi 3)

D : Efisiensi lampu yang diharapkan (Tabel 16, *Perry's Handbook* edisi 3)

Kebutuhan listrik untuk penerangan dapat dilihat pada Tabel 7.5 berikut

**Tabel 7.5** Kebutuhan listrik Untuk Penerangan

Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	Luas (ft <sup>2</sup> )	F	U	D	Lumen
Area Proses	20000	215.278,21	10	0,59	0,75	2.736.587,4153
Aula	400	4.305,5642	10	0,51	0,75	63.317,1206
Bengkel	200	2.152,78	10	0,51	0,75	31.658,5294
Kantin	600	6.458,3463	10	0,51	0,75	94.975,6809
Laboratorium	400	4.305,5642	10	0,56	0,75	57.663,8063
Parkir	500	5.381,96	10	0,49	0,75	82.376,9388
Pembangkit Listrik	2000	21.527,8208	10	0,59	0,75	273.658,7390
Perumahan karyawan	15500	166.840,611	10	0,6	0,75	2.085.507,6375
Pengolahan Air	1500	16.145,8656	10	0,59	0,75	205.244,0542
Pengolahan Limbah	500	5.381,9552	5	0,59	0,75	34.207,3424
Perkantoran	2200	23.680,58	20	0,6	0,75	592.014,5000
Perpustakaan	1500	16.145,8656	15	0,6	0,75	302.734,9800
Poliklinik	900	9.687,5194	10	0,56	0,75	129.743,5634
Pos satpam	100	1.076,391	10	0,42	0,75	19.221,2679
Taman	500	5.381,9552	5	0,55	0,75	36.695,1491
Tempat Ibadah	1500	16.145,8656	10	0,55	0,75	220.170,8945
Unit Pemadam kebakaran	1000	10.763,9104	10	0,51	0,75	158.292,8000
Ruang Boiler	500	5.381,95	10	0,1	0,75	403.646,2500
Stasiun Operator	600	6.458,34	10	0,59	0,75	82.097,5424
Daerah Evakuasi	10000	107.639	5	0,51	0,75	791.463,2353
Area Bahan Baku	700	7.534,73	10	0,59	0,75	95.780,4661
Area Produk	1200	12.916,68	5	0,59	0,75	82.097,5424
<b>Total</b>	<b>62.300</b>	<b>670.591,4895</b>				<b>8.579.155,4553</b>

Untuk semua area bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 40 Watt. Dimana lumen *output* tiap lampu *instan starting daylight* 40 Watt adalah 1.960 lumen.

Jadi total jumlah lampu yang digunakan = 8.579.155,4553 / 1960

$$\begin{aligned}
 &= 4.377,12013 \text{ buah} \\
 \text{Sehingga total daya penerangan} &= 4.377,12013 \times 40 \text{ W} \\
 &= 175.084,8052 \text{ W} \\
 &= 175,0848052 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Sementara kebutuhan listrik untuk AC diperkirakan menggunakan listrik sebesar 12.000 Watt atau 12 kW serta kebutuhan listrik untuk instrumentasi diperkirakan sebesar 10.000 Watt atau sebesar 10 kW. Total kebutuhan listrik pabrik Etilen oksida secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 7.6 berikut.

**Tabel 7.6** Total Kebutuhan Listrik Pabrik

Kebutuhan	kW
Listrik untuk keperluan proses dan Utilitas	1.567,4891
Listrik Untuk Penerangan	175,0848
Listrik untuk AC	12
Listrik untuk instrumentasi	10
<b>Total</b>	<b>1.764,57391</b>

Generator yang digunakan sebagai sumber energi listrik mempunyai efisiensi 80% sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai *output* sebesar:

$$\begin{aligned}
 \text{Output Generator} &= 1.764,57391 \text{ kW} / 0,8 \\
 &= 1.411,6591 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Dipilih menggunakan generator dengan daya 2000 kW, sehingga masih tersedia cadangan daya sebesar 588,34 kW yang akan digunakan untuk keperluan lainnya.

## 7.5 Kebutuhan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah IDO (*Diesel Oil*) yang diperoleh dari PT. Pertamina dan distributornya. Pemilihan bahan bakar cair tersebut didasarkan pada alasan:

1. Mudah didapat
2. Keseimbangan terjamin

### 3. Mudah dalam penyimpanan

Perhitungan Bahan Bakar Untuk Generator:

$$\text{Nilai Bakar Solar} = 46,1943 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Densitas Solar} = 0,404 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Output Generator} = 1.411,6591 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Generator} &= (1.411,6591 \text{ kW}) \times (0.999 \text{ kJ/det})/\text{kW} \times (3600 \text{ det/jam}) \\ &= 5.081.612,04 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah bahan bakar yang dibutuhkan generator yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Bahan Bakar} &= (5.081.612,04 \text{ kJ/jam} / 46,19436 \text{ kJ/ kg}) \\ &= 110.005,03 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Bahan Bakar untuk Boiler

$$\text{Uap yang dihasilkan boiler} : 5.740,05 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas laten } \textit{superheated steam} \text{ pada } 300^{\circ}\text{C} : 1404,89 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam yang dibutuhkan} &= 5.740,05 \text{ kg/jam} \times 1404,89 \text{ kJ/kg} \\ &= 8.064.145,66 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi} : 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus di suplai} &= (8.064.145,66 \text{ kJ/jam}) / 0,8 \\ &= 6.451.316,52 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Digunakan batubara jenis lignit sebagai bahan bakar pada boiler dengan nilai kalor 16,282 kJ/kg

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan} &= (6.451.316,52 \text{ kJ/jam}) / 16.282 \text{ kJ/kg} \\ &= 396,22 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 7.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik Etilen oksida ini di klarifikasikan menjadi dua, yaitu buangan cair dan buangan padat. Dalam penanganannya didasarkan pada jenis buangannya:

### 1. Pengolahan buangan cair

Air buangan dari pabrik Etilen oksida ini berupa:

#### 1) Unit Pengolahan air buangan



Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dan air limbah proses dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan desinfektan *Ca-hypoclorite*.

2) Air berminyak dari mesin proses

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air dibagian bawah dialirkan ke penampungan akhir kemudian dibuang.

3) Air sisa Proses

Limbah cair sisa proses merupakan limbah yang dihasilkan dari kegiatan proses produksi. Air sisa proses tersebut dinetralkan di dalam kolam penetralan. Penetralkan dilakukan dengan menggunakan larutan  $H_2SO_4$  jika pH buangannya lebih dari 7,0 dengan menggunakan larutan NaOH jika pH buangannya kurang dari 7,0. Air yang netral dialirkan ke kolam penampungan akhir.

## 2. Pengolahan Buangan Padat

Limbah padat yang dihasilkan berasal dari limbah domestik dan IPAL. Limbah domestik berupa sampah-sampah dari keperluan sehari-hari seperti kertas dan plastik, sampah tersebut ditampung di dalam bak penampung dan selanjutnya dikirim ke tempat pembuangan akhir (TPA). Limbah yang berasal dari IPAL diurug di dalam tanah yang dindingnya dilapisi dengan *clay* (tanah liat) agar apabila limbah yang dipendam termasuk berbahaya tidak menyebar ke lingkungan sekitarnya.

## 7.7 Laboratorium

Laboratorium memiliki peranan sangat besar di dalam suatu pabrik untuk memperoleh data-data yang diperlukan. Data-data tersebut digunakan untuk evaluasi unit-unit yang ada, menentukan tingkat efisiensi dan untuk pengendalian mutu. Pengendalian mutu atau pengawasan mutu didalam suatu pabrik pada hakekatnya dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang ditentukan mulai bahan baku saat proses

berlangsung dan juga pada hasil atau produk. Pengendalian rutin dilakukan untuk menjaga kadar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dengan pemeriksaan secara rutin juga dapat diketahui analisa produk tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui dan diatasi. Laboratorium berada dibawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain:

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
2. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi
3. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan *boiler* dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *non shift*.

1. Kelompok Shift

Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu sistem kerja *shift* selama 24 jam dengan dibagi menjadi 3 *shift* dalam 4 regu kerja. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam.

2. Kelompok non shift

Kelompok ini mempunyai tugas analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan di laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok *shift*, kelompok ini melaksanakan tugasnya dilaboratorium utama dengan tugas antara lain:

- 1) Menyediakan reagen kimia untuk analisa laboratorium
- 2) Melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran produksi

## **BAB VIII**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

#### **8.1 Tinjauan Umum**

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan, penentuan lokasi pabrik yang tepat tidak semudah yang diperkirakan, banyak faktor yang dapat mempengaruhi, idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik.

Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut:

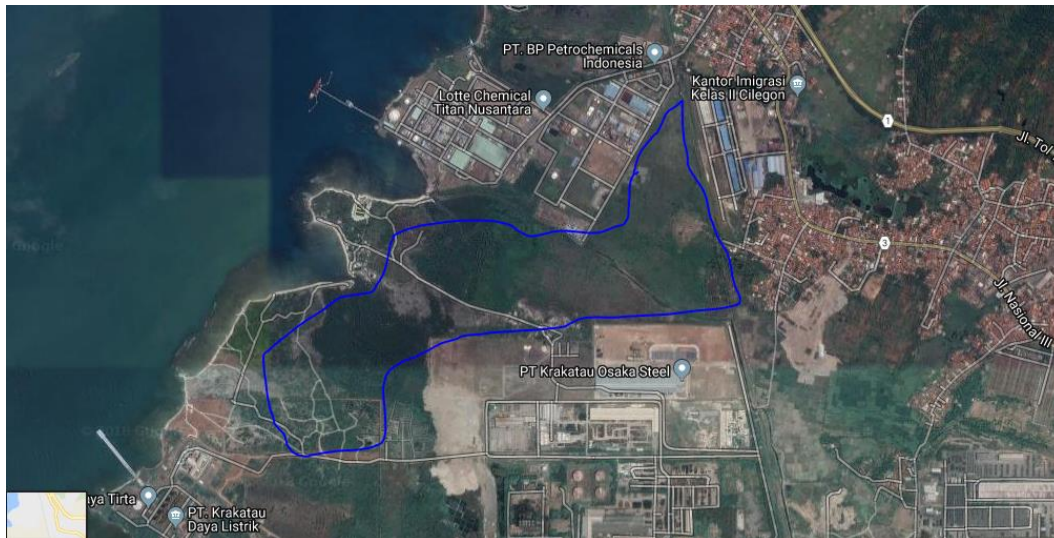
1. Kemampuan untuk melayani konsumen,
2. Kemampuan untuk mendapatkan bahan mentah yang berkesinambungan dan harganya sampai ditempat relatif murah,
3. Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan. Oleh karenanya pemilihan tempat bagi berdirinya suatu pabrik harus memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor utama dan faktor khusus.

#### **8.2 Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi yaitu pertimbangan dalam mempelajari sikap dan sifat masyarakat disekitar lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pabrik Etilen Oksida ini direncanakan berlokasi di daerah wilayah Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC), Banten, peta lokasi dapat dilihat pada Gambar 8.1. Dimana Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC), Banten dekat dengan bahan baku Etilen diperoleh dari PT Chandra Asri, Cilegon dan Oksigen dipasok dari PT Linde

Gasses, Cilegon. Peta perencanaan pendirian pabrik Etilen Oksida dapat dilihat pada Gambar 8.1



**Gambar 8.1** Peta Lokasi Pendirian Pabrik (Google Maps, 2023)

Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal tertentu seperti kemampuan untuk melayani konsumen, kemampuan untuk mendapatkan bahan mentah yang berkesinambungan dan harga yang relatif murah sampai di tempat, kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan. Pemilihan lokasi bagi berdirinya suatu pabrik harus memperlihatkan beberapa faktor yang berperan di dalamnya yaitu faktor utama dan faktor khusus.

### 8.2.1 Faktor Utama

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

#### 1. Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya didaerah yang dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran, sehingga transportasi dapat berjalan lancar Bahan Baku Etilen Oksida adalah Etilen diperoleh dari PT Chandra Asri, Cilegon yang memiliki kapasitas 625.000 ton/tahun, sedangkan oksigen di peroleh dari PT Linde Indonesia. Dengan letak antara pabrik dengan bahan baku yang dekat, maka diharapkan penyediaan bahan baku dapat tercukupi dengan lancar. Jika bahan baku harus di impor dari luar negeri, pelabuhan yang ada di Cilegon cukup dekat dengan lokasi pabrik.

## 2. Pemasaran

Pabrik etilen oksida terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Karena sebagian industri di Indonesia masih terpusat di pulau Jawa, maka pasar potensial adalah pulau Jawa. Hal ini didukung dengan adanya beberapa industri etilen glikol yang memerlukan bahan baku etilen oksida, seperti PT. Prima Ethycolindo dan PT. Yasa Ganesha Putra di daerah Merak, yang berjarak tidak jauh dari lokasi pabrik. Pemanfaatan Etilen Oksida sebagai bahan pembuatan senyawa anti beku, insektisida untuk mematikan serangga, sterilisasi peralatan medis dan industri makanan, bahan pembuatan detergen, obat – obatan, pelarut dan juga perekat, serta bahan pembuatan senyawa kimia seperti etilen glikol untuk pembuatan fiberglass dan resin plastik.

## 3. Utilitas

Kebutuhan sarana penunjang seperti listrik dapat dipenuhi dengan adanya transmisi dari PLN unit suralaya sebesar 3000 MW dan dengan cadangan pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) yang dimiliki oleh Grup Krakatau Steel, sedangkan air dapat diperoleh dari *water treatment plant* pihak pengelola KIEC, sebesar 2.000 liter/detik. Selain itu dapat pula diperoleh dari sumber air tanah.

Penyediaan air diperoleh dari Krenceng yang lokasinya tidak jauh dari pabrik, Untuk kebutuhan daya listrik, disuplai dari PT Krakatau Daya Listrik dan bila kurang memenuhi menggunakan daya tambahan dari PLN. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar dipenuhi dari PT Pertamina.

## 4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dapat dipenuhi dengan mudah dari daerah sekitar lokasi pabrik maupun luar lokasi pabrik sesuai dengan kebutuhan dan kriteria perusahaan. Tenaga kerja lulusan universitas terbaik yaitu Universitas Malikussaleh, Politeknik Negeri Lhokseumawe, Universitas Syiah Kuala, Institut Teknologi Bandung, Universitas Gajah Mada, Universitas Indonesia, Universitas Diponegoro, Universitas Sebelas Maret dan untuk bagian operator diperoleh dari lulusan politeknik negeri atau lulusan SMK maupun SMA. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja baru, sehingga mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia

## 5. Kebijakan Pemerintah dan Undang-undang Peraturan

Kawasan Industri Krakatau Steel merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial negara Indonesia sehingga secara geografis pendirian pabrik dikawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah yang berlaku. Undang - undang dan peraturan di lokasi tempat pembangunan pabrik juga perlu diperhatikan agar nanti tidak terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Peraturan perundang-undangan yang telah ditetapkan oleh daerah harus memperhatikan beberapa hal, antara lain:

- a. Adanya daerah industri (pengelompokkan industri)
- b. Bangunan dan Jalan
- c. Buangan Pabrik (Amrine, 1996).

## 6. Faktor Lingkungan dan sekelilingnya

Daerah KIEC berada dekat dengan kawasan pabrik seperti PT Chandra Asri, PT Lotte Chemical Indonesia, PT Lotte Chemical Titan, PT Wilmar Nabati Cilegon dll, sehingga sangat strategis dibangun dikawasan ini. Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian suatu pabrik di daerahnya, selain itu masyarakat juga akan dapat mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik ini, antara lain dengan adanya lapangan kerja yang baru maupun membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik.

### 8.2.2 Faktor Khusus

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

#### 1. Transportasi

Sarana transportasi dan telekomunikasi sangat penting untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Transportasi bahan baku menuju Cilegon cukup mudah karena adanya fasilitas jalan tol selain itu juga cukup dekat dengan pelabuhan sehingga arus transportasi juga lancar. Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta, yang merupakan pintu gerbang pulau jawa dari sumatera.

Kawasan Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) ini juga telah memiliki fasilitas jalan kelas satu, dengan demikian transportasi darat dari sumber

bahan baku, dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Untuk sarana transportasi laut, KIEC memiliki pelabuhan yang dapat disandari kapal berukuran 100.000 DWT. Posisi kawasan industri yang strategis juga akan memudahkan transportasi laut, baik untuk kebutuhan pengiriman antar pulau maupun untuk ekspor.

## 2. Sumber Air

Bagi Industri terutama industri kimia, air merupakan kebutuhan wajib untuk pabrik tersebut. Air digunakan untuk kebutuhan proses dan operasi, *cooling water*, *steam*, air minum dan air kebutuhan rumah tangga.

## 3. Iklim dan Alam Sekitar

Iklim dan alam sekitar merupakan salah satu hal lain yang perlu diperhatikan. Iklim dan alam sekitar tempat pembangunan pabrik haruslah tidak menyulitkan konstruksi bangunan pabrik sehingga akan menghemat ongkos konstruksi.

## 4. Keadaan Masyarakat

Masyarakat di daerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya, selain itu masyarakat juga akan dapat mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik ini, antara lain dengan adanya lapangan kerja yang baru maupun membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik.

### **8.3 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian - bagian pabrik yang meliputi tempat bekerja karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari hubungan satu sama lain, tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa, sehingga penggunaan area pabrik menjadi efisien dan kelancaran proses terjamin. Dalam penentuan tata letak pabrik haruslah dipikirkan penempatan alat-alat produksi sehingga sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi.

Beberapa bangunan fisik seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, *fire safety*, pos penjagaan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu, ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, dan keamanan.

Adapun secara umum hal-hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

1. Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan,

Area perluasan pabrik direncanakan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak timbul dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas ataupun untuk mengolah produknya sendiri keproduk yang lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar - benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat – alat pengaman. Tangki penyimpanan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antar bangunan satu dengan yang lain, guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

3. Luas Area yang Tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diperalatan lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, *steam*, listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

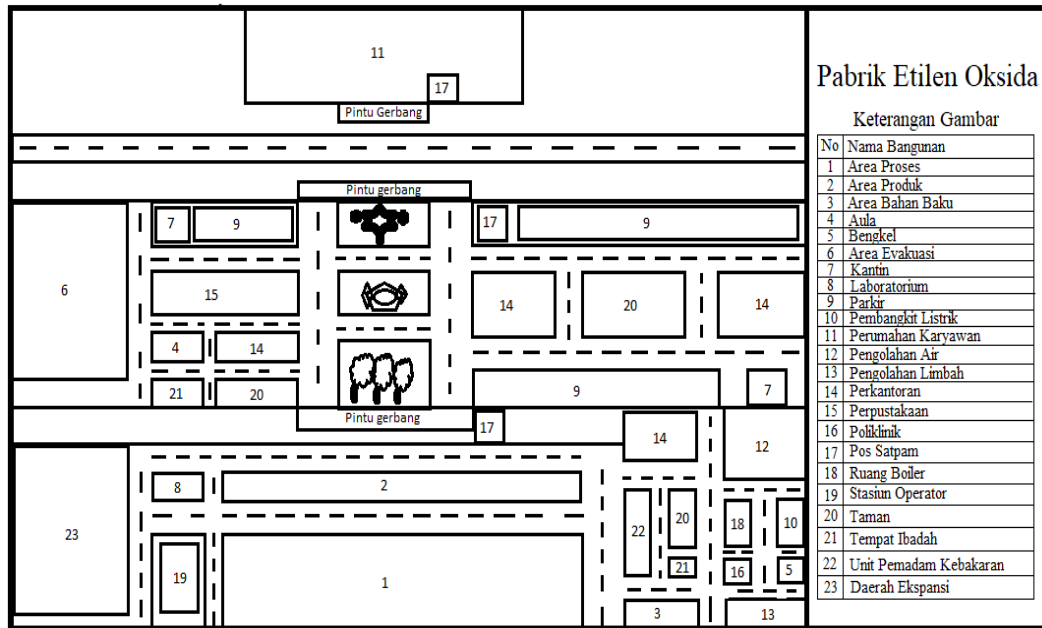
*Lay-out* tata letak pabrik Etilen Oksida dapat dilihat pada Gambar 8.2. Sedangkan perincian penggunaan tanah (lahan) dapat dilihat pada Tabel 8.1.



**Tabel 8.1** Perincian Penggunaan Lahan

<b>No</b>	<b>Nama Bangunan</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>
1.	Area Proses	15.000
2.	Area Produk	1.200
3.	Area Bahan Baku	700
4.	Aula	400
5.	Bengkel	400
7.	Kantin	500
8.	Laboratorium	400
9.	Parkir	1.300
10.	Pembangkit Listrik	2.000
11.	Perumahan Karyawan	10.000
12.	Pengolahan Air	1.500
13.	Pengolahan Limbah	500
14.	Perkantoran	2.000
15.	Perpustakaan	1.000
16.	Poliklinik	700
17.	Pos Satpam	100
18.	Ruang Boiler	500
19.	Stasiun Operator	600
20.	Taman	500
21	Tempat Ibadah	1.500
22	Unit Pemadam Kebakaran	1.000
23	Daerah Evakuasi	10.000
<b>Total</b>		<b>51.800</b>

Luas areal total seluruhnya adalah  $51.800 \text{ m}^2 = 5,18 \text{ Hektare}$



**Gambar 8.2** *Layout* Pabrik Etilen Oksida

## **BAB IX**

### **ORGANISASI PERUSAHAAN**

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Kebersihan suatu industri untuk menghasilkan produk yang diinginkan juga sangat tergantung pada koordinasi, kerjasama dan faktor yang terkait seperti bahan baku, tenaga kerja, modal dan penguasaan teknologi proses, sehingga diperlukan suatu organisasi yang dapat mengendalikan faktor-faktor tersebut.

#### **9.1 Definisi Organisasi**

Organisasi dan manajemen perusahaan merupakan faktor penting yang harus diperhatikan dalam sebuah perusahaan, hal ini menyangkut dengan peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang telah dihasilkan. Manajemen disini dapat diartikan sebagai sebuah proses yang dilakukan untuk mewujudkan tujuan organisasi melalui rangkaian kegiatan berupa perencanaan, pengorganisasian, pengarahan dan pengendalian orang-orang serta sumber daya organisasi lainnya (Nickles, Mc hugh, 1997). Organisasi sendiri adalah suatu wadah yang terdiri dari sekelompok orang yang bekerja sama dalam struktur dan koordinasi tertentu dalam mencapai tujuan bersama (Griffin, 2002).

Manajemen sangat berhubungan erat dengan organisasi dalam menjalankan suatu perusahaan karena akan menentukan kelangsungan hidup dan keberhasilan suatu perusahaan. Apabila manajemen dan organisasi dilakukan dengan kerjasama yang baik, sumber daya serta waktu yang tersedia dimanfaatkan secara tepat untuk mencapai tujuan bersama maka akan mendapatkan hasil yang lebih maksimal, efektif dan efisien (Wahono, 2011).

#### **9.2 Bentuk Perusahaan**

Perusahaan adalah setiap bentuk usaha yang bersifat terus-menerus dan yang didirikan, bekerja serta berkedudukan dalam wilayah negara republik

Indonesia, untuk tujuan memperoleh keuntungan dan atau laba (Pasal 1 Undang-undang No.3 Tahun 1982 tentang Wajib Daftar Perusahaan). Sehingga perusahaan perlu memilih bentuk dan sistem manajemen organisasi yang sesuai dengan kapasitas dan tujuan perusahaan.

**a. Perusahaan Perseorangan**

Perusahaan perseorangan yaitu badan usaha yang didirikan, dimiliki dan dimodali oleh satu orang. Pemilik juga bertindak sebagai pemimpin. Pemilik bertanggung jawab penuh atas segala kewajiban/hutang perusahaan dengan seluruh hartanya, baik yang ditanamkan pada perusahaan dengan seluruh hartanya, baik yang ditanamkan pada perusahaan maupun harta pribadinya.

**b. Perusahaan Firma**

Perusahaan Firma yaitu badan usaha yang didirikan dan dimiliki oleh beberapa orang dengan memakai satu nama (salah satu anggota atau nama lain) untuk kepentingan bersama. Semua anggota firma bertindak sebagai pemimpin perusahaan dan bertanggung jawab penuh atas segala kewajiban/hutang firma dengan seluruh hartanya, baik harta yang ditanamkan pada perusahaan maupun harta pribadinya.

**c. Perusahaan Komanditer**

Perusahaan komanditer yaitu badan usaha yang didirikan oleh dua orang atau lebih dimana sebagian anggotanya duduk sebagai anggota aktif dan sebagian yang lain sebagai anggota pasif. Anggota aktif yaitu anggota yang bertugas mengurus, mengelola dan bertanggung jawab atas kewajiban/hutang perusahaan dengan seluruh harta bendanya, baik harta yang ditanamkan pada perusahaan maupun harta pribadinya. Sedangkan anggota pasif yaitu anggota yang hanya berperan memasukkan modal ke perusahaan.

**d. Perseroan Terbatas**

Perseroan Terbatas yaitu badan usaha yang modalnya didapatkan dari penjualan saham. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab pada sejumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan dan setiap pemegang

saham adalah pemilik perusahaan. Bentuk usaha ini memiliki kapabilitas untuk dapat memiliki, mengatur dan mengolah kekayaannya sendiri serta dapat mengumpulkan modal secara efektif.

### **9.2.1 Pemilihan Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Etilen oksida ini adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan bidang usahanya adalah produksi etilen oksida dan berlokasi di Cilegon Banten.

1. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lapangan Usaha : Industri Etilen Oksida
3. Lokasi Perusahaan : Cilegon Banten

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

1. Mudah mendapatkan modal  
Bisnis yang dijalankan dengan sistem perseroan terbatas memiliki kemudahan untuk menambahkan modal. Penambahan modal dilakukan dengan cara menerbitkan saham untuk investor,
2. Sistem kepemilikan lebih jelas  
Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya bahwa sistem kepemilikan di dalam PT ditentukan oleh kepemilikan saham. Artinya pemegang saham memiliki batas tanggung jawab tergantung dari besar kecilnya saham yang dimiliki,
3. Keputusan tertinggi ada ditangan Pemegang Saham  
Pemilik modal selaku pemegang saham dapat mengambil keputusan melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk menentukan dan menetapkan anggaran dasar dalam menjalankan perusahaan termasuk mengangkat dan memberhentikan pengurus,
4. Perseroan Terbatas sebagai Badan Hukum  
Perseroan Terbatas lebih menjaga keamanan dalam melakukan kegiatan usaha di Indonesia. Hal ini karena anggaran dasar perusahaan mulai dari pendirian perusahaan, perubahan, penggabungan perusahaan (*merger*),

pengambilalihan serta pembubaran perusahaan diatur secara hukum sesuai dengan Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas dan Peraturan lain yang terkait,

5. Usaha patungan dengan pihak asing

Pengusaha berencana mendirikan sebuah perusahaan dalam rangka penanaman modal asing (PMA), yakni usaha patungan antara pemilik modal Indonesia dengan pemilik modal asing, dimana salah satu atau lebih pemilik modal asing menjadi pemegang saham perusahaan. Setiap perusahaan yang didirikan dalam rangka Penanaman Modal Asing (PMA) harus berbentuk Perseroan Terbatas.

### **9.3 Struktur Organisasi Perusahaan**

#### **9.3.1 Pengertian Struktur Organisasi**

Salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi. Dimana hal ini berhubungan dengan komunikasi yang baik dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Struktur organisasi adalah petunjuk susunan hubungan fungsi atau posisi kerja, juga dapat menunjukkan hirarki organisasi dan sistem pertanggungjawaban atasan ke bawah dan sebaliknya.

Struktur organisasi digunakan untuk menunjukkan pembagian tugas kerja serta kerangka hubungan antara SDM (sumber daya manusia) dalam sebuah organisasi sehingga dapat berkomunikasi secara efektif dan efisien. Selain itu, struktur organisasi juga menjadi indikator wilayah pertanggungjawaban tiap jabatan kerja yang juga pembimbing untuk memahami jangkauan kerja tiap SDM dalam organisasi sehingga seluruh anggota organisasi tersebut dapat berfokus pada deskripsi pekerjaan dan tanggung jawab kerja tiap SDM.

#### **9.3.2 Bentuk-bentuk Struktur Organisasi Perusahaan**

Berdasarkan pola hubungan kerja serta wewenang dan tanggung jawab, maka organisasi dibedakan atas:

1. Organisasi Lini
2. Organisasi fungsional

3. Organisasi Lini dan Staf
4. Organisasi fungsional dan staff
- a. **Organisasi Lini (*Line Organization*)**

Organisasi Lini ditetapkan oleh Henry Fayol, dalam tipe organisasi ini terdapat wewenang, kekuasaan yang menghubungkan langsung secara vertikal dari atasan ke bawah.

**Ciri-ciri Organisasi Lini :**

1. Organisasi relatif kecil,
2. Struktur organisasi sederhana,
3. Hubungan antara atasan dengan bawahan masih bersifat langsung melalui garis wewenang terpendek,
4. Pemilik modal atau perusahaan biasanya menjadi pimpinan tertinggi,
5. Jumlah karyawan relatif sedikit,
6. Tingkat spesialisasi tidak terlalu tinggi,
7. Masing-masing kepala unit mempunyai wewenang dan tanggung jawab penuh atas segala bidang pekerjaan yang ada di dalam unitnya.

**Kelebihan Organisasi Lini :**

1. Kesatuan pimpinan dan azas kesatuan komando tetap dipertahankan sepenuhnya,
2. Garis komando dan pengendalian tugas tidak mungkin terjadi kesimpang siuran karena pimpinan langsung berhubungan dengan karyawan,
3. Proses pengambilan keputusan, kebijaksanaan dan intruksi-intruksi berjalan cepat,
4. Pengawasan melekat secara ketat terhadap kegiatan-kegiatan karyawan dapat dilaksanakan,
5. Kedisiplinan dan semangat kerja karyawan umumnya naik,
6. Koordinasi relatif mudah dilaksanakan,
7. Rasa solidaritas dan *esprit de crop* para karyawan pada umumnya tinggi, karena masih saling mengenal.

### **Kekurangan Organisasi Lini :**

1. Tujuan pribadi pucuk pimpinan dan tujuan organisasi seringkali tidak dapat dibedakan,
2. Adanya kecenderungan pucuk pimpinan bertindak secara otoriter/diktator,
3. Maju mundurnya organisasi bergantung kepada kecakapan pucuk pimpinan saja, karena wewenang menetapkan keputusan, kebijakan dan pengendalian dipegang sendiri,
4. Organisasi secara keseluruhan terlalu bergantung pada satu orang,
5. Kaderisasi dan pengembangan bawahan kurang mendapatkan perhatian, karena mereka tidak diikutsertakan dalam perencanaan, pengembalian keputusan dan pengendalian,
6. Rencana, keputusan, kebijaksanaan dan pengendalian relatif kurang baik, karena adanya keterbatasan manusia.

### **b. Organisasi Lini dan Staf (*Line and Staff Organization*)**

Organisasi Lini dan Staf merupakan kombinasi antara Organisasi Lini dan Organisasi Fungsional. Pemberian wewenang berlangsung secara vertikal dari pimpinan tertinggi kepada pimpinan di bawahnya. Pimpinan tertinggi tetap sepenuhnya berhak menetapkan keputusan, kebijaksanaan dan merealisasikan tujuan perusahaan. kelancaran tugas pimpinan akan dibantu oleh para staf, dimana staf hanya untuk memberikan bantuan seperti saran-saran, data, informasi dan pelayanan yang dibutuhkan kepada pimpinan yang selanjutnya akan digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menetapkan keputusan dan kebijaksanaan guna membantu mencapai tujuan perusahaan.

### **Ciri-ciri Organisasi Lini dan Staf**

1. Pucuk pimpinan hanya satu orang dan dibantu oleh para staf,
2. Terdapat dua wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staf,
3. Kesatuan perintah tetap diperintahkan, setiap atasan mempunyai bawahan tertentu dan setiap bawahannya hanya mempunyai seorang atasan langsung,
4. Organisasi relatif besar, karyawan banyak dan pekerjaan kompleks,
5. Hubungan antara atasan dengan bawahan tidak bersifat langsung,



6. Pimpinan dan para karyawan tidak semuanya saling mengenal.

**Kelebihan Organisasi Lini dan Staf :**

1. Asas kesatuan pimpinan tetap dipertahankan, sebab pimpinan tetap berada dalam satu tangan saja,
2. Adanya dua wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staf,
3. Adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas antara pimpinan, staf dan pelaksana,
4. Koordinasi relatif mudah dilaksanakan karena sudah ada pembagian tugas yang jelas,
5. Pimpinan mempunyai bawahan tertentu sedang bawahan hanya mempunyai seorang atasan tertentu saja,
6. Bawahan hanya mendapat perintah dan memberikan tanggung jawab kepada seorang atasan tertentu saja,
7. Pelaksanaan tugas-tugas pimpinan relatif lebih lancar, karena mendapat bantuan data, informasi, saran-saran dan pemikiran stafnya,
8. Asas *the right man in the right place* lebih mudah dilaksanakan,
9. Fleksibel dan luwes, karena dapat diterapkan pada organisasi besar maupun kecil, organisasi perusahaan maupun organisasi sosial
10. Kedisiplinan dan moral karyawan tinggi, karena tugas-tugasnya sesuai dengan keahliannya,
11. Bakat karyawan yang berbeda-beda dapat dikembangkan, karena mereka bekerja sesuai dengan kecakapan dan keahliannya,
12. Perintah dan pertanggungjawaban melalui garis vertikal terpendek.

**Kekurangan Organisasi Lini dan Staf :**

1. Kelompok pelaksana sering bingung untuk membedakan perintah atau bantuan nasihat,
2. Solidaritas dari *esprit de corp* karyawan kurang, karena tidak saling mengenal,
3. Persaingan kurang sehat sering terjadi, sebab setiap unit atau bagian menganggap tugas-tugasnya yang terpenting.

### c. **Organisasi Fungsional**

Bentuk Organisasi Fungsional diciptakan oleh F.W Taylor, bentuk organisasi ini disusun berdasarkan sifat dan macam pekerjaan yang harus dilakukan. Pada tipe organisasi ini, masalah pembagian kerja mendapat perhatian yang sangat sungguh-sungguh, pembagian kerja didasarkan pada “spesialisasi” yang sangat mendalam dan setiap pejabat hanya mengerjakan suatu tugas atau pekerjaan sesuai dengan spesialisasinya.

#### **Ciri-ciri Organisasi Fungsional :**

1. Pembagian tugas secara tegas dan jelas dapat dibedakan,
2. Bawahan akan menerima perintah dari beberapa orang atasan,
3. Penempatan pejabat berdasarkan spesialisasinya,
4. Koordinasi menyeluruh biasanya hanya diperlukan pada tingkat atas,
5. Terdapat dua kelompok wewenang, yaitu lini dan fungsional.

#### **Kelebihan Organisasi Fungsional :**

1. Spesialisasi karyawan dapat dikembangkan secara optimal,
2. Adanya spesialisasi dapat diperoleh seoptimal mungkin,
3. Para karyawan akan terampil dibidangnya masing-masing,
4. Efisiensi dan produktivitas dapat ditingkatkan,
5. Solidaritas, moral dan kedisiplinan karyawan yang mengerjakan yang sama tinggi,
6. Direktur utama tugasnya ringan, karena para direktur lainnya adalah spesialis dibidangnya masing-masing.

#### **Kekurangan Organisasi Fungsional :**

1. Karyawan sering bingung karena mendapat perintah dari beberapa atasan,
2. Pekerjaan kadang-kadang sangat membosankan karyawan,
3. Para karyawan sulit mengadakan alih tugas akibat spesialisasi yang mendalam, kecuali mengikuti pelatihan terlebih dahulu,
4. Karyawan terlalu mementingkan bidangnya atau spesialisasinya, sehingga koordinasi secara menyeluruh sulit dilakukan,
5. Sering terjadi solidaritas kelompok yang berlebihan sehingga dapat menimbulkan pengkotak-kotakan ikatan karyawan yang sempit.

#### **d. Organisasi Fungsional dan Staf**

Bentuk organisasi ini merupakan kombinasi dari bentuk Organisasi Fungsional dan bentuk Organisasi Garis dan Staf.

##### **Ciri-ciri Organisasi Fungsional dan Staf :**

1. Karyawan bertanggung jawab kepada atasan,
2. Fungsionalisasi tidak harus dilakukan mengingat adanya staf ahli,
3. Digunakan oleh organisasi besar dengan susunan organisasi kompleks,
4. Pembagian tugas yang jelas dari pimpinan kepada staf sehingga koordinasi mudah dilaksanakan,
5. Pelaksanaan yang baik sehingga mudah mencapai tujuan.

##### **Kelebihan Organisasi Fungsional dan Staf :**

1. Digunakan organisasi besar, kompleks, dan pembidangan tugas jelas,
2. Spesialisasi maksimal, keputusan sehat karena ada staf ahli,
3. Digunakan tenaga ahli sesuai fungsinya.

##### **Kekurangan Organisasi Fungsional dan Staf :**

1. Perlunya pengorganisasian tenaga ahli pada bidang-bidang tertentu.
2. Perintah yang berjalan dengan baik dan lancar dari atas kebawah sedangkan tanggung jawab dan saran bergerak dari bawah keatas.

### **9.3.3 Pemilihan Bentuk Organisasi**

Bentuk organisasi yang diterapkan dalam Prarancangan Pabrik Etilen Oksida ini adalah bentuk Organisasi Garis (Lini) dan Staf, mengingat pabrik ini merupakan perusahaan besar yang mempunyai ruang lingkup serta karyawan yang banyak sehingga membutuhkan staf ahli sebagai pemberi saran dalam bidangnya kepada pimpinan perusahaan.

Adapun menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk organisasi garis dan staf adalah sebagai berikut:

1. Hanya ada seorang pimpinan sehingga tidak akan terjadi kesimpangsiuran dalam menerima dan menjalankan tugas,
2. Terdapat kesatuan dalam sistem kerja sehingga menjamin disiplin kerja,
3. Para karyawan merupakan tenaga ahli dalam bidang yang dipimpinya,

4. Tidak dikenal adanya sistem birokrasi.

Pada bentuk organisasi garis dan staf masing-masing jabatan mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda sesuai dengan bidangnya. Ada dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf yaitu:

- a. Staf yaitu Orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dan berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional,
- b. Garis yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

Bentuk Organisasi Garis dan Staf memiliki kelebihan antara lain:

- a. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam,
- b. Dapat menghasilkan keputusan logis dan sehat karena adanya pegawai yang ahli,
- c. Lebih mudah dalam pelaksanaan pengawasan dan pertanggungjawaban,
- d. Cocok untuk perubahan yang cepat,
- e. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.

#### **9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab**

Secara khusus badan usaha Perseroan Terbatas (PT) diatur dalam Undang-undang No. 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), yang secara efektif berlaku sejak tanggal 16 Agustus 2007. Adapun tugas dan wewenang dari organ-organ PT adalah:

##### **9.4.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staff adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS ini dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS

ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris, direktur perusahaan. Tugas dan wewenang RUPS adalah:

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris,
- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi,
- c. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan,
- d. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan,
- e. Mengesahkan hasil-hasil serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan (widjaja, 2003).

#### **9.4.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris adalah pemegang saham yang bertugas menentukan garis besar kebijakan perusahaan, melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan, pelaksanaan tugas direktur utama, dan meminta pertanggung jawaban direktur utama secara berkala. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

1. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan produk terhadap kondisi perusahaan dengan berpegang saham pada anggaran dasar PT dan RAPB yang telah disahkan pada RUSP.
2. Memeriksa pembukuan perusahaan
3. Memberi petunjuk dan nasehat kepada direksi, menegur serta memberhentikan sementara sampai ada keputusan RUPS yang selambat-lambatnya harus dilakukan satu bulan setelah pemberhentian sementara.
4. Menilai program dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan, targer perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahan pemasaran.

#### **9.4.3 Dewan Direksi**

##### **a. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris. Direktur Utama berperan sebagai penanggung jawab terhadap seluruh kebijaksanaan perusahaan serta membawahi direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum. Tugas dan wewenang direktur utama diantaranya:

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.

2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijakan RUSP.
3. Mewakili perusahaan mengadakan perjanjian-perjanjian, merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas personalia yang bekerja pada perusahaan.
4. Menetapkan besarnya deviden perusahaan.
5. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

**b. Direktur**

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan baginya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur yang terdiri dari direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum bertanggung jawab kepada direktur utama. Adapun wewenang direktur teknik dan produksi antara lain:

1. Bertanggungjawab kepada direktur utama dalam bidang teknik dan produksi perusahaan,
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Sedangkan tugas direktur keuangan dan umum adalah:

1. Bertanggungjawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, pemasaran dan pelayanan umum,
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Dalam melaksanakan tugasnya, direktur utama dibantu oleh 4 orang manager, yaitu:

**1. Manager Administrasi dan Umum**

Adapun tugas dan wewenang manager administrasi dan umum adalah:

- a. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal administrasi perusahaan.
- b. Mengawasi dan bertanggung jawab untuk hal umum dalam perusahaan.

Manager administrasi dan umum ini dibantu oleh kepala bagian administrasi dan kepala bagian umum. Kemudian kepala bagian administrasi dibantu oleh kepala seksi administrasi dan kepala seksi personalia. Serta kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi umum, kepala seksi humas dan diklat, kepala seksi kesehatan serta seksi keamanan.

## **2. Manager Pemasaran**

Manager pemasaran bertanggung jawab atas seluruh koordinasi dan pengawasan komersial perusahaan. Tugas dan wewenang adalah:

- a. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala kegiatan yang menyangkut pemasaran produksi, kebijakan harga, dan distribusi produk yang dihasilkan perusahaan.
- b. Mengkoordinasi, memimpin dan mengawasi bagian pemasaran yang mencakup pergudangan, pembelian bahan baku, distribusi dan seterusnya.
- c. Manager pemasaran ini dibantu oleh beberapa kepala seksi seperti kepala seksi penjualan dan pengadaan serta kepala seksi distribusi dan promosi.

## **3. Manager Keuangan**

Manager keuangan bertanggung jawab atas seluruh pengaturan segala urusan yang berhubungan dengan kekuasaan perusahaan serta kesejahteraan karyawan. Manager keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian dan kepala bagian dibantu oleh kepala seksi akuntansi dan kepala seksi keuangan.

## **4. Manager Teknik dan Produksi**

Manager teknik dan produksi adalah membantu direktur utama untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi. Tugas dan wewenang manager teknik dan produksi adalah:

- a. Menjalankan seluruh program dan kebijakan yang telah digariskan oleh dewan komisaris
- b. Mengadakan pengawasan dan penelitian untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi
- c. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya

- d. Mengkoordinasi dan mengarahkan kegiatan bagian teknik dan produksi, rekayasa serta keselamatan kerja.

Dalam menjalankan tugasnya manager teknik dan produksi dibantu oleh 2 orang kepala bagian yaitu kepala bagian teknik dan kepala bagian produksi.

1. Kepala bagian teknik

Tugas dan wewenangnya adalah bertanggung jawab atas bidang keteknikan agar proses produksi berjalan lancar. Kepala bagian teknik ini dibantu oleh beberapa kepala seksi yaitu:

- a. Kepala Seksi Laboratorium
- b. Kepala Seksi Pengendalian Kualitas
- c. Kepala Seksi Pengendalian Lingkungan

2. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya adalah pengaturan dan wewenang jalannya proses dari bahan baku sampai produk serta sarana yang berhubungan dengan proses. Kepala bagian produksi dibantu oleh:

- a. Kepala Seksi Proses
- b. Kepala Seksi Instrumentasi
- c. Kepala Seksi Mesin
- d. Kepala Seksi Listrik
- e. Kepala Seksi Utilitas

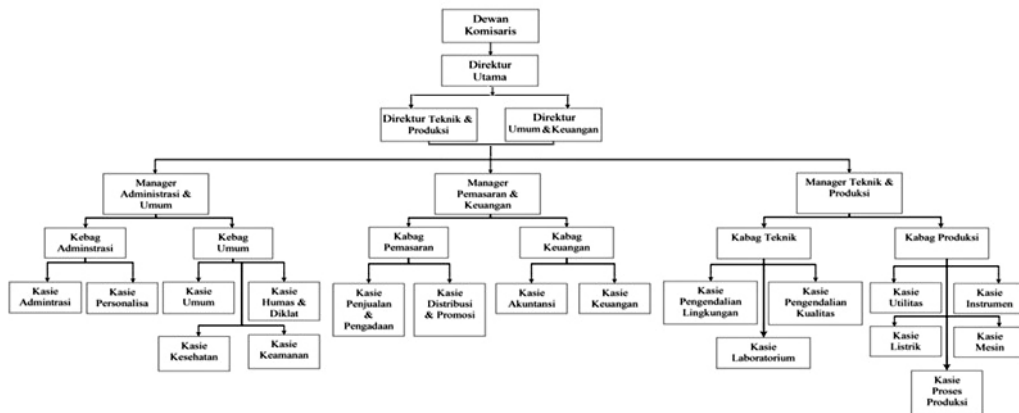
#### **9.4.4 Staff Ahli**

Staff ahli bertugas memberikan masukan berupa saran, nasehat, dan pandangan terhadap segala aspek operasioanal perusahaan.

#### **9.4.5 Sekretaris**

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat dalam perusahaan, menangani kearsipan, dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur utama dalam menanganu masalah administrasi perusahaan.





**Gambar 9.1** Struktur Organisasi

## 9.5 Sistem Kerja

Pabrik etilen oksida ini direncanakan akan beroperasi kontinyu selama 24 jam kerja perhari atau 330 hari pertahun, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan digolongkan menjadi 2 golongan yaitu karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*.

### 9.5.1 Karyawan *Non-Shift*

Yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. Karyawan *non-shift* yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi dan bawahan yang berada di kantor. Hari sabtu, minggu dan hari besar lainnya hari libur sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Perincian jam kerja *non-shift* adalah:

- a. Hari Senin-kamis
  - Pukul 07.00-12.00 WIB Waktu Kerja
  - Pukul 12.00-13.30 WIB Waktu Istirahat
  - Pukul 13.30-16.00 WIB Waktu Kerja
- b. Hari Jum'at

- Pukul 07.00-11.00 WIB Waktu Kerja
- Pukul 11.00-13.00 WIB Waktu Istirahat
- Pukul 14.00-17.00 WIB Waktu Kerja

### 9.5.2 Karyawan *Shift*

Karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* antara lain karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan jam kerja sebagai berikut:

- a. *Shift* pagi : jam 07.00 - 16.00
- b. *Shift* siang : jam 16.00 - 24.00
- c. *Shift* malam : jam 24.00 - 07.00

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seperti biasa. Karyawan *shift* terbagi dalam 4 regu dan dalam sehari terdapat 3 regu bekerja dan 1 regu libur dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal kerja tiap regu ditunjukkan pada tabel 9.1 berikut:

**Tabel 9.1** Pembagian Kerja *Shift* Tiap Regu

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

Keterangan:

P = Pagi      S = Siang

M = Malam    L = Libur

Jadi untuk kelompok kerja *shift* pada hari ke 13, jam kerja *shift* kembali seperti hari pertama, maka waktu siklus selama 13 hari. Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya, sehingga seluruh karyawan diberlakukan absensi dan dimana absensi digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar mengembangkan karir karyawan dalam perusahaan.

## 9.6 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada prarancangan Pabrik Etilen Oksida proses yang dilakukan terbagi kedalam 4 tahap yaitu persiapan bahan baku, tahap reaksi (reaktor), tahap tahap pemurnian (destilasi) dan tahap penanganan produk.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= 150.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 454,5454 \text{ ton/hari}\end{aligned}$$

Jumlah karyawan tiap proses:

$$\begin{aligned}M &= 20,6 \times P^{0,25} \\ &= 20,6 (454,5454)^{0,25} \\ &= 95 \text{ orang jam/hari tahapan proses}\end{aligned}$$

Karena jumlah proses keseluruhan dibagi menjadi 4 tahap, maka:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah karyawan proses} &= 4 \text{ tahapan proses} \times 95 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \\ &= 380 \text{ orang.jam/hari}\end{aligned}$$

Karena setiap shift bekerja selama 8 jam/hari, maka:

$$\text{Jumlah karyawan tiap shift} = \frac{380 \text{ orang.jam/hari}}{8 \text{ jam}} = 47,5 \text{ orang/shift}$$

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka:

$$\text{Karyawan proses} = 50 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ shift} = 200 \text{ orang}$$

$$\text{Asumsi karyawan non proses} = 86 \text{ orang}$$

$$\text{Total jumlah karyawan} = 86 \text{ orang} + 200 \text{ orang} = 286 \text{ orang}$$

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik etilen oksida ini adalah sebanyak 286 orang

### **9.7 Kesejahteraan Masyarakat**

Untuk mencapai hasil yang maksimal dari setiap karyawan, maka harus didukung oleh fasilitas yang memadai. Fasilitas yang memadai pada pabrik etilen oksida ini adalah:

1. Gaji pokok berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan,
2. Tunjangan
  - a) Tunjangan jabatan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan,
  - b) Tunjangan lembur berdasarkan jabatan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja,
3. Cuti
  - a) Cuti tahunan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun,
  - b) Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter,
4. Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya,
5. Pengobatan
  - a) Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku,
  - b) Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diluar berdasarkan kebijaksanaan perusahaan,
6. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,- perbulan.
7. Pelayanan kesehatan secara cuma-cuma dan beasiswa kepada anak karyawan yang berprestasi.

### **9.8 Pengaturan Gaji Karyawan**

Penggajian karyawan pada suatu perusahaan didasarkan pada beberapa kriteria yaitu:

1. Jabatan
2. Tingkat pendidikan

3. Pengalaman kerja, keahlian, dan lama bekerja
4. Tingkat resiko dan keselamatan kerja

Adapun perincian gaji karyawan yang direncanakan pada pabrik Etilen oksida yang diambil dari Upah Minimum Kota (UMK) Cilegon tahun 2023 yaitu sebesar Rp. 4.657.222

**Tabel 9.2** Daftar Perincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang	Total Gaji
1	Dewan Komisaris	3	40.000.000,-	35.000.000,-
2	Direktur Utama	3	45.000.000,-	120.000.000,-
3	Staf ahli	2	10.000.000,-	20.000.000,-
4	Sekretaris	5	5.000.000,-	20.000.000,-
5	Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000,-	20.000.000,-
6	Direktur Umum dan Keuangan	1	20.000.000,-	20.000.000,-
7	Manajer Produksi	1	12.000.000,-	12.000.000,-
8	Manajer Teknik	1	12.000.000,-	12.000.000,-
9	Manajer Pemasaran	1	12.000.000,-	12.000.000,-
10	Manajer Umum	1	12.000.000,-	12.000.000,-
11	Manajer Keuangan	1	12.000.000,-	12.000.000,-
12	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000,-	10.000.000,-
13	Kepala Seksi Litbang	1	10.000.000,-	10.000.000,-
14	Kepala Seksi Lab dan PP	1	10.000.000,-	10.000.000,-
15	Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000,-	10.000.000,-
16	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	10.000.000,-	10.000.000,-
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000,-	10.000.000,-
18	Kepala Seksi pembelian	1	10.000.000,-	10.000.000,-
19	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000,-	10.000.000,-
20	Kepala Seksi Humas	1	10.000.000,-	10.000.000,-

21	Kepala Seksi Keamanan	1	8.000.000,-	8.000.000,-
22	Kepala Seksi Administrasi	1	8.000.000,-	8.000.000,-
23	Kepala Seksi Kas	1	8.000.000,-	8.000.000,-
24	Karyawan Proses	21	5.000.000,-	105.000.000,-
25	Karyawan Produksi	85	5.000.000,-	340.000.000,-
26	Karyawan Teknik	16	5.000.000,-	80.000.000,-
27	Karyawan Utilitas	16	5.000.000,-	80.000.000,-
28	Karyawan Umum dan Keuangan	10	5.000.000,-	90.000.000,-
29	Karyawan Laboratorium	8	4.000.000,-	32.000.000,-
30	Karyawan Administrasi	3	4.000.000,-	12.000.000,-
31	Karyawan Bengkel	15	3.500.000,-	52.500.000,-
32	Karyawan Gudang	6	3.200.000,-	18.000.000,-
33	Karyawan Pembelian dan Pemasaran	12	3.200.000,-	36.000.000,-
34	Dokter	5	7.000.000,-	35.000.000,-
35	Perawat	10	4.000.000,-	40.000.000,-
36	Petugas Keamanan	15	3.000.000,-	45.000.000,-
37	Petugas Kebersihan	15	2.500.000,-	52.500.000,-
38	Supir	12	2.500.000,-	37.500.000,-
39	<i>Office Boy</i>	4	2.500.000,-	10.000.000,-
	<b>Jumlah</b>	<b>286</b>		<b>1.613.600.000,-</b>

### 9.9 Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja

Untuk meningkatkan efisiensi kerja maka penempatan tenaga kerja harus berdasarkan tingkat pendidikan, disiplin ilmu dan pengalaman. Hubungan tingkat pendidikan jabatan karyawan diperlihatkan pada Tabel 9.3.

**Tabel 9.3** Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Pendidikan</b>
Dewan Komisaris	3	Ekonomi/Teknik
Direktur Utama	3	Ekonomi/Teknik
Staf ahli	2	Teknik Kimia/Ekonomi
Sekretaris	5	Sekretaris
Direktur Teknik dan Produksi	1	Teknik Kimia
Direktur Umum dan Keuangan	1	Teknik Kimia/Akuntansi
Manajer Produksi	1	Teknik Kimia
Manajer Teknik	1	Teknik Mesin/Elektro
Manajer Pemasaran	1	Ekonomi Manajemen
Manajer Umum	1	Ekonomi
Manajer Keuangan	1	Ekonomi Akuntansi
Kepala Seksi Proses	1	Teknik Mesin (S1)
Kepala Seksi Litbang	1	Teknik Kimia/Kimia Murni
Kepala Seksi Lab dan PP	1	Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas	1	Teknik Mesin/Elektro
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Teknik Mesin
Kepala Seksi Pemasaran	1	Ekonomi manajemen
Kepala Seksi pembelian	1	Ekonomi manajemen
Kepala Seksi Personalia	1	Hukum
Kepala Seksi Humas	1	Fisip
Kepala Seksi Keamanan	1	SMU/Sederajat
Kepala Seksi Administrasi	1	Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Kas	1	Ekonomi Akuntansi
Karyawan Proses	21	SMU/Sederajat
Karyawan Produksi	85	SMK/Politeknik
Karyawan Teknik	16	SMK/Politeknik
Karyawan Utilitas	16	
Karyawan Umum dan Keuangan	18	SMU/Sederajat

Karyawan Laboratorium	5	SMU/Sederajat
Karyawan Administrasi	3	SMU/Sederajat
Karyawan Bengkel	15	SMU/Sederajat
Karyawan Gudang	6	SMU/Sederajat
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	17	SMU/Sederajat
Dokter	5	Kedokteran
Perawat	10	Keperawatan
Petugas Keamanan	25	SMU/Sederajat
Petugas Kebersihan	21	SMP/Sederajat
Supir	15	SMP/Sederajat
Pesuruh	4	SMP/Sederajat
Jumlah	286	



## **BAB X**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

#### **10.1 Instrumentasi**

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil yang sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (Ulrich, 1984).

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas petunjuk (*indicator*), pengirim data, pengatur dan katup pengatur.

1. Petunjuk (*indicator*), merupakan suatu alat yang biasa terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan, memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.
2. Pengirim data (*transmitter*), merupakan alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirimkan sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal *recorder*, *indicator*, atau alarm.
3. Pencatat (*recording*), *recorder* (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinu atau secara periodik. Biasanya hasil pencatan *recorder* ini terlukis dalam bentuk kurva di atas kertas.
4. Pengatur (*controller*), *controller* merupakan suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.
5. Katup pengatur (*control valves*), sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk pengoperasian *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller*

ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Menurut Stephanopoulos (1984), peralatan instrumen biasanya bekerja dengan tenaga mekanis atau tenaga listrik pengontrolannya dapat dilakukan secara manual ataupun otomatis (menggunakan komputer). Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan di dalam suatu ruang kontrol pusat (*control room*) yang dihubungkan dengan bangsal peralatan (kontrol otomatis).

Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh instrumen adalah:

1. Variabel utama, seperti temperatur, tekanan, laju alir dan variabel cairan.
2. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrument-instrumen adalah:

1. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
2. *Level* instrumentasi
3. Ketelitian yang dibutuhkan
4. Bahan konstruksinya
5. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses

Instrumentasi yang umum digunakan pada pabrik adalah:

1. Untuk variabel temperatur
  - a. *Temperatur Controller* (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat. Dengan menggunakan *Temperatur Controller*, para *engineer* juga dapat melakukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperatur peralatan tetap berada dalam *range* yang diinginkan. *Temperatur Controller* kadang-kadang juga mencatat temperatur dari suatu peralatan secara berkala *Temperatur Recorder* (TR).
  - b. *Temperatur Indicator Controller* (TIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat.

2. Untuk variabel ketinggian permukaan cairan
  - a. *Level Controller* (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan di dalam suatu alat. Dengan menggunakan *Level Controller*, para *engineer* juga dapat melakukan pengendalian ketinggian cairan di dalam peralatan tersebut.
  - b. *Level Indicator Controller* (LIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati cairan di dalam suatu alat.
3. Untuk variabel tekanan
  - a. *Pressure Controller* (PC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi dari suatu alat. Para *engineer* juga dapat melakukan perubahan tekanan dari peralatan operasi. *Pressure Controller* dapat juga dilengkapi pencatat tekanan dari suatu peralatan secara berkala *Pressure Recorder* (PR).
  - b. *Pressure Indicator Controller* (PIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi dari suatu alat.
4. Untuk variabel aliran cairan
  - a. *Flow Controller* (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
  - b. *Flow Indicator Controller* (FIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan suatu alat.
  - c. *Flow Ratio Controller* (FRC) Alat ini dipasang untuk menjaga aliran masuk agar sesuai dengan perbandingan bahan yang sudah ditentukan.

## **10.2 Sistem Kontrol**

### **10.2.1 Tujuan Sistem Pengontrolan**

Menurut Manurung (2000) tujuan dari sistem pengontrolan dalam menjalankan operasi pada suatu pabrik adalah keamanan, spesifikasi produk, peraturan lingkungan, kendala-kendala operasi dan ekonomis.

1. Keamanan (*Safety*)

Keamanan dalam operasi suatu pabrik kimia merupakan kebutuhan primer untuk orang-orang yang bekerja di pabrik tersebut dan bagi kelangsungan perusahaan. Untuk menjaga keamanan tersebut, berbagai kondisi operasi pabrik seperti tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia dan lain-lain harus dijaga tetap dalam batasan-batasan tertentu yang diizinkan.

2. Spesifikasi Produk (*Production specification*)

Suatu pabrik harus menghasilkan produk dalam jumlah dan kualitas tertentu yang diinginkan, dengan demikian dibutuhkan suatu sistem pengendali untuk menjaga tingkat produksi dan kualitas produk yang diinginkan.

3. Peraturan Lingkungan (*Environmental constraints*)

Terdapat berbagai peraturan lingkungan yang memberikan syarat-syarat tertentu bagi berbagai buangan pabrik kimia agar tidak mencemari lingkungan sekitar.

4. Kendala-kendala Operasi (*Operasional constraints*)

Peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi pabrik kimia memiliki kendala-kendala operasional tertentu yang harus dipenuhi.

5. Ekonomis (*Economics*)

Operasi kimia ditujukan untuk memberikan keuntungan yang maksimum, sehingga pabrik harus dijalankan pada kondisi yang menyebabkan biaya bahan baku menjadi minimum dan laba yang diperoleh menjadi maksimum.

### **10.3 Instrumentasi Alat pada Pabrik Etilen Oksida**

Jenis-jenis instrumentasi yang digunakan adalah *temperature controller*, *pressure controller*, *flow controller*, *level controller*, *pressure indicator* dan *level indicator*.

1. *Temperature controller* (TC), adalah instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal mekanis atau listrik. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur laju alir pemanas maupun laju alir pendingin. Alat yang menggunakan *temperature control*

(TC) adalah *vaporizer-101, heater-101, heater-102, HE- 101, Cooler-301* dan *reactor-201*.

2. *Pressure controller (PC)*, pengukuran tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah *vapor* atau gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi. Alat yang menggunakan *pressure control (PC)* adalah kompresor-101, kompresor-102, kompresor-301, Pompa-101, Pompa-201.
3. *Level controller (LC)*, adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar. Alat yang menggunakan *level control (LC)* adalah menara distilasi (MD-301) dan tangki-301 (Considine, 1985).
4. *Pressure Indicator (PI)*, berfungsi untuk menunjukkan tekanan yang berada di dalam bejana. Alat yang menggunakan *Pressure Indicator (PI)* reaktor-201, absorber-301, distilasi-301, tangki-301.
5. *Level Indicator (LI)*, berfungsi untuk mengetahui tinggi cairan dalam tangki. Alat yang menggunakan *Level Indicator (LI)* reaktor-201, Distilasi-301, tangki-301.

#### **10.4 Keselamatan Kerja**

Keselamatan kerja merupakan suatu usaha untuk mencegah terjadinya kecelakaan, cacat, ataupun pada saat bekerja di suatu perusahaan/pabrik. Agar memenuhi target produksi pada kondisi operasi yang handal dan aman, mutlak dilakukan perencanaan keselamatan kerja sebagai jaminan perlindungan bagi karyawan. Sebagai pedoman pokok dalam usaha penanggulangan masalah kerja, pemerintah RI telah mengeluarkan undang-undang keselamatan kerja pada tanggal 12 januari 1970 dengan lembaran Negara RI No. 1 tahun 1970. Untuk menjamin keselamatan kerja dalam pabrik, maka rancangan pabrik harus mempertimbangkan masalah:

1. Lokasi pabrik,
2. Kemudahan penanganan dan penyimpangan material serta perlengkapan,
3. Sistem penerangan,

4. Sistem pencegahan kebocoran,
5. Pengamanan bejana bertekanan,
6. Sistem perawatan.

#### **10.4.1 Keselamatan Kerja Pada Pabrik Etilen Oksida**

Usaha untuk mencegah kecelakaan kerja yang mungkin terjadi dalam pabrik Etilen Oksida ini meliputi pencegahan terhadap kebakaran dan peledakan, kesehatan, keselamatan kerja terhadap pabrik, peralatan perlindungan diri, kesadaran dan pengetahuan yang memadai bagi karyawan.

##### **1. Pencegahan Terhadap Kebakaran dan Peledakan**

Bahan bakar yang mudah terbakar dan meledak atau bahan yang menimbulkan pencemaran udara harus disimpan pada tempat yang aman dan harus terkontrol secara teratur. Sistem peralatan seperti bejana atau tangki harus memiliki *man-hole* dan *hand-hole* untuk pemeriksaan peralatan. Melengkapi setiap ruangan dengan pemadaman kebakaran seperti *fire hydrant*, *gas detector* dan *fire roam monitor*.

Langkah-langkah yang perlu diperhatikan dalam pencegahan bahaya kebakaran antara lain:

- a. Menghindari kemungkinan terjadinya hubungan singkat pada jaringan instalasi listrik, serta bahaya akibat sambungan seperti petir,
  - b. Menghindari benturan/tumbukan logam yang dapat menimbulkan percikan api,
  - c. Memasang alarm atau tanda bahaya kebakaran,
  - d. Memasang alat-alat pemadam kebakaran di sekitar daerah rawan terhadap bahaya kebakaran,
  - e. Bagi petugas, pekerja maupun pengunjung tidak dibenarkan merokok, membawa mancis atau korek api ke tempat berbahaya yang dapat menyebabkan terjadinya kebakaran.
- ##### **2. Pencegahan Terhadap Gangguan Kesehatan**
- Setiap karyawan diwajibkan memakai pakaian kerja selama berada di lokasi pabrik. Dalam menangani bahan-bahan kimia yang dapat mengganggu

kesehatan, diharuskan ditempatkan pada tangki yang tertutup dan letaknya harus strategis dan menyediakan poliklinik yang memadai di lokasi pabrik.

### 3. Keselamatan Kerja terhadap Pabrik

Usaha-usaha yang dapat dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja terhadap listrik antara lain:

- a. Memasang sekering pemutus arus listrik otomatis pada setiap instalasi dan peralatan listrik dan merancang secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga keselamatan kerja dan kemudahan jika dilakukan perbaikan,
- b. Memasang papan tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi,
- c. Menempatkan motor-motor listrik pada tempat yang tidak mengganggu lalu lintas pekerja,
- d. Mengisolasi kawat hantaran listrik yang sesuai dengan keperluan. Khususnya kabel listrik yang berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi,
- e. Memasang penangkal petir yang dibumikan pada setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi.

### 4. Peralatan Perlindungan Diri

Selama berada di dalam lokasi pabrik disediakan peralatan dan perlengkapan perlindungan diri yang wajib dipakai oleh karyawan dan setiap orang yang memasuki pabrik. Adapun peralatan perlindungan diri ini meliputi pakaian kerja, masker, sarung tangan, dan sepatu pengaman khusus bagi karyawan yang bekerja berhubungan dengan bahan kimia misalnya pekerja di laboratorium.

### 5. Kesadaran dan Pengetahuan yang Memadai bagi Karyawan

Salah satu faktor yang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain :

- a. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan, Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberikan sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin,
- b. Membekali karyawan dengan keterampilan menggunakan peralatan secara benar dan cara-cara mengatasi kecelakaan kerja.

Untuk mencapai keselamatan kerja yang tinggi, maka ditambahkan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan yaitu :

- a. Mengikuti pedoman-pedoman yang sesuai dalam bertugas,
- b. Mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang ada,
- c. Memiliki keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada,
- d. Melaporkan dengan segera setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan pada atasan,
- e. Mengingatkan antara karyawan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya,
- f. Mengontrol secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas *maintenance*.

#### 6. Keselamatan terhadap Mekanis

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- a. Konstruksi harus mendapatkan perhatian yang cukup tinggi,
- b. Pemasangan alat-alat control yang baik yang sesuai serta pengamanan,
- c. Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor lain,
- d. Alat-alat yang dipasang dengan penahan yang cukup kuat, untuk mencegah kemungkinan jatuh dan terguling,
- e. Peralatan yang berbahaya, seperti reaktor bertekanan tinggi, harus diberi pagar pengaman,
- f. Ruang gerak karyawan harus cukup lapang dan tidak menghambat.



## 10.5 Potensi Bahaya di Pabrik Etilen Oksida

Secara umum, berdasarkan potensi bahaya yang berkaitan dengan industri kimia dapat dikelompokkan menjadi bahaya kimia, bahaya fisik, dan bahaya biologi. Ada beberapa potensial bahaya paling tinggi di pabrik Etilen Oksida yaitu; *Hazardous Chemicals Exposures*, *Poisoning By Toxic Materials*, *Thermal Hazards*, Pencemaran lingkungan dan *Explosion caused by pressurized gases and liquids*.

1. *Hazardous Chemicals Exposures*, eksposur bahan kimia berbahaya yang dapat muncul melalui tumpahan bahan kimia, dan percikan.
2. *Poisoning By Toxic Materials*, keracunan oleh bahan yang beracun yang disebabkan oleh kebocoran gas etilen.
3. *Thermal Hazards*, banyak proses dan peralatan di pabrik vinil asetat monomer seperti pada alat reaktor yang beroperasi pada suhu tinggi dan langsung mengekspos lingkungan yang panas, permukaan yang panas dan radiasi suhu yang tinggi.
4. Pencemaran lingkungan, tumpahan kimia & limbah adalah faktor umum kontaminasi lingkungan. Langkah pertama yang harus diikuti adalah membuat daftar yang mengandung bahan kimia berbahaya yang digunakan di lokasi pabrik. Setelah itu, lihat setiap MSDS untuk mengidentifikasi bahaya. Dari MSDS, kita dapat mengenali pengendalian bahaya yang berbeda untuk setiap bahan kimia. Beberapa bahan kimia yang umum ditemukan dalam operasi pabrik kimia adalah asam klorida, natrium hidroksida, hidrogen peroksida, asam fosfat, formaldehida, metanol, asam nitrat, asam sulfat, hidrogen dan lain-lain. Jangan lupa untuk memperbarui daftar bahaya kimia secara teratur atau jika ada perubahan.. Hal ini sangat penting dan secara langsung akan mempengaruhi daftar identifikasi bahaya.
5. *Explosion caused by pressurized gases and liquids*, ledakan yang disebabkan oleh gas dan cairan bertekanan.

## **BAB XI**

### **ANALISA EKONOMI**

Kelayakan suatu pabrik selain mempertimbangkan faktor teknis juga harus ditinjau dari segi ekonomis, apakah menguntungkan atau tidak. Untuk hal tersebut dilakukan perhitungan atau analisa ekonomi terhadap pabrik tersebut, faktor-faktor yang harus diperhatikan adalah laju pengembalian modal dan titik impas produksi (*Break Event Point*).

#### **11.1 Modal yang Ditanamkan (*Capital Investment*)**

*Capital investment* adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan pada masa *start-up* sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. *Capital investment* terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (*Working Capital Investment*).

Perhitungan *capital investment* yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode *study estimate*, dimana *capital investment* dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada Lampiran F, diperoleh *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik etilen oksida sebesar Rp 453.238.775.577,-. Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40% dan modal sendiri 60%.

#### **11.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)**

Biaya produksi yaitu biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat dibagi menjadi dua bagian yaitu *manufacturing cost* dan *general expanse*. *Manufacturing cost* yaitu biaya yang berhubungan dengan produksi langsung, biaya tetap dan biaya *overhead*. *General expanse* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya.

### 11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

Analisa keuntungan (profitabilitas) dapat dilakukan dengan metode *cash flow*. Analisa laba dan rugi meliputi:

- a. Laba kotor dan laba bersih
- b. Laju pengembalian modal (*Internal Rate Of Return*)
- c. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- d. Titik impas (*Break Event Point*)

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan yang nyata.

1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:
 

Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke -18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%
2. Bunga pinjaman 12,28 % pertahun (PT Bank Negara Indonesia, 2023)
3. Inflasi sebesar 3,55% (Bank Indonesia, 2023)
4. Masa konstruksi pabrik dan bangunan 2 tahun
5. Pajak penghasilan 25% pertahun (PP No.7 Tahun 1983 tentang Pajak Penghasilan)

#### 11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba bersih laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak perusahaan adalah laba bersih.

#### 11.3.2 Internal Rate Of Return (IRR)

*Internal Rate Of Return* adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. *Internal Rate Of Return* dapat digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositkan di bank,

yaitu sebesar 12,28% maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada Lampiran F, bahwa pada pabrik metanol ini diperoleh IRR lebih besar dari laju bunga uang yang didepositkan IRR yang didapat dari perhitungan sebesar 38,86%.

### 11.3.3 Pay Out Time (POT)

*Pay out time* adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. Untuk pabrik Etilen Oksida yang direncanakan ini diperoleh POT selama 2,4 tahun.

### 11.3.4 Break Event Point (BEP)

*Break Event Point* adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada Lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar 47%.

## 11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada Lampiran F adalah sebagai berikut:

<i>Fixed Capital Investement</i>	= Rp	385.252.959.240,51;
<i>Working Capital Investement</i>	= Rp	67.985.816.336,56;
Total Capital Invesment	= Rp	453.238.775.577,07;
Total Biaya Produksi	= Rp	2.463.659.872.388,72;
Depresiasi per tahun	= Rp	38.525.295.924;
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp	770.505.918.481;
Hasil penjualan	= Rp	2.662.650.000.085;
Laba Sebelum Pajak	= Rp	198.990.127.696,49;
Laba Sesudah Pajak	= Rp	149.242.595.772,36;

Perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada Lampiran F.

## **BAB XII**

### **PENUTUP**

Hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Etilen Oksida dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Kapasitas produksi Etilen Oksida 150.000 ton/tahun menggunakan bahan baku Etilen 12.694,9041 kg/jam dan oksigen sebesar 7.241,3000 kg/jam.
2. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 286 orang.
3. Lokasi pabrik direncanakan di daerah KIEC, Cilegon, Banten. Karena berbagai pertimbangan antara lain kemudahan mendapatkan bahan baku, daerah pemasaran, sarana transportasi yang mudah dan cepat.
4. Luas tanah yang dibutuhkan adalah 51.800 m<sup>2</sup>.
5. Analisa ekonomi:
  - a) Total Capital Invesment, (TCI) = Rp. 453.238.775.577,07
  - b) Modal sendiri (Equity), 60% TCI = Rp. 271.943.265.346,24
  - c) Modal pinjaman (Loan), 40% TCI = Rp. 181.295.510.230,83
  - d) Biaya Produksi, TPC = Rp. 2.463.659.872.388,72
  - e) Depresiasi 20 tahun umur pabrik = Rp. 770.505.918.481
  - f) Depresiasi per tahun = Rp. 38.525.295.924
  - g) Harga Jual Produk = Rp. 2.662.650.000.085
  - h) Laba Kotor = Rp. 198.990.127.696,49,-
  - i) Laba Bersih = Rp. 149.242.595.772,36,-
  - j) Break Event Point (BEP) = 47%
  - k) Pay Out Time (POT) = 2 tahun 4 bulan
  - l) Internal Rate of Return (IRR) = 38,86%
  - m) Laju Pengembalian Modal (ROI) = 33 %

6. Berdasarkan data-data diatas dapat disimpulkan Prarancangan Pabrik Etilen Oksida dengan proses direct oxidation layak untuk didirikan dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton. 1955. *Chemical Engineer Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. 2015-2020. *Data Impor Etilen Oksida*. (www.bps.go.id) dilihat : februari 2021.
- Brownell, L.E., dan Young, E.H., (1959). "Process Equipment Design". Willy Eastern Limited, New Delhi.
- Coulson, J.M. Richardson, Sinnott, R.K. 1983. *Chemical Engineering Volume 6 (SI Units) Design*. Oxford: Pergamon Press.
- Fogler, S. 1992. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition. New Jersey: Prentice Hall, Inc.
- Geankoplis, Cristie J. (1983). *Transport Process, Momentum, Heat and Mass*. Allyn dan Baco, Boston.
- Kern, D.Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill International Edition.
- Kirk-Othmer. 1990. "Encyclopedia of Chemical Technology 4th Ed". John Wiley Sons, Inc.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1992. *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3<sup>rd</sup> edition, vol. 12. Interscience Publishing Inc.: New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, V.R., 1994, *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol.11 Flavor Characterization to Fuel Cells, 4th ed., John Wiley & Sons Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, V.R., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol.25 Vitamins to Zone Refining, 4th ed., John Wiley & Sons Inc., New York.
- Mc Cabe, W. L., and Smith, J. C. (1985). *Unit Operation Of Chemical Engineering*. Fourth Edition. Mc Graw Hill, New York.
- Mc Ketta, J.J. and Cunningham, D.F., 1976, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol.11, Marcel Pekker, New York, p. 350-370.
- Mc.Ketta, J.J., and Cunningham, W., 1984, "Encyclopedia of Chemical Processing and Design", Volume 20, Merzell Dekker, Inc., New York.
- Metcalf dan Eddy, 1991. *Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse*. McGraw-HillBook Company, New Delhi.

- Othmer, D.F. dan Kirk, R.E. 1968. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Perry, R.H, (1987). *Perry's Chemical Engineers Handbook, 6 Edition*. McGraw Hill: Book Company, New York
- Perry, R.H, (1987). *Perry's Chemical Engineers Handbook, 7 Edition*. McGraw Hill: Book Company, New York
- Perry, J.H, and Green, D. 1999. *Perry's Chemical Engineers Handbook, 4 Edition*. McGraw Hill: New York
- Petter, M.S and Timmerhause, K.D. (1991). *Plant Design and Economic for chemical Engineer's, 4<sup>th</sup> edition*, Mc Graw- Hill International Book Company, New York.
- Petter, M.S and Timmerhause, K.D. (2004). *Plant Design and Economic for chemical Engineer's, 5<sup>th</sup> edition*, Mc Graw- Hill International Book Company, Singapore.
- PT. Chandra Asri, 2013. "Annual Report", <http://www.chandra-asri.com>. Diakses pada hari jumat, 03 maret 2021.
- Restu K. Widi. 2018. *Pengenalan dan Beberapa Inovasi di Bidang Penelitian*. Deepublish. Yogyakarta
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abott, M. 1993. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th edition*. McGraw Hill: New York.
- Smith, J.M and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th edition*, McGraw Hill International Book Company, Tokyo
- Ullmann. *Encyclopedia Of Industrial Chemistry*. 7 th ed.
- Valupadas, P. 1999. *Wastewater Management Review for Fertilizer Manufacturing Sector*. Environmental Science Division, Environmental Service
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. USA : Butterworth Publishers.
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. USA : Butterworth Publishers.
- [www.matche.com](http://www.matche.com). *Chemical Equipment Price*. Diakses pada tanggal : November 2021.
- Yaw's, C.,L., 1979, "Thermodynamic and Physical Properties Data", Mc Graw Hill Book Co. Singapore.
- Yaws, C.L. (2003). "*Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds*", Norwich, New York.



## LAMPIRAN A

### NERACA MASSA

Perhitungan Neraca Massa pada prarancangan pabrik Asam Etilen Oksida dari Etilen dan Oksigen dengan proses oksidasi langsung adalah sebagai berikut:

Produk	: Etilen Oksida (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O)
Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan operasi	: kg/jam
Waktu operasi	: 24 jam
Waktu kerja pertahun	: 330 hari
Kapasitas produksi	: 150.000 ton/tahun
	: 150.000.000 kg/jam
	: 18.939,3939 kg/jam
Kapasitas produksi perjam	: $150.000 \frac{\text{Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}}$
	: 18.939,3939 Kg/Jam
Mol <i>flow</i> limit <i>reactan</i>	: $\frac{\text{kapasitas produksi perjam}}{\text{BM etilen oksida}}$
	: $\frac{18.939,3939}{44,05} = 429,95218933 \text{ kmol/jam}$
Kemurnian Produk	: 97,93%
Konversi Reaksi	: 95%
<i>Residence Time</i>	: 4 detik

Etilen Oksida (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O) yang dibutuhkan adalah 18.939,3939 kg/jam

BM Etilen Oksida (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O)	: 44,05 kg/mol
Mol Etilen Oksida (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O)	: $\frac{\text{Massa C}_2\text{H}_4\text{O}}{\text{BM C}_2\text{H}_4\text{O}}$
	: $\frac{18.939,3939}{44,05}$
	: 429,9522 kmol/jam

**Tabel A.1** Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Komponen	Komposisi (%)	Berat Molekul
Bahan Baku : (PT. Chandra Asri Petrochemical)		
3. Etilen (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )	99,95%	28,05
Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,05%	30,06
2. Oksigen (O <sub>2</sub> )	99,5%	32,00
Air (H <sub>2</sub> O)	0,5%	18,1
Produk :		
3. Etilen Oksida (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O)	97,93%	44,05
Impuritis	2,07%	

Kemurnian Produk : 97,93%

Konversi Reaksi : 95%

Kapasitas produksi perjam = 18.939,3939 Kg/Jam

BM Etilen Oksida (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O) = 44,05 kg/mol

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Etilen Oksida (C}_2\text{H}_4\text{O)} &= \frac{\text{Massa C}_2\text{H}_4\text{O}}{\text{BM C}_2\text{H}_4\text{O}} \\
 &= \frac{18.939,3939}{44,05} \\
 &= 429,9522 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen

#### Alur 1 (F1) Etilen

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Etilen (C}_2\text{H}_4) &= \frac{\text{Mol produk}}{\text{Konversi}} \times \text{komposisi etilen} \\
 &= \frac{429,9522 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,995 \\
 &= 452,5813 \text{ kmol/jam} \times 0,995 \\
 &= 452,5813 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Etilen (C}_2\text{H}_4) &= \text{Mol Etilen} \times \text{BM Etilen} \\
 &= 452,5813 \text{ kmol/jam} \times 28,05 \text{ kg/mol}
 \end{aligned}$$

$$= 12.694,9041 \text{ kg/jam}$$

Impuritis Etana 0,01%

$$\begin{aligned} \text{Mol Etana (C}_2\text{H}_6) &= \frac{\text{Mol produk}}{\text{konversi}} \times \text{Komposisi Etana} \\ &= \frac{429,9522 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,0005 \\ &= 0,226290626 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Etana (C}_2\text{H}_6) &= \text{Mol etana} \times \text{BM etana} \\ &= 0,226290626 \text{ kmol/jam} \times 30,06 \text{ kg/kmol} \\ &= 6,80229 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Alur 2 (F2) Oksigen

$$\begin{aligned} \text{Mol Oksigen O}_2 &= 0,5 \times \text{mol etilen} \times \text{komposisi oksigen} \\ &= 0,5 \times 452,5813 \text{ kmol/jam} \times 0,9950 \\ &= 226,2906 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa Oksigen O}_2 &= \text{Mol Oksigen} \times \text{BM Oksigen} \\ &= 226,2906 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/mol} \\ &= 7.241,3000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

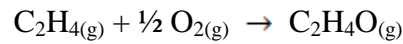
Impuritis Air 0,5%

$$\begin{aligned} \text{Mol Air (H}_2\text{O)} &= \frac{\text{Mol produk}}{\text{konversi}} \times \text{komposisi air} \\ &= \frac{429,9522 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,0050 \\ &= 0,113145313 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa Air (H}_2\text{O)} &= \text{Mol Air} \times \text{BM air} \\ &= 0,113145313 \text{ kg/jam} \times 18,01 \\ &= 2,0377 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### A.1 Reaktor PFR (R-201)

Reaktor PFR berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi oksidasi antara Etilen dan oksigen sehingga menghasilkan *Ethylene Oxide* dan air yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya.

Dari reaksi :

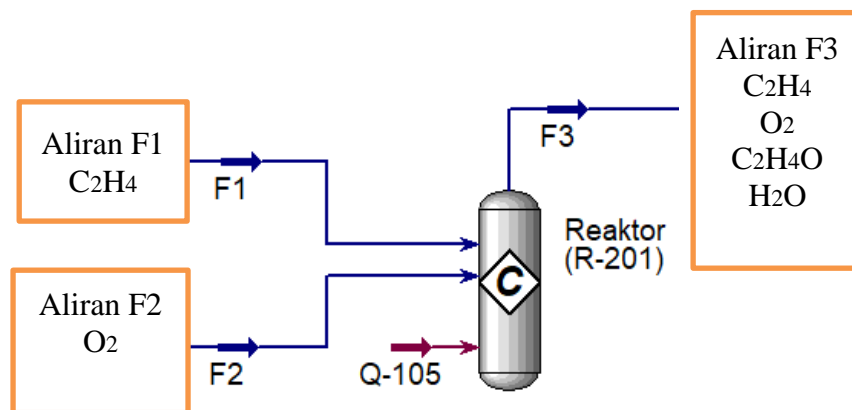


Konversi : 95%

Suhu : 220 °C

Tekanan : 16 atm

Reaksi : Eksotermis



**Gambar L-A.1** Reaktor (R-201)

### **Alur 3 (F3) Keluaran reaktor**

a. Etilen

Mol Etilen (masuk)	= 452,5813 kmol/jam
Massa Etilen (masuk)	= 12.694,9041 kg/jam
Mol Etilen (bereaksi)	= Mol etilen (masuk) x konversi reaksi = 452,5813 kmol/jam x 0,95 = 429,9522 kmol/jam
Massa etilen (bereaksi)	= Mol etilen (bereaksi) x BM etilen = 429,9522 kmol/jam x 28,05 kg/mol = 12.060,159 kg/jam
Mol etilen (sisa)	= Mol etilen (masuk) - Mol etilen (bereaksi) = 452,5813 kmol/jam - 429,9522 kmol/jam = 22,6291 kmol/jam
Massa etilen (sisa)	= Massa etilen (masuk) - Massa etilen (bereaksi) = 12.694,9041 kg/jam - 12.060,159 kg/jam = 634,7451 kg/jam

## b. Oksigen

$$\text{Mol Oksigen (masuk)} = 226,2906 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa Oksigen (masuk)} = 7.241,3000 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Oksigen (bereaksi)} &= 0,5 \times \text{Mol etilen bereaksi} \\ &= 0,5 \times 429,9522 \text{ kmol/jam} \\ &= 214,976 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Oksigen (bereaksi)} &= \text{Mol oksigen (bereaksi)} \times \text{BM oksigen} \\ &= 214,976 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/mol} \\ &= 6.879,232 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Oksigen (sisa)} &= \text{Mol oksigen (masuk)} - \text{Mol oksigen (bereaksi)} \\ &= 226,2906 \text{ kmol/jam} - 214,976 \text{ kmol/jam} \\ &= 11,3145 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Oksigen (sisa)} &= \text{Massa oksigen (masuk)} - \text{Massa oksigen (bereaksi)} \\ &= 7.241,3000 \text{ kg/jam} - 6.879,232 \text{ kg/jam} \\ &= 362,065 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## c. Etilen Oksida

$$\begin{aligned} \text{Mol Etilen Oksida (terbentuk)} &= 1/1 \times \text{mol Etilen bereaksi} \\ &= 1/1 \times 429,9522 \text{ kmol/jam} \\ &= 429,9522 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Etilen Oksida (terbentuk)} &= \text{Mol Etilen Oksida (terbentuk)} \times \text{BM Etilen Oksida} \\ &= 429,9522 \text{ kmol/jam} \times 44,05 \text{ kg/mol} \\ &= 18.939,39394 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

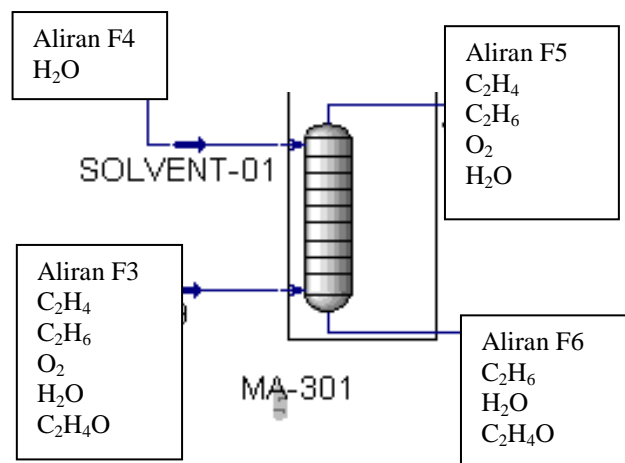
Flow hasil perhitungan dari neraca massa reaktor disajikan pada Tabel A.2

**Tabel A.2 Hasil Perhitungan Neraca Massa Total Reaktor (R-102)**

Komponen	Masuk F <sup>1</sup> F <sup>2</sup>		Keluar F <sup>3</sup>	
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5813	12.694,9041	22,6290626	634,7452058
O <sub>2</sub>	226,2906	7.241,3000	11,3145313	362,0650015
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-	-	429,95219	18.939,3939
H <sub>2</sub> O	0,113145313	2,0377	0,113145313	2,037747087
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	6,8023	0,226290626	6,802296216
<b>TOTAL</b>	<b>679,2113138</b>	<b>19.945,044</b>	<b>464,2352191</b>	<b>19.945,044</b>

### A.2 Absorber (MA-301)

*Absorber Coulumb* (MA-301) adalah alat yang digunakan untuk memisahkan *Ethylene Oxide* dari campuran keluaran reaktor.



**Gambar L-A.2 Menara Absorber (MA-301)**

**Tabel A.3 Data Kelarutan Komponen pada Air**

Komponen	Kelarutan (c)
Etilen C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,26 (kg/L)
Oksigen O <sub>2</sub>	0,0489 (kg/L)
Etilen Oksida C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	100 (kg/L)

Air H <sub>2</sub> O	1 (kg/L)
Etana C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,047 (kg/L)

**Tabel A.4** Solvent yang Dibutuhkan Dalam Menyerap Komponen

Komponen	Keluaran reaktor F <sup>3</sup>		F <sup>1</sup> /c
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	634,7452058	2.441,327715
O <sub>2</sub>	11,3145313	362,0650015	7.404,19226
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,9521893	18939,39394	189,3939394
H <sub>2</sub> O	0,113145313	2,037747087	2,037747087
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	6,802296216	144,7297067
<b>TOTAL</b>	<b>464,2352191</b>	<b>19.945,04419</b>	<b>10.181,68137</b>

Menghitung kebutuhan pelarut air yang dibutuhkan

Asumsi Penyerapan

**a. Etilen (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>)**

$$\text{Asumsi Penyerapan} = 0\%$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4(\text{Terserap}) &= 0\% \times F(\text{C}_2\text{H}_4) \\ &= 0\% \times 634,7452058 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4(\text{Terserap}) = 0 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4(\text{Terlewat}) &= F(\text{C}_2\text{H}_4) - \text{C}_2\text{H}_4(\text{Terserap}) \\ &= 634,7452058 \text{ kg/jam} - 0 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4(\text{Terlewat}) = 634,7452058 \text{ kg/jam}$$

**b. Oksigen (O<sub>2</sub>)**

$$\text{Asumsi Penyerapan} = 0\%$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2(\text{Terserap}) &= 0\% \times F(\text{O}_2) \\ &= 0\% \times 362,0650015 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{O}_2(\text{Terserap}) = 0,0000 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2(\text{Terlewat}) &= F(\text{O}_2) - \text{O}_2(\text{Terserap}) \\ &= 362,0650015 \text{ kg/jam} - 0,0000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{O}_2(\text{Terlewat}) = 362,0650015 \text{ kg/jam}$$

**c. Etilen Oksida (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O)**

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi Penyerapan} &= 100\% \\
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(\text{Terserap})} &= 100\% \times F(\text{C}_2\text{H}_4\text{O}) \\
 &= 100\% \times 18.939,3939 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(\text{Terserap})} &= 18.939,3939 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(\text{Terlewat})} &= F(\text{C}_2\text{H}_4\text{O}) - \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(\text{Terserap})} \\
 &= 18.939,3939 \text{ kg/jam} - 18.939,3939 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(\text{Terlewat})} &= 0,0000 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**d. Air (H<sub>2</sub>O)**

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi Penyerapan} &= 99 \% \\
 \text{H}_2\text{O}_{(\text{Terserap})} &= 99 \% \times F(\text{H}_2\text{O}) \\
 &= 99 \% \times 2,017369616 \text{ kg/Jam} \\
 \text{H}_2\text{O}_{(\text{Terserap})} &= 1,99719591984 \text{ kg/Jam} \\
 \text{H}_2\text{O}_{(\text{Terlewat})} &= F(\text{H}_2\text{O}) - \text{H}_2\text{O}_{(\text{Terserap})} \\
 &= 2,017369616 \text{ kg/Jam} - 1,99719591984 \text{ kg/Jam} \\
 \text{H}_2\text{O}_{(\text{Terlewat})} &= 0,02037747 \text{ kg/Jam}
 \end{aligned}$$

**e. Etana (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi Penyerapan} &= 99,8\% \\
 \text{C}_2\text{H}_6_{(\text{Terserap})} &= 99,8\% \times F(\text{C}_3\text{H}_8) \\
 &= 99,8\% \times 6,788691624 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_2\text{H}_6_{(\text{Terserap})} &= 6,775114240 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_2\text{H}_6_{(\text{Terlewat})} &= F(\text{C}_3\text{H}_8) - \text{C}_2\text{H}_6_{(\text{Terserap})} \\
 &= 6,788691624 \text{ kg/jam} - 6,775114240 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_2\text{H}_6_{(\text{Terlewat})} &= 0,013604592 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

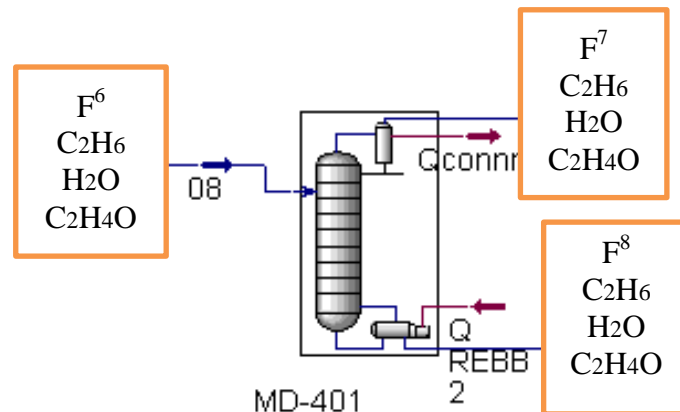


**Tabel A.5** Neraca Massa Total Absorber (MA-301)

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
	<b>F<sup>1</sup></b>	<b>F<sup>4</sup></b>	<b>Gas</b>
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058
O <sub>2</sub>	362,0650015	O <sub>2</sub>	362,0650015
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,3939	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,0000
H <sub>2</sub> O	2,037747087	H <sub>2</sub> O	0,020377471
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,802296216	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,013604592
Jumlah	<b>19.945,04419</b>	Jumlah	<b>996,8441894</b>
	<b>F<sup>2</sup></b>	<b>F<sup>5</sup></b>	<b>Liquid</b>
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0
H <sub>2</sub> O ( <i>Solvent</i> )	10181,68137	O <sub>2</sub>	0
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,39394
		H <sub>2</sub> O	2,017369616
		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,788691624
Jumlah	<b>10181,68137</b>	Jumlah	<b>18.948,2</b>
<b>Total</b>	<b>30.126,72556</b>	<b>Total</b>	<b>30.126,72556</b>

### A.3 Menara Distilasi (MD-301)

Distilasi berfungsi sebagai tempat pemisahan antara Etilen oksida dengan impuritis lainnya dengan menggunakan perbedaan titik didih yang bersifat azeotrope.



**Gambar L-A.3** Menara Distilasi (MD-301)

### Neraca Massa Total

$$F^6 = F^7 + F^8$$

**Tabel A.6** Fraksi Aliran Distilasi

Komponen	Input	Output	
	F <sup>6</sup>	F <sup>7</sup> (atas)	F <sup>8</sup> (bawah)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,000358276	0,000035656	0,000364893
O <sub>2</sub>	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,99953526	0,994745939	0,999633477
H <sub>2</sub> O	0,000106468	0,005218405	0,0000016298

#### a. Alur 6 (F<sup>6</sup>)

Alur 6 (F<sup>6</sup>) merupakan keluaran Absorber bagian bawah yaitu etilen, etana, etilen oksida dan Air yang meliputi:

	F <sup>6</sup>	= 18.948,2 kg/jam
Etilen	F <sup>6</sup> (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )	= 0,00 kg/jam
Etana	F <sup>6</sup> (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	= 6,788691624kg/jam
Oksigen	F <sup>6</sup> (O <sub>2</sub> )	= 0,00 kg/jam
Air	F <sup>6</sup> (H <sub>2</sub> O)	= 2,017369616 kg/jam
Etilen Oksida	F <sup>6</sup> (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O)	= 18.939,39394 kg/jam

**a. Alur 7 (F<sup>7</sup>)**

Alur 7 (F<sup>7</sup>) merupakan keluaran distilasi bagian atas dengan laju alir 380,7885653 kg/jam.

- F<sup>7</sup> (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) = Fraksi Etilen x F<sup>13</sup>  
= 0,00 x 380,7885653 kg/jam  
= 0 kg/jam
- F<sup>7</sup> (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) = Fraksi Etana x F<sup>13</sup>  
= 0,000035656 x 380,7885653  
= 0,013577383 kg/jam
- F<sup>7</sup> (O<sub>2</sub>) = Fraksi Oksigen x F<sup>13</sup>  
= 0,00 x 380,7885653 kg/jam  
= 0 kg/jam
- F<sup>7</sup> (H<sub>2</sub>O) = Fraksi Air x F<sup>13</sup>  
= 0,005218405 x 380,7885653 kg/jam  
= 1,987109072 kg/jam
- F<sup>7</sup> (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O) = Fraksi Etilen Oksida x F<sup>13</sup>  
= 0,994745939 x 380,7885653 kg/Jam  
= 378,7878788 kg/Jam

**b. Alur F<sup>8</sup> (F<sup>8</sup>)**

Alur 8 (F<sup>8</sup>) merupakan keluaran distilasi bagian bawah dengan laju alir 18.567,41144 kg/jam.

- F<sup>8</sup> (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) = Fraksi Etilen x F<sup>14</sup>  
= 0,00 x 18.567,41144 kg/jam  
= 0 kg/jam
- F<sup>8</sup> (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) = Fraksi Etana x F<sup>14</sup>  
= 0,000364893 x 18.567,41144 kg/jam  
= 6,775114241 kg/jam
- F<sup>8</sup> (O<sub>2</sub>) = Fraksi Oksigen x F<sup>14</sup>  
= 0,00 x 18.567,41144 kg/jam  
= 0 kg/jam

- $F^8$  ( $H_2O$ ) = Fraksi Air x  $F^{14}$   
 =  $0,0000016298 \times 18.567,41144 \text{ kg/jam}$   
 =  $0,030260544 \text{ kg/jam}$
- $F^8$  ( $C_2H_4O$ ) = Fraksi Etilen Oksida x  $F^{14}$   
 =  $0,999633477 \times 18.567,41144 \text{ kg/Jam}$   
 =  $18.560,60606 \text{ kg/Jam}$

**Tabel A.6** Neraca Massa Total Distilasi (MD-301)

Komponen	Massa masuk (kg/jam) $F^6$	Massa Keluar (kg/jam)	
		Impuritis ( $F^7$ )	W ( $F^8$ )
$C_2H_4$	0,00	0,00	0,00
$C_2H_6$	6,788691624	0,013577383	6,775114241
$O_2$	0	0,00	0,00
$H_2O$	2,017369616	1,987109072	0,030260544
$C_2H_4O$	18.939,39394	378,7878788	18560,60606
Subtotal	<b>18.948,2</b>	<b>380,7885653</b>	<b>18.567,41144</b>
<b>Total</b>	<b>18.948,2</b>	<b>18.948,2</b>	

## LAMPIRAN B

### NERACA ENERGI

Hasil perhitungan neraca panas pada Prarancangan Pabrik Etilen Oksida dengan Proses *Direct Oxidation* adalah sebagai berikut :

Kapasitas produksi	: 150.000 ton/tahun
Waktu operasi	: 330 hari/tahun
Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan operasi	: kJ/jam
Temperatur referensi	: 25°C (298,15 K)

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan:

$$Q = n \cdot C_p \cdot \Delta T \dots\dots\dots (B.1)$$

Dimana:

- Q : Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ)
- C<sub>p</sub> : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)
- n : Mol senyawa (kmol)
- T<sub>0</sub> : Temperatur referensi (25°C)
- T : Temperatur senyawa (°C)

Adapun rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas panas suatu senyawa adalah:

$$C_p \Delta T = \int_{T_0}^T C_p dT \dots\dots\dots (B.2)$$

$$C_p \text{ cairan} = \int_{T_0}^T [A + BT + CT^2 + DT^3] dt \dots\dots\dots (B.3)$$

$$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4)$$

Keterangan :

- C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (J/mol °K)
- T<sub>ref</sub> = Temperatur referensi (298,15 °K)
- T = Temperatur operasi (°K), (Smith Van Ness, 1975)

**Tabel B.1** Kapasitas Panas cair,  $C_{P(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3$  (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	25.597	0.5710	-3.3600E-03	8.4100E-06
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	38.332	0.4101	-2.3024E-03	5.9347E-06
O <sub>2</sub>	46.432	3.9500E-01	-7.0500E-03	3.9900E-05
H <sub>2</sub> O	92.053	-4.0000E-02	-2.1100E-04	5.3500E-07
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	35.72	0.4290	-1.5500E-03	2.4100E-06

(Sumber : Carl L. Yaws, 1999)

**Tabel B.2** Kapasitas Panas cair,  $C_{P(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$  (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	32,083	-0,01483	2.4774E-04	-2,377E-07	6,8274E-11
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	28,146	0,04345	1.8946E-04	-1.908E-07	5,3349E-11
O <sub>2</sub>	29,526	-8,8999E-03	3.6083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,4186E-03	2.9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	30,827	-0,00760	3.2347E-04	-3,275E-07	9.7271E-11

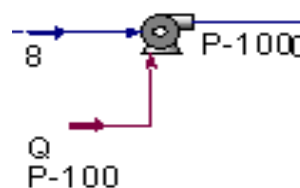
(Sumber : Carl L. Yaws, 1999)

**Tabel B.3** Data Entalpi Penguapan

komponen	A	Tc	n
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	19,986	282,36	0,431
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	21,342	305,42	0,403
O <sub>2</sub>	8,040	154,58	0,201
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	36,474	469,15	0,377

**B.1 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-101)**

Pompa (P-100) berfungsi untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 1,4 atm.

**Gambar B.1** Pompa (P-101)

**B.1.1 Menghitung Panas Bahan Masuk**

$$T_{in} = -85\text{ }^{\circ}\text{C} = 188,15\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum Ni \times \left( \int_{298,15\text{ }^{\circ}\text{K}}^{188,15\text{ }^{\circ}\text{K}} Cp \cdot dT \right)$$

**Tabel B.4** Perhitungan Panas Bahan Masuk

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,58125	0,9995002	-9842,9874	-9838,068	4454751,58
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,22629062	0,0004998	-9821,164	4,91	-2222,44
<b>Total</b>	<b>452,8075</b>	<b>1</b>		<b>-9.843</b>	<b>4456974,01</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,9995002 \times (-9838,068) + (0,0004998 \times (-9821,164))) \\ &= -9.843 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= \sum Ni \times C_{pi} \Delta T \\ &= (452,58125 \text{ kmol/jam} \times (-9842,9874) \text{ kJ/kmol}) + (0,226290626 \\ &\text{ kmol/jam} \times (-9821,164) \text{ kJ/kmol}) \\ &= -4.456.974,01 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.1.2 Menghitung Panas Bahan Keluar**

$$T_{out} = -83,89\text{ }^{\circ}\text{C} = 189,26\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum Ni \times \left( \int_{298,15\text{ }^{\circ}\text{K}}^{189,26\text{ }^{\circ}\text{K}} Cp \cdot dT \right)$$

**Tabel B.5** Perhitungan Panas Bahan Keluar

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,58125	0,9995002	-9765,051	-9760,171	-4419479,39

C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,22629062	0,0004997	-9739,454	-4,867293	-2203,95
<b>Total</b>	<b>452,807542</b>	<b>1</b>		<b>-9765</b>	<b>-4421683,34</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\
 &= (0,9995002 \times (-9765,051)) + (0,0004997 \times (-9739,454)) \\
 &= -9.765 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

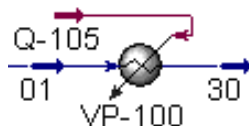
$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= \sum N_i \times C_{pi} \Delta T \\
 &= (452,58125 \text{ kmol/jam} \times (-9765,051 \text{ kJ/kmol})) + (0,22629062 \\
 &\text{ kmol/jam} \times (-9739,454 \text{ kJ/kmol})) \\
 &= -4421683,34 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.6 Hasil Perhitungan Panas Total Pompa (P-101)**

Komponen	Neraca Panas Pompa (P-101)	
	Q <sub>in</sub> (kJ/jam)	Q <sub>out</sub> (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-4456974,01	-4421683,34
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-2222,44	-2203,95
Q transfer	35290,68	
<b>Total</b>	<b>-4423905,775</b>	<b>-4423887,285</b>

## B.2 Perhitungan Neraca Energi Vaporizer (VP-101)

Vaporizer (VP-100) berfungsi untuk mengubah fasa bahan baku dari *liquid* menjadi *vapour*.



**Gambar B.2 Vaporizer (VP-101)**

### B.2.1 Menghitung Panas Bahan Masuk

$$T_{in} = -83,89 \text{ } ^\circ\text{C} = 189,26 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$



$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298.15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{189.26 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.7** Perhitungan Panas Bahan Masuk

Komponen	N (kmol/ jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,58125 19	0,9995002 5	-9765,051	-9760,171	-4419479,391
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2262906 26	0,0004997 5	-9739,454	-4,867293	-2203,947309
<b>Total</b>	<b>452,80754 25</b>	<b>1</b>		<b>-9765,039</b>	<b>-4.421.683,338</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99950025 \times (-9760,171)) + (0,00049975 \times -4,867293) \\ &= -9765,039 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= \sum N_i \times C_{pi} \Delta T \\ &= (452,5812519 \text{ kmol/jam} \times (-9765,051 \text{ kJ/kmol})) + (0,226290626 \\ &\text{ kmol/jam} \times (-9739,454 \text{ kJ/kmol})) \\ &= -4.421.683,338 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.2.2 Menghitung Panas Penguapan**

$$T_{out} = -36,94^\circ\text{C} = 236,21 \text{ K}$$

$$H_{vap} = A (1 - (T/T_c))^n$$

**Tabel B.8** Perhitungan Panas penguapan Vaporizer (VP-101)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	H <sub>vap</sub> (kJ/kmol)	H <sub>vap</sub> x Xi	Q (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,99950025	9155,61918	9151,0436	4143661,592
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00049975	11733,0110	5,8635737	5310140,837
<b>Total</b>	<b>452,8075425</b>	<b>1,0000</b>		<b>9.156,91</b>	<b>9.453.802,43</b>

$$H_{vap} = (X_{ia} \times H_{vap.a}) + (X_{ib} \times H_{vap.b})$$

$$\begin{aligned}
 &= (0,99950025 \times 9155,61918) + (0,00049975 \times 11733,0110) \\
 &= 9.156,91 \text{ kJ/kmol} \\
 Q_{\text{penguapan}} &= \sum N_i \times H_{\text{vap}} \\
 &= (452,5812519 \text{ kmol/jam} \times 9155,61918 \text{ kJ/kmol}) + (0,226290626 \\
 &\text{ kmol/jam} \times 11733,0110 \text{ kJ/kmol}) \\
 &= 9.453.802,43 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.2.3 Panas Bahan Keluar

$$T_{\text{out}} = -36,94^\circ\text{C} = 236,21 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ K}}^{236,21 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.9** Perhitungan Panas keluar Vaporizer (VP-101)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,9995002	-2579,656	-2578,3673	-1167504,20
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,0004997	-1375,181	-0,6872470	-311,190634
<b>Total</b>	<b>452,807542</b>	<b>1,0000</b>		<b>-2579,0546</b>	<b>-1.167.815,39</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\
 &= (0,9995002 \times (-2579,656)) + (0,0004997 \times (-1375,181)) \\
 &= -2579,0546 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= \sum N_i \times C_{pi} \Delta T \\
 &= (452,5812519 \text{ kmol/jam} \times -2579,656 \text{ kJ/kmol}) + (0,226290626 \\
 &\text{ kmol/jam} \times (-1375,181 \text{ kJ/kmol})) \\
 &= -1.167.815,39 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.2.4 Menghitung Kebutuhan Steam

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} + Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{out}} + Q_{\text{penguapan}} \\
 Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{out}} + Q_{\text{penguapan}} - Q_{\text{in}} \\
 &= (-1.167.815,39) + 9.453.802,43 - (-4421683,338)
 \end{aligned}$$

$$= 12.707.670,37 \text{ kJ/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu *steam* pada steam tabel dengan kondisi :

$$T = 250 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 3,973 \text{ Mpa}$$

$$H_L = 1085,34 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v = 2801,5 \text{ kJ/kg}$$

(Reklaitis,1983)

$$\begin{aligned} \lambda \text{ steam} &= H_v - H_L \\ &= 2801,5 - 1085,34 \\ &= 1.716,16 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Maka jumlah steam yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= 7.404,71 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### Panas steam masuk

$$\begin{aligned} Q \text{ steam in} &= m \times H_v \\ &= 7.404,71 \times 2801,5 \\ &= 20.744.300,39 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### Panas steam keluar

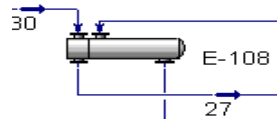
$$\begin{aligned} Q \text{ steam out} &= m \times H_L \\ &= 7.404,71 \times 1085,34 \\ &= 8.036.630,01 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.10** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total *Vaporizer* (VP-101)

Komponen	Neraca Energi <i>Vaporizer</i> (VP-101)	
	Q <sub>transfer</sub> (kJ/jam)	q <sub>serap</sub> (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-4.419.479,391	-1.167.504,201
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-2.203,947309	-311,1906343
Q <sub>penguapan</sub>		9.453.802,429
Q <sub>steam</sub>	20.744.300,39	8.036.630,014
<b>Total</b>	<b>16.322.617,05</b>	<b>16.322.617,05</b>

### B.3 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger* (HE-101)

*Heat Exchanger* (E-108) berfungsi untuk menaikkan suhu bahan sebelum direaksikan kedalam reaktor dengan cara menukar panas dengan fluida keluaran reaktor.



Gambar B.3 *Heat Exchanger* (E-101)

#### B.3.1 Neraca Panas Fluida Dingin Masuk

$$T_{in} = -36,94^{\circ}\text{C} = 236,21 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298 \text{ }^{\circ}\text{K}}^{236,21 \text{ }^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.11 Perhitungan Panas Fluida Dingin Masuk *Heat Exchanger* (HE-101)

Komponen	N	(Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q x Xi
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,99950025	-2579,65657	-2578,3673	-1167504,201
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00049975	-1375,1812	-0,687247	-311,1906343
<b>Total</b>	<b>452,807542</b>	<b>1</b>		<b>45.638,38</b>	<b>-1.167.815,392</b>

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b)$$

$$= (0,99950025 \times (-2579,65657)) + (0,00049975 \times (-1375,1812))$$

$$= 45.638,38 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (452,5812519 \text{ kmol/jam} \times (-2579,65657 \text{ kJ/kmol})) + (0,226290626 \text{ kmol/jam} \times (-1375,1812 \text{ kJ/kmol}))$$

$$= -1167815,392 \text{ kJ/jam}$$

#### B.3.2 Menghitung panas Fluida Dingin keluar

$$T_{out} = 126,0817085^{\circ}\text{C} = 399,2317085 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{399,2317085 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.12** Perhitungan Panas Fluida Dingin Keluar Heat Exchanger (HE-101)

Komponen	N (kmol/jam)	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q x Xi
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,999500	4.852,63	4850,206529	2.196.210,10
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,000499	1.113,70	0,55657052	252,02
<b>Total</b>	<b>452,807542</b>	<b>1</b>		<b>112.102,75</b>	<b>2.196.462,12</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p,a} \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p,b} \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_{p,c} \Delta T_c) \\ &= (0,999500 \times 4.852,63) + (0,000499 \times 1.113,70) \\ &= 112.102,75 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= (N_{ia} \times C_{p,a} \Delta T_a) + (n_{ib} \times C_{p,b} \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p,c} \Delta T) \\ &= (452,5812519 \times 4.852,63) + (0,226290626 \times 1.113,70) \\ &= 2.196.462,12 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.3.3 Neraca Panas Fluida Panas Masuk**

$$T_{in} = 200,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,45 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{473,45 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.13** Neraca Energi Fluida Panas Masuk E-108

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,048744821	8972,821318	437,3785672	203046,5353
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,000487448	595,4543476	0,290253155	134,7457371
O <sub>2</sub>	11,3145313	0,02437241	5277,332566	128,6213151	59710,5445
H <sub>2</sub> O	0,113145313	0,000243724	4380,843352	1,067717121	495,6718923
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95219	0,926151596	10424,96435	9655,097379	4482236,254
<b>Total</b>	<b>464,2352198</b>	<b>1</b>		<b>10.222,45523</b>	<b>4.745.623,752</b>

$$\begin{aligned}
C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times \\
&C_{pd} \cdot \Delta T) + (X_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
&= (0,048744821 \times 8972,821318) + (0,000487448 \times 595,4543476) + \\
&(0,02437241 \times 5277,332566) + (0,000243724 \times 4380,843352) + \\
&(0,926151596 \times 10424,96435) \\
&= 102.22,45523 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{out} &= (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times \\
&C_{pd} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
&= (22,6290626 \times 8972,821318) + (0,226290626 \times 595,4543476) + \\
&(11,3145313 \times 5277,332566) + (0,113145313 \times 4380,843352) + \\
&(429,95219 \times 10424,96435) \\
&= 4.745.623,752 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### B.3.4 Neraca Panas Fluida Panas Keluar

$$T_{out} = 82,55 \text{ }^\circ\text{C} = 355,70 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ }^\circ\text{K}}^{355,70 \text{ }^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.14** Neraca Energi Fluida Panas keluar HE-101

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,048744821	2659,013448	129,613134	60170,98177
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,000487448	846,6030851	0,412675157	191,5783421
O <sub>2</sub>	11,3145313	0,02437241	1706,418644	41,5895355	19307,32715
H <sub>2</sub> O	0,113145313	0,000243724	1571,439387	0,382997657	177,8010013
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95219	0,926151596	3027,077388	2803,532556	1301498,552
<b>Total</b>	<b>464,2352198</b>	<b>1</b>		<b>2.975,530898</b>	<b>1.381.346,241</b>

$$\begin{aligned}
C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times \\
&C_{pd} \cdot \Delta T) + (X_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
&= (0,048744821 \times 2659,013448) + (0,000487448 \times 846,6030851) +
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& (0,02437241 \times 1706,418644) + (0,000243724 \times 1571,439387) + \\
& (0,926151596 \times 3027,077388) \\
& = 2.975,530898 \text{ kJ/kmol} \\
Q_{\text{out}} & = (N_{\text{ia}} \times C_{\text{pa}} \cdot \Delta T) + (N_{\text{ib}} \times C_{\text{pb}} \cdot \Delta T) + (N_{\text{ic}} \times C_{\text{pc}} \cdot \Delta T) + (N_{\text{id}} \times C_{\text{pd}} \cdot \Delta T) \\
& + (N_{\text{ie}} \times C_{\text{pe}} \cdot \Delta T) \\
& = (22,6290626 \times 2659,013448) + (0,226290626 \times 846,6030851) + \\
& (11,3145313 \times 1706,418644) + (0,113145313 \times 1571,439387) + \\
& (429,95219 \times 3027,077388) \\
& = 1.381.346,241 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### B.3.5 Menghitung $Q_{\text{serap}}$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{serap}} & = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
& = 2.196.462,12 \text{ kJ/kmol} - (-1167815,392) \text{ kJ/kmol} \\
& = 3.364.277,51 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Panas Masuk dari keluaran fluida panas Heat Exchanger

$$\begin{aligned}
Q & = 4.745.623,75 \text{ kJ/jam} \\
n & = 10.222,46 \text{ kmol/jam} \\
\text{Panas keluar} \\
Q & = 4.745.623,75 - 3.364.277,51 \\
& = 1.381.346,24 \text{ kJ/jam} \\
n & = 10.222,46 \text{ kmol/jam} \\
C_p & = 135,1286174
\end{aligned}$$

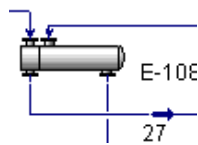
**Tabel B.15** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Heat Exchanger (HE-101)

Komponen	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)	
	$Q_{\text{serap}}$ (kJ/jam)	$Q_{\text{transfer}}$ (kJ/jam)
<b>Fluida Dingin</b>		
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	3363714,30	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	563,21	-
<b>Fluida Panas</b>		
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-	142875,55
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-	-56,83
O <sub>2</sub>	-	40403,22

H <sub>2</sub> O	-	317,87
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-	3.180.737,70
<b>Total</b>	<b>3.364.277,51</b>	<b>3.364.277,51</b>

#### B.4 Perhitungan Neraca Energi pada Heater (E-102)

Heater berfungsi untuk Menaikkan suhu umpan hingga 220°C sebelum dialirkan ke Reaktor.



Gambar B.4 Heater (E-102)

##### B.4.1 Panas Bahan Masuk Heater (E-102)

$$T_{in} = 126,0817085\text{ }^{\circ}\text{C} = 399,2317085\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15\text{ }^{\circ}\text{K}}^{399,2317085\text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.16 Neraca Energi Masuk Heater (E-102)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,99950025	4.852,63	4850,206529	2.196.210,099
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00049975	1.113,70	0,55657052	252,0193294
<b>Total</b>	<b>452,8075425</b>	<b>1</b>		<b>4.850,763099</b>	<b>2.196.462,12</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99950025 \times 4.852,63) + (0,00049975 \times 1.113,70) \\ &= 4.850,763099 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T_a) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (452,5812519 \times 4.852,63) + (0,226290626 \times 1.113,70) \\ &= 2.196.462,12 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



**B.4.2 Panas Bahan Keluar Heater (E-102)**

$$T_{\text{out}} = 220^{\circ}\text{C} = 498.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298^{\circ}\text{K}}^{498.15^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.17** Neraca Energi Keluaran Heater (E-102)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,99950025	10.148,39	10143,32322	4592.973,262
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00049975	209,78	0,104838875	47,47183347
<b>Total</b>	<b>452,8075425</b>	<b>1</b>		<b>10.143,42806</b>	<b>4.593.020,73</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99950025 \times 10.148,39) + (0,00049975 \times 209,78) \\ &= 10.143,42806 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T_a) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) \\ &= (452,5812519 \times 10.148,39) + (0,226290626 \times 209,78) \\ &= 4.593.020,73 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.4.3 Menghitung Kebutuhan Steam Heater (E-102)**

$$T_{\text{in}} = 300^{\circ}\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 140^{\circ}\text{C} = 413,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 28^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pemanas}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 4.593.020,73 \text{ kJ/kmol} - 2.196.462,12 \text{ kJ/kmol} \\ &= 2.396.558,62 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$n = Q_{\text{pemanas}} / C_p \cdot \Delta T$$

$$n = 2.396.558,62 \text{ kJ/jam} / 13.826,37 \text{ kJ/kmol}$$

$$n = 173,3325124 \text{ kmol/jam} = 3.119,985222 \text{ kg/jam}$$

maka dapat diketahui

**Tabel B.18** Kebutuhan Steam Heater (E-102)

Komponen	n (kmol/jam)	Masuk		Keluar	
		Cp.ΔT	Q	Cp.ΔT	Q
H <sub>2</sub> O	173,3325124	22,520.57	3.903.547,829	8,694.21	1.506.989,213

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= n \times C_p \cdot \Delta T \\
 &= 173,3325124 \text{ kmol/jam} \times 22.520,57 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 3.903.547,83 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

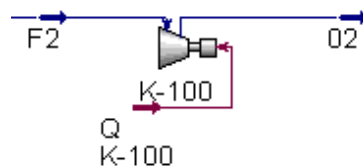
$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= n \times C_p \cdot \Delta T \\
 &= 173,3325124 \text{ kmol/jam} \times 8.694,21 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 1.506.989,213 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.19** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Heater (E-102)

Komponen	Neraca Energi Total Heater (E-102)	
	Q <sub>transfer</sub>	Q <sub>serap</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2.396.763,163	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-204,5474959	-
Q <sub>pemanas</sub>	-	2.396.558,616
<b>Total</b>	<b>2.396.558,616</b>	<b>2.396.558,616</b>

### B.5 Perhitungan Neraca Energi Kompresor (K-101)

Kompresor-100 berfungsi menaikkan tekanan dari 2 atm menjadi 16 atm.

**Gambar B.5** Kompresor (K-101)

**B.5.1 Menghitung Panas Masuk**

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{303,15^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.20** Neraca Energi Panas Masuk Kompresor (K-101)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
O <sub>2</sub>	0	0	147,3914274	0	0
H <sub>2</sub> O	0,005218405	1	140,9202262	140,9202262	0,735378813
<b>Total</b>	<b>0,005218405</b>	<b>1</b>		<b>140,9202262</b>	<b>0,735378813</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{\text{ia}} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (X_{\text{ib}} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (0 \times 147,3914274) + (1 \times 140,9202262) \\ &= 140,9202262 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= (N_{\text{ia}} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{\text{ib}} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (0 \times 147,3914274) + (0,005218405 \times 140,9202262) \\ &= 0,735378813 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.5.2 Menghitung Panas Keluar**

$$T_{\text{out}} = 337,4^{\circ} = 610,55 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{610,55^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.21** Neraca Energi Keluaran Kompresor (K-101)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
O <sub>2</sub>	0	0	9.590,523477	0	0
H <sub>2</sub> O	0,005218405	1	6.756,173292	6756,173292	35,25644849
<b>Total</b>	<b>0,005218405</b>	<b>1</b>		<b>6.756,17</b>	<b>35,25644849</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{\text{ia}} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (X_{\text{ib}} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (0 \times 9.590,523477) + (1 \times 6.756,173292) \\ &= 6.756,17 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

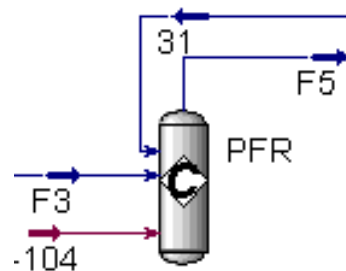
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= (N_{\text{ia}} \times C_{\text{pa}} \cdot \Delta T) + (N_{\text{ib}} \times C_{\text{pb}} \cdot \Delta T) \\
 &= (0 \times 9.590,523477) + (0,005218405 \times 6.756,173292) \\
 &= 35,25644849 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.22** Neraca Energi Total Kompresor (K-101)

Komponen	Masuk	Keluar
O <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> O	0,735378813	35,25644849
Q <sub>transfer</sub>	34,52106968	
<b>Total</b>	<b>35,25644849</b>	<b>35,25644849</b>

### B.6 Perhitungan Neraca Energi Reaktor PFR (PFR-201)

Reaktor berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi Ethylene dan Oxygen menjadi Ethylene Oxide.

**Gambar B.6** Reaktor (R-201)

#### B.7.1 Panas Bahan Masuk

$$T_{\text{in}} = 220^{\circ}\text{C} = 498,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298^{\circ}\text{K}}^{498,15^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.23** Neraca Energi Masuk Reaktor

Komponen	N (kmol/jam)	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q x Xi
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	452,5812519	0,666333525	10.148,39	6762,215741	4592973,262
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,000333167	209,78	0,069892586	47,47183347
O <sub>2</sub>	226,2906	0,333166724	5.886,46	1961,172461	1332050,473
H <sub>2</sub> O	0,113145313	0,000166583	4.787,91	0,797585841	541,729306
<b>Total</b>	<b>679,2112878</b>	<b>1</b>		<b>8.724,255681</b>	<b>5.925.612,94</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p_a} \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p_b} \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_{p_c} \Delta T_c) + (X_{id} \times C_{p_d} \Delta T_d) \\
 &= (0,666333525 \times 10.148,39) + (0,000333167 \times 209,78) + \\
 &\quad (0,333166724 \times 5.886,46) + (0,000166583 \times 4.787,91) \\
 &= 8.724,255681 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \Delta T_a) + (n_{ib} \times C_{p_b} \Delta T_b) + (N_{ic} \times C_{p_c} \Delta T_c) + (N_{id} \times C_{p_d} \Delta T_d) \\
 &= (452,5812519 \times 10.148,39) + (0,226290626 \times 209,78) + \\
 &\quad (226,2906 \times 5.886,46) + (0,113145313 \times 4.787,91) \\
 &= 5.925.612,94 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**B.6.2 Menghitung Panas Keluaran Reaktor**

$$T_{out} = 220 \text{ }^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ }^\circ\text{K}}^{493,15 \text{ }^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.24** Neraca Energi Keluaran Reaktor

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,04874482	10.148,3	494,681690	229648,6632
		1	9	1	
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,22629062	0,00048744	209,78	0,10225814	47,47183347
	6	8		7	

O <sub>2</sub>	11,3145313	0,02437241	5.886,46	143,467209	66602,5313
H <sub>2</sub> O	0,11314531 3	0,00024372 4	4.787,91	1,16692849 4	541,729306
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95219	0,92615159 6	11.824,5 2	10951,2936 6	5.083.976,21 8
<b>Total</b>	<b>464,235219 8</b>	<b>1</b>		<b>11.590,7117 4</b>	<b>5.380.816,61</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times \\
 &C_{pd} \cdot \Delta T) + (X_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
 &= (0,048744821 \times 10.148,39) + (0,000487448 \times 209,78) + \\
 &(0,02437241 \times 5.886,46) + (0,000243724 \times 4.787,91) + \\
 &(0,926151596 \times 11.824,52) \\
 &= 11.590,71174 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T) \\
 &+ (N_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
 &= (22,6290626 \times 10.148,39) + (0,226290626 \times 209,78) + \\
 &(11,3145313 \times 5.886,46) + (0,113145313 \times 4.787,91) + (429,95219 \\
 &\times 11.824,52) \\
 &= 5.380.816,61 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.6.3 Menghitung Panas Hasil Reaksi

Menghitung Panas Reaksi



#### 1) Menghitung Entalpi pada keadaan standar ( $\Delta H_R (298^\circ K)$ )

Data  $\Delta H_R$  masing-masing komponen pada keadaan standar (298,15°K) dapat dilihat pada tabel B.18.

**Tabel B.25** Data  $\Delta H_f$  Pada Masing-masing Komponen

Komponen Reaktan	$\Delta H_f^\circ (298,15 K) (kJ/mol)$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	52,50
O <sub>2</sub>	0,00
Komponen Produk	$\Delta H_f^\circ (298,15 K) (kJ/mol)$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-52,6

Sumber: Carl L Yaws, 1996

$$\begin{aligned}
\Delta H_{R(298,15\text{ K})} &= \Delta H_{R(298,15\text{ K})} \text{ Produk} - \Delta H_{R(298,15\text{ K})} \text{ Reaktan} \\
&= (\Delta H_{C_2H_4O}) - (\Delta H_{C_2H_4} + \Delta H_{O_2}) \\
&= (-52,6 \text{ kJ/kmol}) - (52,50 \text{ kJ/kmol} + 0 \text{ kJ/kmol}) \\
&= -105,10 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

Karena  $\Delta H_R^\circ$  bernilai negatif, maka hal ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung eksotermis.

## 2) Menghitung entalpi pada kondisi operasi

Perubahan entalpi reaktan dari 298.15°K ke 493.15°K dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
\Delta H_{R(493.15)} &= \Delta H_{R(298,15)} + \int_{T_1}^{T_2} C_{pi} \cdot dT \\
\Delta H_{R(493.15)} &= \Delta H_{R(298)} + \int_{298,15\text{ K}}^{493,15\text{ K}} C_{pi} \cdot dT
\end{aligned}$$

dengan :

$$\begin{aligned}
\int_{298,15}^{493,15} \Delta C_p \cdot dT &= \Delta A (T_2 - T_1) + \frac{\Delta B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{\Delta C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{\Delta D}{4} (T_2^4 - T_1^4) + \frac{\Delta E}{5} (T_2^5 - T_1^5) \\
&= 1.676,12 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

Sehingga entalpi pada keadaan operasi adalah

$$\begin{aligned}
\Delta H_{R(493.15)} &= \Delta H_{R(298)} + \int_{298,15^\circ\text{K}}^{493,15^\circ\text{K}} C_{pi} \cdot dT \\
&= -105,10 \text{ kJ/kmol} + 1.676,12 \text{ kJ/kmol} \\
&= 1.571,02 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

## 3) Menghitung Panas Reaksi

Jumlah  $C_2H_4$  mula-mula ( $F_{AO}$ ) = 452,58 kmol/jam

Konversi 95%

Maka panas reaksi :

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_{R(493.15)} \cdot F_{AO} \cdot X$$

$$= 1.571,02 \times 452,58 \times 0,95$$

$$= 675.463,64 \text{ kJ/jam}$$

**Tabel B.26** Karakteristik Pada Dowtherm A

Satuan	°C	°F
Nama	Dowtherm A	
Warna	Bening hingga kuning muda	
Tekanan	1 atm	
Berat Molekul	Rata-Rata 166,0	
Fasa	Liquid	
Titik Didih Atmosfer	257,1°C	494,8°F
Titik Beku	12,0°C	53,6°F
Titik Nyala	113°C	236°F
Titik Api	118°C	245°F
Suhu Kritis	497°C	927°F

**4) Menghitung Panas dan Massa Pendingin (Qp)**

$$Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{konsumsi}} = \text{Akumulasi Energi}$$

$$Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{konsumsi}} = 0$$

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = (5.925.612,94 - 5.380.816,61 + 675.463,64)$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 1.220.259,96 \text{ kJ/jam}$$

Jenis Pendingin berupa (Dowtherm A) untuk mengontrol suhu agar tetap pada  $220^{\circ}\text{C} = 493,15 \text{ K}$

$$C_p \text{ dowtherm masuk (T1)} = 15^{\circ}\text{C} (288,15 \text{ K}) = 1,558 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ pendingin keluar (T2)} = 205^{\circ}\text{C} (478,15 \text{ K}) = 2,725 \text{ kJ/kg.K}$$

(*max S Peters "plant design and economics for chemical engineering"*)

$$\Delta H_{\text{total}} = C_p \times \Delta T$$

$$= \Delta H (205^{\circ}\text{C}) - \Delta H (15^{\circ}\text{C})$$

$$= (2,725(478,15\text{K} - 298,15\text{K})) - (1,558 (288,15\text{K} - 298,15\text{K}))$$

$$= 506,08 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingin:

$$\text{Massa Pendingin} = \frac{Q_{\text{pendingin}}}{\Delta H}$$



$$= \frac{1.220.259,96}{506,08}$$

$$= 2.411,1997 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin masuk}} &= \text{Massa pendingin} \times \Delta H (15^\circ\text{C}) \\ &= 2.411,1997 \text{ kg/jam} \times 1,558 \text{ kJ/kg} \\ &= 3.756,6491 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

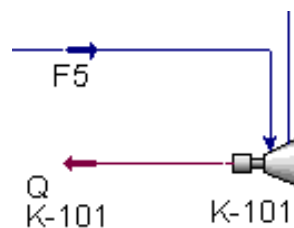
$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin keluar}} &= \text{Massa pendingin} \times \Delta H (205^\circ\text{C}) \\ &= 2.411,1997 \text{ kg/jam} \times 478,15 \text{ kJ/kg} \\ &= 1.167.259,6366 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.27** Neraca Energi Total Reaktor PFR

Komponen	Panas Masuk (Qin.kj/jam)	Panas Keluar (Qout.kj/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4.592.973,26	229.648,66
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	47,47	47,47
O <sub>2</sub>	1.332.050,47	66.602,53
H <sub>2</sub> O	541,73	541,73
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O		5.083.976,218
Qreaksi	675.463,64	-
Qpendingin	-	1.220.259,96
<b>Total</b>	<b>6.601.076,57</b>	<b>6.601.076,57</b>
<b>Selisih</b>		-

**B.7 Perhitungan Neraca Energi Expander-201 (Exp-201)**

Expander-101 berfungsi menurunkan tekanan dari 16 atm menjadi 10 atm.

**Gambar B.8** Expander-201**B.8.1 Menghitung Panas Masuk**

$$T_{\text{out}} = 220^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{493,15 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.28** Neraca Energi Panas Masuk Expander-101

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,048744821	10.148,395	494,6816901	229.648,663
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,000487448	209,783	0,102258147	47,472
O <sub>2</sub>	11,3145313	0,02437241	5.886,460	143,467209	66.602,531
H <sub>2</sub> O	0,113145313	0,000243724	4.787,908	1,166928494	541,729
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95219	0,926151596	11.824,515	10951,29366	5.083.976,218
<b>Total</b>	<b>464,2352198</b>	<b>1</b>		<b>11.590,712</b>	<b>5.380.816,613</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T) + (X_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
 &= (0,048744821 \times 10.148,395) + (0,000487448 \times 209,783) + \\
 &\quad (0,02437241 \times 5.886,460) + (0,000243724 \times 4.787,908) + \\
 &\quad (0,926151596 \times 11.824,515) \\
 &= 11.590,712 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
 &= (22,6290626 \times 10.148,395) + (0,226290626 \times 209,783) + \\
 &\quad (11,3145313 \times 5.886,460) + (0,113145313 \times 4.787,908) + \\
 &\quad (429,95219 \times 11.824,515) \\
 &= 5.380.816,613 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.7.2 Menghitung Panas Keluar

$$T_{out} = 200,3^\circ = 473,45 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum Ni \times \left( \int_{298.15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{473.45 \text{ } ^\circ\text{K}} Cp \cdot dT \right)$$

**Tabel B.29** Neraca Energi Keluaran Expander-101

Komponen n	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,04874482 1	8972,82131 8	437,378567 2	203046,535 3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,22629062 6	0,00048744 8	595,454347 6	0,29025315 5	134,745737 1
O <sub>2</sub>	11,3145313	0,02437241	5277,33256 6	128,621315 1	59710,5445
H <sub>2</sub> O	0,11314531 3	0,00024372 4	4380,84335 2	1,06771712 1	495,671892 3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95219	0,92615159 6	10424,9643 5	9655,09737 9	4482236,25 4
<b>Total</b>	<b>464,235219 8</b>	<b>1</b>		<b>10.222,46</b>	<b>4.745.623,7 5</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times \\
 &C_{pd} \cdot \Delta T) + (X_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
 &= (0,048744821 \times 8972,821318) + (0,000487448 \times 595,4543476) + \\
 &(0,02437241 \times 5277,332566) + (0,000243724 \times 4380,843352) + \\
 &(0,926151596 \times 10424,96435) \\
 &= 10.222,46 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

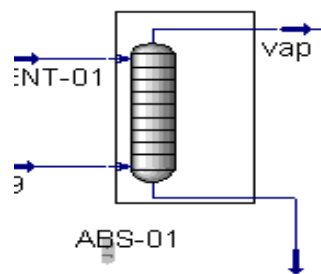
$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times \\
 &C_{pd} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{pe} \cdot \Delta T) \\
 &= (22,6290626 \times 8.972,821318) + (0,226290626 \times 595,4543476) + \\
 &(11,3145313 \times 5.277,332566) + (0,113145313 \times 4.380,843352) + \\
 &(429,95219 \times 10.424,96435) \\
 &= 4.745.623,75 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.30** Neraca Energi Total Expander-201

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	229648,6632	203046,5353
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	47,47183347	134,7457371
O <sub>2</sub>	66602,5313	59710,5445
H <sub>2</sub> O	541,729306	495,6718923
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	5083976,218	4482236,254
q transfer	-635192,8617	
<b>Total</b>	<b>4.745.623,75</b>	<b>4.745.623,75</b>

### B.8 Perhitungan Neraca Energi *Absorber* (MA-301)

Fungsi Menara Absorber (MA-301) sebagai tempat untuk menyerap oksigen sebagai impuritis, agar terpisah dari produk etilen oksida dengan menggunakan pelarut air.

**Gambar B.9** Menara *Absorber* (MA-301)

#### B.8.1 Neraca Panas Fluida Panas Masuk

$$T_{in} = 82,55^{\circ}\text{C} = 355,7 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298 \text{ K}}^{355,7 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.31** Perhitungan Panas Masuk pada Absorber (MA-301)

Komponen n	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,629062 6	0,0487448 21	2659,0134 48	129,613134	60170,9817 7
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2262906 26	0,0004874 48	846,60308 51	0,41267515 7	191,578342 1
O <sub>2</sub>	11,314531 3	0,0243724 1	1706,4186 44	41,5895355	19307,3271 5
H <sub>2</sub> O	0,1131453 13	0,0002437 24	1571,4393 87	0,38299765 7	177,801001 3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95219	0,9261515 96	3027,0773 88	2803,53255 6	1301498,55 2
<b>Total</b>	<b>464,23521 98</b>	<b>1</b>		<b>2,975,5308 98</b>	<b>1.381.346,2 41</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p,a} \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p,b} \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_{p,c} \Delta T_c) + (X_{id} \times \\
 &C_{p,d} \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_{p,e} \Delta T_e) \\
 &= (0,048744821 \times 2659,013448) + (0,000487448 \times 846,6030851) + \\
 &(0,02437241 \times 1706,418644) + (0,000243724 \times 1571,439387) + \\
 &(0,926151596 \times 3027,077388) \\
 &= 2.975,530898 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p,a} \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p,b} \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p,c} \Delta T) + (N_{id} \times \\
 &C_{p,d} \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p,e} \Delta T) \\
 &= (22,6290626 \times 2659,013448) + (0,226290626 \times 846,6030851) + \\
 &(11,3145313 \times 1706,418644) + (0,113145313 \times 1571,439387) + \\
 &(429,95219 \times 3027,077388) \\
 &= 1.381.346,241 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.8.2 Menghitung Panas Bahan Pelarut Masuk ( Solvent Air)

$$T_{in} = 27,13^\circ\text{C} = 300,28 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum Ni \times \left( \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{300,28 \text{ } ^\circ\text{K}} Cp.dT \right)$$

**Tabel B.32** Perhitungan Panas Masuk pada Solvent Masuk Absorber (MA-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
H <sub>2</sub> O	562,5238326	1	99,81	99,81	56.148,30
<b>Total</b>					<b>56.148,30</b>

**B.8.3 Menghitung Panas Fluida Panas Keluar Produk Atas (Vapor)**

$$T_{out} = 27,26^\circ\text{C} = 300,41 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum Ni \times \left( \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{300,41 \text{ } ^\circ\text{K}} Cp.dT \right)$$

**Tabel B.33** Panas Keluar Atas pada Absorber (Abs-01)

Komponen n	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,666635667	99,46336871	66,30582919	2250,762797
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,000452581	1,33327E-05	42,11828679	0,000561551	0,019061945
O <sub>2</sub>	11,3145313	0,333317834	66,60200018	22,19963442	753,5704157
H <sub>2</sub> O	0,001125827	3,3166E-05	63,79387065	0,00211579	0,071820868
<b>Total</b>	<b>33,94517231</b>	<b>1</b>		<b>88,50814096</b>	<b>3.004,424096</b>

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T)$$

$$= (0,666635667 \times 99,46336871) + (1,33327E-05 \times 42,11828679) + (0,333317834 \times 66,60200018) + (3,3166E-05 \times 63,79387065)$$

$$= 88,50814096 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T)$$

$$= (22,6290626 \times 99,46336871) + (0,000452581 \times 42,11828679) +$$

$$(11,3145313 \times 66,60200018) + (0,001125827 \times 63,79387065) \\ = 3.004,424096 \text{ kJ/jam}$$

#### B.8.4 Menghitung Panas Fluida Panas Keluar Produk Bawah (Liquid)

$$T_{in} = 68,06^{\circ}\text{C} = 341,21 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298.15^{\circ}\text{K}}^{341,21^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.34** Panas Keluar Bawah Pada Absorber (MA-301)

Komponen n	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	6038,6526 61	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2258380 45	0,0005248 51	5535,2515 47	2,90518460 7	1250,07038 6
O <sub>2</sub>	0	0	32750,435 29	0	0
H <sub>2</sub> O	0,1114568 85	0,0002590 28	1727,2386 54	0,44740261 4	192,512639 8
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	429,95218 93	0,9992161 21	4018,0075 98	4014,85796 6	1727551,16 3
<b>Total</b>	<b>430,28948 43</b>	<b>1</b>		<b>4.018,2105 53</b>	<b>1.728.993,7 47</b>

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_{p_c} \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times C_{p_d} \cdot \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_{p_e} \cdot \Delta T_e) \\ = (0 \times 6038,652661) + (0,000524851 \times 5535,251547) + (0 \times 32750,43529) + (0,000259028 \times 1727,238654) + (0,999216121 \times 4018,007598) \\ = 4.018,210553 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p_c} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times C_{p_d} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p_e} \cdot \Delta T) \\ = (0 \times 6038,652661) + (0,22583804 \times 5535,251547) + (0 \times 32.750,43529) + (0,111456885 \times 1727,238654) + (429,9521893 \times 4018,007598) \\ = 1.728.993,747 \text{ kJ/jam}$$

Neraca energi total Absorber (Abs-01)

$$Q_{\text{total masuk}} + Q_{\text{penyerap}} = Q_{\text{total keluar}}$$

$$Q_{\text{total masuk}} = Q_{\text{total keluar}} - Q_{\text{penyerap}}$$

$$\Delta Q_1 + \Delta Q_2 = (\Delta Q_3 + \Delta Q_4) - Q_{\text{penyerap}}$$

$$Q_{\text{penyerap}} = (\Delta Q_3 + \Delta Q_4) - (\Delta Q_1 + \Delta Q_2)$$

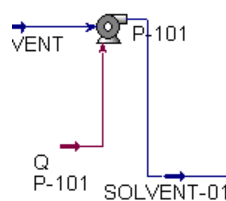
$$Q_{\text{penyerap}} = 294.503,63$$

**Tabel B.35** Neraca Energi Total Menara Absorber (MA-301)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	60170,98177	2250,762797
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	191,5783421	1250,089448
O <sub>2</sub>	19307,32715	753,5704157
H <sub>2</sub> O	56.326,10	192,5844607
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	1301498,552	1727551,163
Q Penyerap	294.503,63	
<b>Total</b>	<b>1.731.998,171</b>	<b>1.731.998,171</b>

### B.9 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-301)

Pompa (P-301) berfungsi untuk menaikkan tekanan dari 1,200 atm menjadi 15 atm sebagai Solvent (air) pada Menara Absorber (Abs-01)



**Gambar B.10** Pompa (P-301)

#### B.9.1 Menghitung Panas Bahan Masuk Pompa

$$T_{\text{in}} = 27^{\circ}\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{300,15^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$



**Tabel B.36** Perhitungan Panas Bahan Masuk

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	562,523832 6	1	93,763324 24	93,763324 24	52744,1045 1
<b>Total</b>	<b>562,523832</b> <b>6</b>	<b>1</b>		<b>93,763324</b> <b>24</b>	<b>52744,1045</b> <b>1</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= X_{ia} \times C_{p,\Delta T_a} \\
 &= (1 \times 93,76332424) \\
 &= 93,76332424 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= N_{ia} \times C_{p,\Delta T} \\
 &= (562,5238326 \times 93,76332424) \\
 &= 52.744,10451 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**B.9.2 Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa**

$$T_{out} = 27,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 300,28 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{300,28 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.37** Perhitungan Panas Bahan Keluar

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	562,523832 6	1	99,814966 1	99,814966 1	56148,2972 8
<b>Total</b>	<b>562,523832</b> <b>6</b>	<b>1</b>		<b>99,814966</b> <b>1</b>	<b>56148,2972</b> <b>8</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= X_{ia} \times C_{p,\Delta T_a} \\
 &= (1 \times 99,8149661) \\
 &= 99,8149661 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

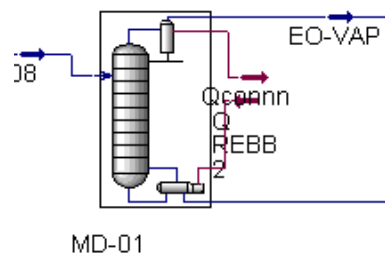
$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T \\
 &= (562,5238326 \times 99,8149661) \\
 &= 56.148,29728 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.38** Hasil Perhitungan Panas Total Pompa (P-301)

Komponen	Neraca Panas Pompa (P-301)	
	$Q_{in}$ (kJ/jam)	$Q_{out}$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	52.744,10451	56.148,29728
Q transfer	3.404,192775	
<b>Total</b>	<b>56.148,29728</b>	<b>56.148,29728</b>

**B.10 Perhitungan Neraca Energi pada Menara Distilasi (MD-301)**

Distilasi berfungsi untuk Memisahkan Etilen Oksida dari Etilen, dan Oksigen yang masih tercampur didalamnya.

**Gambar B.11** Menara Distilasi (MD-301)**B.10.1 Panas Bahan Masuk Distilasi (MD-301)**

$$T_{in} = 67,66^{\circ}\text{C} = 340,81 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298^{\circ}\text{K}}^{340,81^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.39** Neraca Energi Masuk Distilasi (MD-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	1945,333964	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,000358276	0,000358276	676,1541358	0,242249798	0,242249799
O <sub>2</sub>	0	0	1262,730752	0	0
H <sub>2</sub> O	0,000106468	0,000106468	1175,871819	0,12519272	0,125192721
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,99953526	0,99953526	2207,994395	2206,968243	2206,968252
<b>Total</b>	<b>1,00000004</b>	<b>1</b>		<b>2207,335685</b>	<b>2207,335694</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p_a} \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p_b} \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_{p_c} \Delta T_c) + (X_{id} \times C_{p_d} \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_{p_e} \Delta T_e) \\
 &= (0 \times 1945,333964) + (0,000358276 \times 676,1541358) + (0 \times 1262,730752) + (0,000106468 \times 1175,871819) + (0,99953526 \times 2207,994395) \\
 &= 2.207,335685 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p_c} \Delta T) + (N_{id} \times C_{p_d} \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p_e} \Delta T) \\
 &= (0 \times 1945,333964) + (0,000358276 \times 676,1541358) + (0 \times 1262,730752) + (0,000106468 \times 1727,238654) + (0,99953526 \times 2207,994395) \\
 &= 2.207,335694 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**B.10.2 Panas Bahan Keluaran Atas Menara Distilasi (MD-301)**

$$T_{out} = 19,33 \text{ }^\circ\text{C} = 292,48 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{292,48 \text{ }^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.40** Neraca Energi Keluaran Atas Distilasi (MD-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	-247,8169707	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00003565 6	0,006786 37	-108,4828226	-0,736204533	-0,003868064
O <sub>2</sub>	0	0	-166,9591586	0	0
H <sub>2</sub> O	0,00521840 5	0,993213 63	-160,7526322	-159,6617055	-0,83887234
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,99474593 9	189,3289 665	-278,3794272	-52705,28924	-276,9168047
<b>Total</b>	<b>0,00525406 1</b>	<b>1</b>		<b>-52865,68715</b>	<b>-277,7595451</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times \\
 &C_p \cdot \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_p \cdot \Delta T_e) \\
 &= (0 \times (-247,8169707)) + (0,00678637 \times (-108,4828226)) + (0 \times \\
 &(-166,9591586)) + (0,99321363 \times (-160,7526322)) + (189,3289665 \times \\
 &(-278,3794272)) \\
 &= -52865,68715 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p_c} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times \\
 &C_{p_d} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p_e} \cdot \Delta T) \\
 &= (0 \times (-247,8169707)) + (0,000035656 \times (-108,4828226)) + (0 \times \\
 &(-166,9591586)) + (0,005218405 \times (-160,7526322)) + (0,994745939 \times \\
 &(-278,3794272)) \\
 &= -277,7595451 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**B.10.3 Panas Bahan Keluaran Bawah Menara Distilasi (MD-301)**

$$T_{out} = 105^\circ\text{C} = 378,35 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{out} = \sum N_i \times \left( \int_{298^\circ\text{K}}^{378,5^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.41** Neraca Energi Keluaran Bawah Menara Distilasi (MD-301)

Komponen	n	xi	cpdt	cpxi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	13036,6706 7	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00036489 3	0,00036489 3	11652,3960 2	4,2518777 4	4,25187774
O <sub>2</sub>	0	0	75026,3408 3	0	0
H <sub>2</sub> O	1,6298E-06	1,6298E-06	2668,50572 8	0,0043491 3	0,00434913 1
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,99963347 7	0,99963347 7	7798,37098 1	7795,5127	7795,51269 8
Total	<b>1</b>	<b>1</b>		<b>779,76892 7</b>	<b>7799,76892 5</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times \\
 &C_p \cdot \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_p \cdot \Delta T_e) \\
 &= (0 \times 13036,67067) + (0,000364893 \times 11652,39602) + (0 \times \\
 &75026,34083) + (1,6298E-06 \times 2668,505728) + (0,999633477 \times \\
 &7798,370981) \\
 &= 7.799,768927 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p_c} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times \\
 &C_{p_d} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p_e} \cdot \Delta T) \\
 &= (0 \times 13036,67067) + (0,000364893 \times 11652,39602) + (0 \times \\
 &75026,34083) + (1,6298E-06 \times 2668,505728) + (0,999633477 \times (- \\
 &7798,370981)) \\
 &= 7.799,768925 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

#### B.10.4 Menghitung Kebutuhan Steam *Reboiler* dan *Condensor*

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}}$$

$$Q_{\text{kondenser}} = Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{destilat}}$$

$$Q_{\text{kondenser}} = 8.077,53 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{umpan}}$$

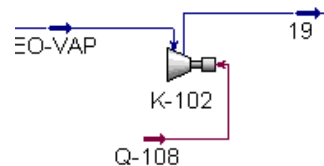
$$Q_{\text{reboiler}} = 13.392,20 \text{ kJ/jam}$$

**Tabel B.42** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Distilasi (MD-301)

Komponen	Neraca Energi Distilasi (MD-301)		
	Q <sub>in</sub>	Q <sub>out</sub>	
		Top	Bottom
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,242249799	-0,003868064	4,25187774
O <sub>2</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0,125192721	-0,83887234	0,004349131
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	2206,968252	-276,9168047	7795,512698
Q <sub>kondensor</sub>	0	8077,52847	
Q <sub>reboiler</sub>	13392,20216	0	
<b>Total</b>	<b>15.599,53785</b>	<b>15.599,53785</b>	

**B.11 Perhitungan Neraca Energi Kompresor-301 (K-301)**

Kompresor-100 berfungsi menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 4 atm.

**Gambar B.11** Kompresor-301**B.11.1 Menghitung Panas Masuk**

$$T_{\text{out}} = 19,33^{\circ}\text{C} = 292,48 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ K}}^{292,48 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.43** Neraca Energi Panas Masuk Kompresor-301

Komponen	N	Xi	C <sub>p</sub> .ΔT	C <sub>p</sub> .ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	-247,8169707	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0000356	0,00003565	-108,4828226	-	-
	56	6		0,00386806	0,0038680

				4	64
O <sub>2</sub>	0	0	-166,9591586	0	0
H <sub>2</sub> O	0,0052184 05	0,00521840 5	-160,7526322	-0,83887234	- 0,8388723 4
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,9947459 39	0,99474593 9	-278,3794272	- 276,916804 7	- 276,91680 47
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>		- <b>277,759545</b> <b>1</b>	- <b>277,75954</b> <b>51</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times \\
 &C_p \cdot \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_p \cdot \Delta T_e) \\
 &= (0 \times (-247,8169707)) + (0,000035656 \times (-108,4828226)) + (0 \times \\
 &(-166,9591586)) + (0,005218405 \times (-160,7526322)) + (0,994745939 \times \\
 &(-278,3794272)) \\
 &= -277,7595451 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p_c} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times \\
 &C_{p_d} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p_e} \cdot \Delta T) \\
 &= (0 \times (-247,8169707)) + (0,000035656 \times (-108,4828226)) + (0 \times \\
 &(-166,9591586)) + (0,005218405 \times (-160,7526322)) + (0,994745939 \times \\
 &(-278,3794272)) \\
 &= -277,7595451 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.11.2 Menghitung Panas Keluar

$$T_{out} = 112,9^\circ = 386,05 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ \text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15 \text{ °K}}^{386,05 \text{ °K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.44** Neraca Energi Keluaran Kompresor-301

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	4171,294571	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,000035656	0,000035656	1071,880039	0,038218955	0,038218955

O <sub>2</sub>	0	0	2615,927057	0	0
H <sub>2</sub> O	0,005218405	0,005218405	2351,859088	12,27295322	12,27295322
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,994745939	0,994745939	4776,332515	4751,237373	4751,237373
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>		<b>4763,548545</b>	<b>4763,548545</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times \\
 &C_p \cdot \Delta T_d) + (X_{ie} \times C_p \cdot \Delta T_e) \\
 &= (0 \times 4171,294571) + (0,000035656 \times 1071,880039) + (0 \times \\
 &2615,927057) + (0,005218405 \times 2351,859088) + (0,994745939 \times \\
 &4776,332515) \\
 &= 4.763,548545 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

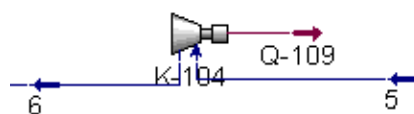
$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p_c} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times \\
 &C_{p_d} \cdot \Delta T) + (N_{ie} \times C_{p_e} \cdot \Delta T) \\
 &= (0 \times 4171,294571) + (0,000035656 \times 1071,880039) + (0 \times \\
 &2615,927057) + (0,005218405 \times 2351,859088) + (0,994745939 \times \\
 &4776,332515) \\
 &= 4.763,548545 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.45** Total Neraca Energi pada Kompresor (K-301)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-0,003868064	0,038218955
O <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> O	-0,83887234	12,27295322
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-276,9168047	4751,237373
Q Penyerap	5041,30809	
<b>Total</b>	<b>4.763,548545</b>	<b>4.763,548545</b>

### B.12 Perhitungan Neraca Energi Expander-301 (Exp-301)

Expander-104 berfungsi menaikkan tekanan dari 8 atm menjadi 5 atm.



**Gambar B.12** Expander (Exp-301)



**B.12.1 Menghitung Panas Masuk**

$$T_{\text{out}} = 22,33^{\circ}\text{C} = 295,48 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{295,48^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.46** Neraca Energi Panas Masuk Expander-301

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,629062 6	0,9900990 1	- 117,0026358	- 115,8441939	- 2647,659 971
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2262906 26	0,0099009 9	- 50,58823307	- 0,500873595	- 11,44764 293
<b>Total</b>	<b>22,855353 23</b>	<b>1</b>		<b>- 116,3450675</b>	<b>- 2659,107 614</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{\text{ia}} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{\text{ib}} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99009901 \times (-117,0026358)) + (0,00990099 \times (-50,58823307)) \\ &= -116,3450675 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= (N_{\text{ia}} \times C_p \cdot \Delta T) + (N_{\text{ib}} \times C_p \cdot \Delta T) \\ &= (22,6290626 \times (-117,0026358)) + (0,226290626 \times (-50,58823307)) \\ &= -2.659,107614 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.12.2 Menghitung Panas Keluar**

$$T_{\text{out}} = 4,014^{\circ} = 277,165 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{277,164^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.47** Neraca Energi Keluaran Kompresor-301

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,99009901	-905,1067201	-896,1452674	-20481,71663
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00990099	-420,6828993	-4,165177221	-95,19659664
<b>Total</b>	<b>22,85535323</b>	<b>1</b>		<b>-900,3104446</b>	<b>-20576,91322</b>

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\
 &= (0,99009901 \times (-905,1067201)) + (0,00990099 \times (-420,6828993)) \\
 &= -116,3450675 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\
 &= (22,6290626 \times (-905,1067201)) + (0,226290626 \times (-420,6828993)) \\
 &= -20576,91322 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.48** Total Neraca Energi pada Expander-301 (Exp-301)

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-2647,659971	-20481,71663
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-11,44764293	-95,19659664
Q Penyerap	-17917,80561	
<b>Total</b>	<b>-20.576,91322</b>	<b>-20.576,91322</b>

### B.13 Perhitungan Neraca Energi Cooler (C-101)

Cooler berfungsi untuk Menurunkan suhu dari Recycle pada Ethylene

**Gambar B.14** Cooler (C-101)

#### B.13.1 Neraca Panas Bahan Masuk

$$T_{in} = 4,014^\circ\text{C} = 277,164 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{277,164 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.49** Perhitungan Panas Masuk pada Cooler (C-101)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,99009901	-905,1067201	-896,1452674	-20481,71663
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00990099	-420,6828993	-4,165177221	-95,19659664
<b>Total</b>	<b>22,85535323</b>	<b>1</b>		<b>-900,3104446</b>	<b>-20576,91322</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99009901 \times (-905,1067201)) + (0,00990099 \times (-420,6828993)) \\ &= -900,3104446 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (22,6290626 \times (-905,1067201)) + (0,226290626 \times (-420,6828993)) \\ &= -20576,91322 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.13.2 Neraca Panas Bahan Keluar**

$$T_{out} = -85^\circ\text{C} = 188,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{188,15 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.50** Perhitungan Panas Keluar pada Cooler (C-101)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,6290626	0,99009901	-9842,987437	-9745,532116	-222737,5789
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	0,00990099	-0,226290626	-97,23924778	-2222,437355
<b>Total</b>	<b>22,85535323</b>	<b>1</b>		<b>-9842,771363</b>	<b>-224960,0162</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99009901 \times (-9842,987437)) + (0,00990099 \times (-0,226290626)) \\ &= -9842,771363 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$Q_{in} = (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T)$$

$$\begin{aligned}
 &= (22,6290626 \times (-9842,987437)) + (0,226290626 \times (-0,226290626)) \\
 &= -224960,0162 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.13.3 Menghitung Kebutuhan *Cooling Water Cooler* (C-101)

$$T_{in} = 27^{\circ}\text{c} = 300,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^{\circ}\text{c} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{c} = 298.15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{pendingin} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= (-20576,91322 \text{ kJ/kmol}) - (-224960,0162 \text{ kJ/kmol}) \\
 &= 20.4383,103 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$n = Q_{pendingin} / C_p \cdot \Delta T$$

$$n = 20.4383,103 \text{ kJ/jam} / 2.256,466312 \text{ kJ/kmol}$$

$$n = 90,57702643 \text{ kmol/jam} = 1.630,39 \text{ kg/jam}$$

maka dapat diketahui:

**Tabel B.51** Neraca Kebutuhan *Cooling Water Cooler* (C-101)

Komponen	n (kmol/jam)	Masuk		Keluar	
		Cp.ΔT	Q	Cp.ΔT	Q
H <sub>2</sub> O	90,58	93,76	8492,803098	2.350,22	212.875,91

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= n \times C_p \cdot \Delta T \\
 &= 90,57702643 \text{ kmol/jam} \times 2.256,466312 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 8492,803098 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= n \times C_p \cdot \Delta T \\
 &= 90,57702643 \text{ kmol/jam} \times 2.350,22 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 212.875,91 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

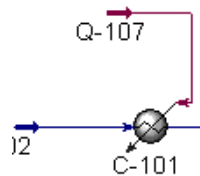
**Tabel B.52** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total *Cooler* (C-101)

Komponen	Neraca Panas <i>Coller</i> (C-101)	
	Q <sub>transfer</sub> (kJ/jam)	q <sub>serap</sub> (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-20481,71663	-222.737,5789
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-95,19659664	-2.222,437355

Q <sub>pendingin</sub>		204.383,103
<b>Total</b>	<b>-20.576,91322</b>	<b>-20.576,91322</b>

### B.6 Perhitungan Neraca Energi Cooler (C-101)

Cooler berfungsi untuk Menurunkan suhu dari 337,4 °C sampai 220 °C sebelum masuk ke reaktor.



Gambar B.6 Cooler (C-101)

#### B.6.1 Neraca Panas Bahan Masuk

$$T_{in} = 337,4^{\circ}\text{C} = 610,55 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left( \int_{298^{\circ}\text{K}}^{610,55^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.23 Perhitungan Panas Masuk pada Cooler (C-101)

Komponen n	N	X <sub>i</sub>	C <sub>p</sub> ·ΔT	C <sub>p</sub> ·ΔT x X <sub>i</sub>	Q
O <sub>2</sub>	226,2906	0,9995002 5	9590,52347 7	9585,73061 1	2170245,312
H <sub>2</sub> O	0,11314531 3	0,0004997 5	6756,17329 2	3,37639883 5	764,4293419
<b>Total</b>	<b>226,403745 3</b>	<b>1</b>		<b>9589,10701</b>	<b>2.171.009,74 1</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99950025 \times 9590,523477) + (0,00049975 \times 6756,173292) \\ &= 9.589,10701 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (226,2906 \times 9590,523477) + (0,113145313 \times 6756,173292) \\ &= 2.171.009,741 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.6.2 Neraca Panas Bahan Keluar**

$$T_{\text{out}} = 220^{\circ}\text{C} = 493.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{in}} = \sum N_i \times \left( \int_{298^{\circ}\text{K}}^{493.15^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \right)$$

**Tabel B.24** Perhitungan Panas Keluar pada Cooler (C-101)

Komponen n	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
O <sub>2</sub>	226,2906	0,9900990 1	5886,45959 2	5828,17781 4	133205,062 6
H <sub>2</sub> O	0,11314531 3	0,0099009 9	4787,90761 7	4787,90761 7	1083,45861 2
<b>Total</b>	<b>226,403745 3</b>	<b>1</b>		<b>5.875,58283 9</b>	<b>134.288,521 2</b>

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,99009901 \times 5886,459592) + (0,00990099 \times 4787,907617) \\ &= 5.875,582839 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= (N_{ia} \times C_{p_a} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{p_b} \cdot \Delta T) \\ &= (226,2906 \times 5886,459592) + (0,113145313 \times 4787,907617) \\ &= 134.288,5212 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**B.6.3 Menghitung Kebutuhan Cooling Water Cooler (C-101)**

$$T_{\text{in}} = 27^{\circ}\text{c} = 300,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 90^{\circ}\text{c} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{c} = 298.15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\ &= 2.171.009,741 \text{ kJ/kmol} - 134.288,5212 \text{ kJ/kmol} \\ &= 2.036.721,22 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$n = Q_{\text{pendingin}} / C_p \cdot \Delta T$$

$$n = 2.036.721,22 \text{ kJ/jam} / 4.737,67 \text{ kJ/kmol}$$

$$n = 429,90 \text{ kmol/jam} = 7.738,18 \text{ kg/jam}$$

maka dapat diketahui:

**Tabel B.25** Neraca Kebutuhan Cooling Water Cooler (C-101)

Komponen	n (kmol/jam)	Masuk		Keluar	
		Cp.ΔT	Q	Cp.ΔT	Q
H <sub>2</sub> O	429,90	151,05	64.938,07856	4.888,73	2.101.659,2 99

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= n \times Cp.\Delta T \\
 &= 429,90 \text{ kmol/jam} \times 151,05 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 64.938,07856 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= n \times Cp.\Delta T \\
 &= 429,90 \text{ kmol/jam} \times 4.888,73 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 2.101.659,299 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.26** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Cooler (C-101)

Komponen	Neraca Panas Coller (C-101)	
	Q <sub>transfer</sub> (kJ/jam)	q <sub>serap</sub> (kJ/jam)
O <sub>2</sub>	2.170.245,312	133205,0626
H <sub>2</sub> O	764,4293419	1083,458612
Q <sub>pendingin</sub>		2036721,22
<b>Total</b>	<b>2.171.009,74</b>	<b>2.171.009,74</b>

## LAMPIRAN C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

#### C.1 Tangki Penyimpanan

##### C.1.1 Tangki Penyimpanan Produk Ethylene Oxide (T-401)



**Gambar C.1** Tangki Produk (T-401)

Nama	:	Tangki penyimpanan produk etilen oksida
Kode	:	T-401
Fungsi	:	Menyimpan produk etilen oksida dalam fase liquid.
Tipe/Bentuk	:	Tangki silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas
Bahan	:	Stainless Steel Type 316
	:	
Kondisi Operasi	:	Temperature, T = 112,9°C
	:	Tekanan, P = 4 atm
	:	Laju alir = 380,7885 kg/jam
	:	Density, $\rho$ = 1024 kg/m <sup>3</sup>
Lama Persediaan	:	24 Jam
Waktu	:	14 Hari
Jumlah Tangki	:	2 Unit

**Menentukan Dimensi Utama Tangki, meliputi :**

#### 1. Menghitung Kapasitas Tangki, (Vs)

Volume silinder pada tangki (Vs) :

$$V = \frac{W \times t \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \dots\dots\dots (C.1)$$



$$V = \frac{380,7885 \text{ kg/jam} \times 14 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{1024 \text{ kg/m}^3}$$

$$V = 124,9462 \text{ m}^3$$

Safety factor = 20 %, maka

$$\begin{aligned} V_s &= (100\% + \text{Safety factor}) \times V \\ &= (100\% + 20\%) \times 124,9462 \text{ m}^3 \\ &= 149,9354 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Diameter Tangki dan Tinggi Tangki

a. Diameter Tangki (Dt)

Volume total = volume silinder + volume head

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \dots\dots\dots (C.2) \\ &= (\pi/4 \times Dt^2 \times H) + (\pi/12 \times Dt^2 \times h) \end{aligned}$$

Dimana H thorispherical,

$$H = (3/2) \times Dt$$

$$h = (1/4) \times Dt \quad \text{(Perry's Chem.Eng, Tabel 6-51)}$$

$$V_t = (\pi/4 \times Dt^2 \times ((3/2) \times Dt)) + (\pi/12 \times Dt^2 \times ((1/4) \times Dt))$$

$$V_t = (3\pi/8 \times Dt^3) + (\pi/48 \times Dt^3) \dots\dots\dots (C.3)$$

maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_s \times 8}{3 \times \pi}} \dots\dots\dots (C.4)$$

$$\begin{aligned} &= \sqrt[3]{\frac{149,9354 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}} \\ &= 5,0309 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Volume Head, Vh

$$V_h = \pi/48 \times Dt^3 \dots\dots\dots (C.5)$$

$$\begin{aligned} &= (3,14/48) \times (5,0309 \text{ m})^3 \\ &= 8,329749 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Volume Silinder,  $V_s$

$$\begin{aligned} V_s &= V_t + V_h \dots\dots\dots (C.6) \\ &= (149,9354 + 8,3297) \text{ m}^3 \\ &= 141,6057 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

d. Volume Total,  $V_t$

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \dots\dots\dots (C.7) \\ &= (141,9354 + 8,329749) \text{ m}^3 \\ &= 149,9354 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

e. Tinggi Tangki Total,  $H_t$

Tinggi slinder,

$$\begin{aligned} H &= (3/2) \times D_t \dots\dots\dots (C.8) \\ &= (3/2) \times 5,0309 \text{ m} \\ &= 7,5463 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi head,

$$\begin{aligned} h &= (1/4) \times D_t \dots\dots\dots (C.9) \\ &= (1/4) \times 5,0309 \text{ m} \\ &= 1,2577 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} H_t &= H + h \dots\dots\dots (C.10) \\ &= (7,5463 + 1,2577) \text{ m} \\ &= 8,8041 \text{ m} \end{aligned}$$

**3. Tekanan design (P desain)**

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \left( \frac{\rho \times h - 1}{144} \right) \dots\dots\dots (C.11) \\ &= \frac{1025 \text{ kg/m}^3 \times (1,2577 \text{ m} - 1)}{144 \frac{\text{kg/m}^2}{\text{psi}}} \\ &= 1,8327 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 4 \text{ atm}$$

$$= 58,7836 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \dots\dots\dots (C.12)$$

$$P_{\text{abs}} = (58,7836 + 1,8327) \text{ Psi}$$

$$= 60,6163 \text{ Psi}$$

Tekanan design 5-10% diatas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 Hal.637). Tekanan desain yang dipilih 10% di atasnya.

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 10\%) \times P_{\text{abs}}$$

$$= 1,10 \times 60,6163 \text{ Psi}$$

$$= 66,6779 \text{ Psi}$$

#### 4. Tebal Dinding Tangki, $t_s$

$$t_s = \frac{P \times D}{SE - 0,6 \times P} + C \dots\dots\dots (C.13)$$

(Brownel and Young, 1959: 251)

Dimana,

P	= tekanan desain	= 58,7836 Psi
D	= diameter tangki	= 5,0309 m
S	= working stress yang diizinkan	= 54799,6 psi
E	= efisiensi pengelasan	= 0,85%
C	= korosi yang diizinkan	= 0,0032 m

Maka

$$t_s = \frac{58,7836 \text{ psi} \times 5,0309 \text{ m}}{(54.799,6 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 58,7836 \text{ psi})} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0063 \text{ m}$$

#### 5. Menghitung Diameter Luar, OD

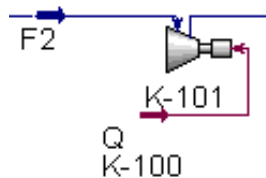
$$OD = 2t + D \dots\dots\dots (C.14)$$

$$= 2 (0,0063 \text{ m}) + 5,0309 \text{ m}$$

$$= 5,0436 \text{ m}$$

**C.2 Kompresor**

**C.2.1 Kompresor (K-101)**



**Gambar C.2** Kompresor (K-101)

Nama	:	Kompresor
Kode	:	K-101
Fungsi	:	Menaikkan tekanan Umpan Oksigen dari unit Air Separation System dari 13 atm menjadi 16 atm
Kondisi Operasi	:	Temperatur Masuk = 17,11 C Temperatur Keluar = 337,4 C Tekanan masuk = 13 atm Tekanan keluar = 16 atm Laju alir = 7.243,3377 kg/jam Density, $\rho$ masuk = 2,563 kg/m <sup>3</sup>
Tipe	:	<i>Reciprocating Compressor</i>
Jumlah Tangki	:	1 Unit

a. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \dots\dots\dots (C.15) \\
 &= \frac{7.243,3377 \text{ kg/jam}}{2,563 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 2.826,1169 \text{ m}^3/\text{jam} = 27,7231 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Daya Blower

$$\begin{aligned}
 \Delta P &= P_2 - P_1 \dots\dots\dots (C.16) \\
 &= 33.859,5264 \text{ lb/ft}^2 - 42.232,4408 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$= 29.627,0856 \text{ lb/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Daya}_{\text{blower}} &= Q \times \Delta P \dots\dots\dots (C.17) \\ &= 27,7231 \text{ ft}^3/\text{det} \times (29.627,0856 \text{ lb/ft}^2) \\ &= 821.356,4782 \text{ hp} \end{aligned}$$

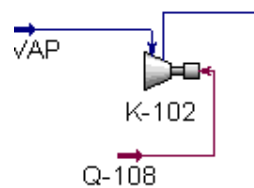
c. Menghitung Daya Pompa

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 1,57 \times 10^{-4} Q P_2 \dots\dots\dots (C.18) \\ &\quad \text{(Timmerhause 4th edition 2, hal 524)} \\ &= 1,57 \times 10^{-4} (27,7231 \text{ ft}^3/\text{det})(33.859,5264 \text{ lb/ft}^2) \\ &= 147,3748 \text{ hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung *P actual*

$$\begin{aligned} P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \dots\dots\dots (C.19) \\ &= \frac{147,3748}{0,75} \\ &= 196,4997 \text{ hp} \end{aligned}$$

**C.2.2 Kompresor (K-102)**



**Gambar C.3** Kompresor (K-102)

- Nama : Kompresor
- Kode : K-102
- Fungsi : Menaikkan tekanan Keluaran Vaporizer dari 5 atm menuju 17 atm
- Kondisi Operasi :
  - Temperatur Masuk = 82,5 C
  - Temperatur Keluar = 183,1 C
  - Tekanan masuk = 5 atm

Tekanan keluar	= 17 atm
Laju alir	= 12.701,71 kg/jam
Density, $\rho$ masuk	= 4,812 kg/m <sup>3</sup>

Tipe : *Reciprocating Compressor*

Jumlah Tangki : 1 Unit

e. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho} \dots\dots\dots (C.20)$$

$$= \frac{12.701,71 \text{ kg/jam}}{4,812 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2.639,5898 \text{ m}^3/\text{jam} = 25,8933 \text{ ft}^3/\text{det}$$

f. Menghitung Daya Blower

$$\Delta P = P_2 - P_1 \dots\dots\dots (C.21)$$

$$= 35.975,7468 \text{ lb/ft}^2 - 10.581,1020 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 25.394,6448 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Daya}_{\text{blower}} = Q \times \Delta P \dots\dots\dots (C.22)$$

$$= 25,8933 \text{ ft}^3/\text{det} \times (25.394,6448 \text{ lb/ft}^2)$$

$$= 657.553,6929 \text{ hp}$$

g. Menghitung Daya Pompa

$$\text{Daya} = 1,57 \times 10^{-4} Q P_2 \dots\dots\dots (C.23)$$

(Timmerhause 4th edition 2, hal 524)

$$= 1,57 \times 10^{-4} (25,8933 \text{ ft}^3/\text{det}) (35.975,7468 \text{ lb/ft}^2)$$

$$= 146,2509 \text{ hp}$$

h. Menghitung  $P_{\text{actual}}$

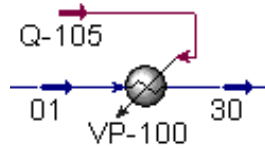
$$P_{\text{actual}} = \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \dots\dots\dots (C.24)$$

$$= \frac{146,2509}{0,75}$$

$$= 195,0012 \text{ hp}$$

**C.3 Heat Exchanger**

**C.3.1 Vaporizer (VAP-101)**



**Gambar C.4** Vaporizer (VAP-101)

Nama = Vaporizer

Kode = VAP-101

Fungsi = Mengubah fasa etilen dari liquid menjadi gas pada suhu -83,89°C menjadi 36,94°C

Kondisi Operasi :

Fluida Panas = Steam

= Suhu Masuk ( $T_1$ ) = 250°C = 480°F

Suhu Keluar ( $T_2$ ) = 64,2385°C = 147,6294°F

Fluida Dingin = Etilen

= Suhu Masuk ( $t_1$ ) = -83,89°C = -119,002°F

Suhu Keluar ( $t_2$ ) = -36,94°C = -34,492°F

Panas yang dibutuhkan ( $Q$ ) = 12.707.670,37 kJ/h

= 12.044.547,53 btu/hr

Langkah Perancangan :

**1.  $\Delta t$  = Beda Suhu Sebenarnya**

Temperatur	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih (°F)
<b>Tinggi</b>	$T_1 = 482$	$t_2 = -34,49$	$\Delta t_2 = 516,49$
<b>Rendah</b>	$T_2 = 147,62$	$t_1 = -119,00$	$\Delta t_1 = 266,63$
<b>Selisih</b>	<b>334,38</b>	<b>84,51</b>	<b>249,86</b>

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \dots\dots\dots(C.25) \\
 &= \frac{516,49}{\ln\left(\frac{516,49}{266,63}\right)} \\
 &= 377,89 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots(C.26) \\
 &= \frac{334,37}{84,51} \\
 &= 3,9565
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(C.27) \\
 &= \frac{84,51}{482 - (-119)} \\
 &= 0,1406
 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai  $F_T = 0,51$

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \dots\dots\dots(C.28) \\
 \Delta t &= 0,95 \times 377,8938 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta t &= 358,9991 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{482 + 147,62}{2} & &= \frac{-34,49 + (-119)}{2} \\
 &= 314,8147^\circ\text{F} & &= -76,74 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

## 3. Menentukan UD

Pada tahap pemanasan (etilen) digunakan *light organic*, maka direncanakan tipe *shell and tube heat exchanger* dengan  $U_D = 100 - 200$ , diambil harga  $U_D = 150 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$  (Tabel 8, Kern, 1988).

## 4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \dots\dots\dots(C.29) \\
 &= \frac{12.044.547,54 \text{ Btu/jam}}{150 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 358,9991 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 223,67 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$



Karena surface area ( $A$ )  $> 200 \text{ ft}^2$ , maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 2-4 *shell and tube heat exchanger*.

### 5. Menghitung jumlah tube ( $N_t$ )

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD Tube} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{ID Tube} = 1,15 \text{ in}$$

$$\text{Jenis tube} = 18 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 1,04 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface area (a''t)} = 0,3171 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

Direncanakan panjang tube,  $L = 16 \text{ ft}$

$$\text{Jarak Baffle (B)} = 0,25 \times \text{ID Shell}$$

$$= 0,25 \times 12 \text{ in}$$

$$= 3 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C)} = \text{Pitch} - \text{OD Tube} \dots \dots \dots (\text{C.30})$$

$$= 0,03 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''t} \dots \dots \dots (\text{C.31})$$

$$= \frac{223,67}{16 \times 0,3271}$$

$$= 43 \text{ tube}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan  $N_t = 52 \text{ tube}$ , dengan OD tube  $1 \frac{1}{4} \text{ in}$ ,  $1 \text{ in triangular pitch}$  untuk 4 passes, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T) = 1 \frac{9}{16} \text{ in}$$

Susunan tube = *Triangular pitch*

$$\text{ID Shell} = 12 \text{ in}$$

### 6. Koreksi design overall coefficient of heat transfer, $U_D$

$$A = N_t \cdot L \cdot a''t \dots \dots \dots (\text{C.32})$$

$$= 52 \times 16 \times 0,3271$$

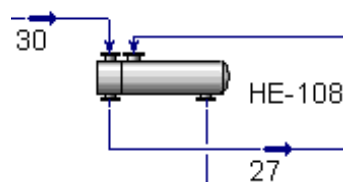
$$\begin{aligned}
 &= 272,1472 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \dots\dots\dots(C.33) \\
 &= \frac{12.044.547,54 \text{ Btu/jam}}{223,67 \text{ ft}^2 \times 358,9991 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 123,28 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari hasil diatas maka nilai UD sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut:

**Tabel C.1** Spesifikasi *Vaporizer* (VAP-201)

Alat	<i>Vaporizer</i> (VAP-201)
Fungsi	Mengubah fasa etilen dari liquid menjadi gas pada suhu -83,89°C menjadi - 36,94°C
Bentuk	1 – 2 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah <i>Passes</i>	<i>Shell Side = 1 Passes</i> <i>Tube Side = 2 Passes</i>
Dimensi	ID Shell = 12 in Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 1 1/4 in ,18 ID tube = 1,15 in
Pitch	1 9/16 in, <i>Triangular</i>
Jumlah	1 Unit

**C.3.2** *Heat Exchanger* (HE-101)



**Gambar C.5** *Heat Exchanger* (HE-101)

Nama = *Heat Exchanger*

Kode = HE-101  
 Fungsi = Menaikkan suhu oksigen sebelum masuk reaktor pada suhu -36,94°C menjadi 126,08°C  
 Kondisi Operasi  
 Fluida Panas = *Steam*  
 = Suhu Masuk (T<sub>1</sub>) = 200,3°C = 392,54°F  
 Suhu Keluar (T<sub>2</sub>) = 82,55°C = 180,59°F  
 Fluida Dingin = Etilen  
 = Suhu Masuk (t<sub>1</sub>) = -36,94°C = -32,492°F  
 Suhu Keluar (t<sub>2</sub>) = 126,08°C = 258,94°F  
 Kapasitas Panas (Q) = 3.364.277,51 kJ/h  
 = 3.188.719,82 btu/hr

Langkah Perancangan :

**1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya**

Temperatur	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih (°F)
Tinggi	T <sub>1</sub> = 392,54	t <sub>2</sub> = 258,94	Δt <sub>2</sub> = 133,59
Rendah	T <sub>2</sub> = 180,59	t <sub>1</sub> = -32,492	Δt <sub>1</sub> = 215,08
Selisih	<b>211,95</b>	<b>291,432</b>	<b>-81,49</b>

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \dots\dots\dots(\text{C.34}) \\
 &= \frac{-81,48}{\ln\left(\frac{133,59}{215,08}\right)} \\
 &= 171,1157 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{R} &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.35}) \\
 &= \frac{211,95}{293,53} \\
 &= 0,7222
 \end{aligned}$$

$$\text{S} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.36})$$

$$= \frac{293,53}{392,54 - (-34,49)}$$

$$= 0,6871$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai  $F_T = 0,56$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} \dots\dots\dots(\text{C.37})$$

$$\Delta t = 0,95 \times 171,1157 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 162,5599 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 2. Menentukan temperatur rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \qquad t_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{392,54 + 180,59}{2} \qquad = \frac{258,94 + (-34,49)}{2}$$

$$= 286,565^\circ\text{F} \qquad = 112,2275^\circ\text{F}$$

## 3. Menentukan $U_D$

Pada tahap pemanasan etilen digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan  $U_D = 5 - 50$ , diambil harga  $U_D = 65$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F (Tabel 8, Kern, 1988).

## 4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \dots\dots\dots(\text{C.38})$$

$$= \frac{3.364.227,51 \text{ Btu/jam}}{65 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 162,5559^\circ\text{F}}$$

$$= 301,78 \text{ ft}^2$$

Karena surface area ( $A$ ) > 200 ft<sup>2</sup>, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 4-8 *shell and tube heat exchanger*.

## 5. Menghitung jumlah *tube* ( $N_t$ )

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD Tube} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{ID Tube} = 1,15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis tube} &= 18 \text{ BWG} \\
 \text{Flow area/tube (a't)} &= 1,04 \text{ in}^2 \\
 \text{Surface area (a''t)} &= 0,3271 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 \text{Direncanakan panjang tube, L} &= 16 \text{ ft} \\
 \text{Jarak Baffle (B)} &= 0,25 \times \text{ID Shell} \\
 &= 0,25 \times 17,25 \text{ in} \\
 &= 4,31 \text{ in} \\
 \text{Clearance (C)} &= \text{Pitch} - \text{OD Tube} \dots \dots \dots (\text{C.39}) \\
 &= 0,03 \text{ in} \\
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \dots \dots \dots (\text{C.40}) \\
 &= \frac{301,78}{16 \times 0,3271} \\
 &= 57,66 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan  $N_t = 62 \text{ tube}$ , dengan OD tube  $1 \frac{1}{4} \text{ in}$ ,  $1 \text{ in square pitch}$  untuk  $8 \text{ passes}$ , sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Pitch (P}_T\text{)} &= 1,56 \text{ in} \\
 \text{Susunan tube} &= \text{Triangular Pitch} \\
 \text{ID Shell} &= 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

##### 5. Koreksi design overall coefficient of heat transfer, $U_D$

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \cdot L \cdot a''t \dots \dots \dots (\text{C.41}) \\
 &= 62 \times 16 \times 0,3271 \\
 &= 324,4832 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \dots \dots \dots (\text{C.42}) \\
 &= \frac{3.188.719,82 \text{ Btu/jam}}{324,4832 \text{ ft}^2 \times 162,5599 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 60,45 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari hasil diatas maka nilai  $U_D$  sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut:

**Tabel C.2** Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-101)

Alat	<i>Heat Exchanger</i> (HE-101)
Fungsi	Menaikkan suhu oksigen sebelum masuk reaktor pada suhu $-36,94^{\circ}\text{C}$ menjadi $126,08^{\circ}\text{C}$
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah <i>Passes</i>	<i>Shell Side = 2 Passes</i> <i>Tube Side = 4 Passes</i>
Dimensi	ID Shell = 17,25 Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 1,25 in ,18 ID tube = 1,15 in
Pitch	1,56 in, <i>Triangular</i>
Jumlah	1 Unit

**C.3.3 Heater (E-101)****Gambar C.6** Heater (E-101)

Nama = *Heater*  
 Kode = E-101  
 Fungsi = Menaikkan suhu umpan hingga  $220^{\circ}\text{C}$  sebelum dialirkan ke Reaktor.

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*  
 = Suhu Masuk ( $T_1$ ) =  $300^{\circ}\text{C}$  =  $572^{\circ}\text{F}$   
 Suhu Keluar ( $T_2$ ) =  $140^{\circ}\text{C}$  =  $284^{\circ}\text{F}$

Fluida Dingin = Etilen  
 = Suhu Masuk ( $t_1$ ) =  $126,0817^{\circ}\text{C}$  =  $258,94^{\circ}\text{F}$

Suhu Keluar ( $t_2$ ) =  $220^{\circ}\text{C} = 428^{\circ}\text{F}$

Kapasitas Panas ( $Q$ ) =  $1.148.289,32 \text{ kJ/h}$

=  $1.088.368,27 \text{ btu/hr}$

Langkah Perancangan :

**1.  $\Delta t$  = Beda Suhu Sebenarnya**

Temperatur	Fluida Panas ( $^{\circ}\text{F}$ )	Fluida Dingin ( $^{\circ}\text{F}$ )	Selisih ( $^{\circ}\text{F}$ )
Tinggi	$T_1 = 572$	$t_2 = 428$	$\Delta t_2 = 144$
Rendah	$T_2 = 284$	$t_1 = 258,94$	$\Delta t_1 = 25,05$
Selisih	<b>288</b>	<b>169,06</b>	<b>188,95</b>

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \dots\dots\dots(\text{C.43}) \\ &= \frac{118,94}{\ln\left(\frac{144}{25,05}\right)} \\ &= 68,0155 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.44}) \\ &= \frac{288}{169,05} \\ &= 1,70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.45}) \\ &= \frac{169,05}{572 - 258,94} \\ &= 0,54 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai  $F_T = 0,9$

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \dots\dots\dots(\text{C.46}) \\ \Delta t &= 0,9 \times 68,0155 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \Delta t &= 61,2139 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

**2. Menentukan temperatur rata-rata**

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \qquad t_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{572 + 284}{2}$$

$$= 288^{\circ}\text{F}$$

$$= \frac{428 + 258,94}{2}$$

$$= 343,47^{\circ}\text{F}$$

**3. Menentukan UD**

Pada tahap pemanasan etilen digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan  $U_D = 75 - 150$ , diambil harga  $U_D = 150$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F (Tabel 8, Kern, 1988).

**4. Menghitung area perpindahan panas (Surface Area)**

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \dots\dots\dots(C.47)$$

$$= \frac{2.396.558,62 \text{ Btu/jam}}{150 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \cdot 61,2139 ^{\circ}\text{F}}$$

$$= 247,38 \text{ ft}^2$$

Karena surface area (A) > 200 ft<sup>2</sup>, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 3-6 *shell and tube heat exchanger*.

**5. Menghitung jumlah tube (Nt)**

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

OD Tube = 1,25 in

ID Tube = 1,15 in

Jenis tube = 18 BWG

Flow area/tube (a't) = 1,04 in<sup>2</sup>

Surface area (a''t) = 0,3271 ft<sup>2</sup>/lin ft

Direncanakan panjang tube, L = 16 ft

Jarak Baffle (B) = 0,25 x ID Shell  
 = 0,25 x 17 ¼ in  
 = 4,31 in

Clearance (C) = Pitch – OD Tube.....(C.48)  
 = 0,03 in



$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \dots\dots\dots(C.49) \\ &= \frac{247,38}{16 \times 0,3271} \\ &= 47 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan  $N_t = 58 \text{ tube}$ , dengan OD tube 1 ¼ in, 1 in square pitch untuk 2 passes, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T) = 1,56 \text{ in}$$

Susunan tube = Triangular pitch

$$\text{ID Shell} = 17 \frac{1}{4} \text{ in}$$

**6. Koreksi design overall coefficient of heat transfer,  $U_D$**

$$\begin{aligned} A &= N_t .L .a''t \dots\dots\dots(C.50) \\ &= 58 \times 16 \times 0,3271 \\ &= 303,5488 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \dots\dots\dots(C.51) \\ &= \frac{2.271.499,29 \text{ Btu/jam}}{303,5488 \text{ ft}^2 \times 61,2139 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 122,25 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

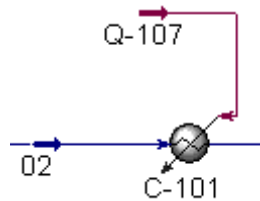
Dari hasil diatas maka nilai UD sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut:

**Tabel C.3** Spesifikasi Heater (E-101)

Alat	Heater (E-101)
Fungsi	Menaikkan suhu umpan hingga 220°C sebelum dialirkan ke Reaktor.
Bentuk	3 – 6 shell and tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA-51670
Jumlah Passes	Shell Side = 3 Passes Tube Side = 6 Passes
Dimensi	ID Shell = 17 ¼ Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 1 ¼ in ,18

	ID tube = 1,15 in
Pitch	1 in, <i>Square</i>
Jumlah	1 Unit

#### C.4 Cooler (C-101)



**Gambar C.7** Cooler (C-101)

Nama = *Cooler*

Kode = C-101

Fungsi = Menurunkan suhu dari 337,4 °C sampai 220 °C sebelum masuk ke reaktor.

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Cooling Water*

= Suhu Masuk ( $T_1$ ) = 337,4°C = 639,32°F

Suhu Keluar ( $T_2$ ) = 220°C = 428°F

Fluida Dingin = *Oxygen*

= Suhu Masuk ( $t_1$ ) = 27°C = 80,6°F

Suhu Keluar ( $t_2$ ) = 90°C = 194°F

Kapasitas Panas ( $Q$ ) = 2.036.721,22 kJ/h

= 1.930.439,24 btu/hr

Langkah Perancangan :

##### 1. $\Delta t$ = Beda Suhu Sebenarnya

Temperatur	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih (°F)
<b>Tinggi</b>	$T_1 = 639,32$	$t_2 = 194$	$\Delta t_2 = 445,32$
<b>Rendah</b>	$T_2 = 428$	$t_1 = 80,6$	$\Delta t_1 = 347,4$
<b>Selisih</b>	<b>211,32</b>	<b>113,4</b>	<b>97,92</b>

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \dots\dots\dots(\text{C.52}) \\
 &= \frac{97,92}{\ln\left(\frac{445,32}{347,4}\right)} \\
 &= 394,3358 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.53}) \\
 &= \frac{211,32}{113,4} \\
 &= 1,8634
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.54}) \\
 &= \frac{113,4}{639,32 - 80,6} \\
 &= 0,2029
 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai  $F_T = 0,75$

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \dots\dots\dots(\text{C.55}) \\
 \Delta t &= 0,75 \times 41,2435 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta t &= 31,0412 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{280,6 + 86}{2} & &= \frac{167 + 77}{2} \\
 &= 183,2810^\circ\text{F} & &= 122,00 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

## 3. Menentukan UD

Pada tahap pendinginan *Light Organic* digunakan *cooling water*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan  $U_D = 75\text{--}150$ , diambil harga  $U_D = 150 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$  (Tabel 8, Kern, 1988).

#### 4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \dots\dots\dots(C.56) \\
 &= \frac{3.349.123,90 \text{ Btu/jam}}{150 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 31,0412 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 719,2851 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena surface area ( $A$ )  $> 200 \text{ ft}^2$ , maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 3-6 *shell and tube heat exchanger*.

#### 5. Menghitung jumlah tube ( $N_t$ )

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD Tube} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{ID Tube} = 0,62 \text{ in}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface area (a''t)} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

Direncanakan panjang *tube*,  $L = 16 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak Baffle (B)} &= 0,85 \times \text{ID Shell} \\
 &= 0,85 \times 21 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 18,0625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance (C)} &= \text{Pitch} - \text{OD Tube} \dots\dots\dots(C.57) \\
 &= 0,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{L \times a''t} \dots\dots\dots(C.58) \\
 &= \frac{719,2851}{16 \times 0,1963} \\
 &= 229 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan  $N_t = 240 \text{ tube}$ , dengan OD *tube*  $\frac{3}{4} \text{ in}$ ,  $1 \text{ in square pitch}$  untuk 8 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T\text{)} = 1 \text{ in}$$

Susunan *tube* = *Square pitch*

$$\text{ID Shell} = 21 \frac{1}{4} \text{ in}$$

**6. Koreksi design overall coefficient of heat transfer,  $U_D$**

$$A = Nt \cdot L \cdot a''t \dots\dots\dots(C.59)$$

$$= 229 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 719,2851 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} \dots\dots\dots(C.60)$$

$$= \frac{3.349.123,90 \text{ Btu/jam}}{719,2851 \text{ ft}^2 \times 31,0412 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 150 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

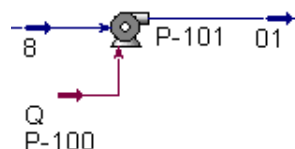
Dari hasil diatas maka nilai  $U_D$  sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut.

**Tabel C.5** Spesifikasi Cooler(C-101)

Alat	Cooler (C-101)
Fungsi	Mendinginkan keluaran produk bawah distilasi sebelum masuk ke tangki produk
Bentuk	3-6 shell and tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA-51670
Jumlah Passes	Shell Side = 3 Passes Tube Side = 6 Passes
Dimensi	ID Shell = 21 1/4 Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 3/4 in ,16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in, Square
Jumlah	1 Unit

**C.5 Pompa**

**C.5.1 Pompa (P-101)**



**Gambar C.8** Pompa (P-101)

Fungsi : Mengalirkan Bahan baku etilen dari 5 atm menjadi 16 atm Menuju Vaporizer

Tipe pompa : *Centrifugal Pump*

Bahan Konstruksi : *Comercial Steel*

Alasan Pemilihan :

- 1) Dapat digunakan range kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- 2) Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- 3) Kecepatan putarannya stabil
- 4) Tidak memerlukan area yang luas

#### **Dasar Perencanaan:**

Tekanan = 5 atm

Temperatur = -85°C

Laju alir massa (F) = 12.701,7064 kg/jam  
 = 28.002,4359 lb<sub>m</sub>/jam  
 = 7,7784 lb<sub>m</sub>/ft.s

Densitas ( $\rho$ ) = 539,6 kg/m<sup>3</sup> = 33,6861 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0,1273 Cp = 0,3079 lb<sub>m</sub>/ft.s

#### **a. Menghitung Debit Cairan**

Diambil *over design* = 10%

FV = 1,1 x 12.701,7064 kg/jam  
 = 13.971,8770 lb/jam

$$Q = \frac{FV_{design}}{\rho} \dots \dots \dots (C.61)$$

$$= \frac{13.971,8770 \text{ lb/jam}}{539,6 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 25,8930 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$= 113,96 \text{ ft}^3/\text{s}$$

#### **b. Menghitung Diameter Pipa**

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material

*commercial steel*. Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel*

dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(C.62) \\
 &= 3,9 \times (0,2309 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (539,6)^{0,13} \\
 &= 3,1855 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 *Dimensions of Standard Steel Pipe* (Geankoplis, 1993)

**Tabel C.6** Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

Karakteristik	in	Ft	M
Nominal pipe size (NPS)	3 1/2	-	0,0889
Schedule number (Sch)	40	-	1,016
Diameter luar (OD)	4	0,3333	0,1016
Diameter dalam (ID)	3,548	0,2957	0,0901
Inside sectional area (A)	-	0,0687 ft <sup>2</sup>	-

**c. Kecepatan aliran fluida dalam Pipa (v)**

$$v = Q/A \dots\dots\dots(C.63)$$

$$v = \frac{0,2309 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0686 \text{ ft}^2}$$

$$v = 3,3648 \text{ ft/s}$$

**d. Menentukan Bilangan Reynold (N<sub>re</sub>)**

$$N_{re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \dots\dots\dots(C.64)$$

$$= \frac{33,6861 \text{ lb/ft}^3 \times 3,3648 \text{ ft/s} \times 0,2957 \text{ ft}}{0,00008 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 391.763,7553$$

N<sub>re</sub> 391.763,7553 > 4.200 merupakan jenis aliran turbulen (α = 1)

**e. Menghitung Panjang Equivalen**

Faktor koreksi, α = 1

Diameter Pipa (OD) = 0,0901192 m

Roughness, ε = 0,000046 m (untuk pipa *commercial steel*)

$$\begin{aligned}\varepsilon/D &= \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0901192 \text{ m}} \\ &= 0,00051 \text{ m}\end{aligned}$$

Dari gambar 2.10-3 hal 88, Geankoplis 1993, diperoleh  $f = 0,008$

#### f. Perhitungan Panjang Pipa Equivalent ( $\Delta L$ )

Menghitung panjang pipa equivalent pipa dengan menggunakan Table 2.10-1, Hal. 93 Geankoplis 1993. Direncanakan sistem Perpipaan adalah:

**Tabel C.7** Perencanaan sistem Perpipaan

Jenis	Jumlah	Kf	Le/D (in)	Le/D (ft)
Pipa Lurus	4	-	-	98,4252 ft (30 m)
Elbow 90 <sup>0</sup>	3	0,75	35	2,9167
Tee	1	1	50	4,1666
Gate Valve (wide Open)	1	0,17	9	0,75
Globe Valve (Wide Open)	1	6	300	25
Check Valve (Swing)	1	2	100	8,3333

**Sumber : R. H. Perry and C. H. Chilton, Chemical Engineers' Handbook, 5<sup>th</sup> ed. New York :McGraw-Hill Book Company, 1973. With permission.**

**(Geankoplis, 1993)**

##### 1. Pipa Lurus

Asumsi panjang pipa lurus = 30 m = 98,4252 ft

##### 2. Elbow 90°

Le/D = 2,9167 ft

Le = 2,9167 ft x D x n

Le = 2,9167 ft x 0,2957 x 4

Le = 3,4494 ft

##### 3. Gate Valve (wide open)

Le/D = 0,75 ft

Le = 0,75 ft x D x n

Le = 0,75 ft x 0,2957 x 1

Le = 0,2217 ft

##### 4. Globe Valve (wide open)



$$Le/D = 25 \text{ ft}$$

$$Le = 25 \text{ ft} \times D \times n$$

$$Le = 25 \text{ ft} \times 0,2957 \times 1$$

$$Le = 7,3917 \text{ ft}$$

5. *Check Valve (swing)*

$$Le/D = 8,3333 \text{ ft}$$

$$Le = 8,3333 \text{ ft} \times D \times n$$

$$Le = 8,3333 \text{ ft} \times 0,2957 \times 1$$

$$Le = 2,4693 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Equivalent } (\Delta L) = (98,4252 + 3,4494 + 0,2217 + 7,3917 + 2,4693) \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Equivalent } (\Delta L) = 111,9519 \text{ ft Equivalent } (\Delta L)$$

**g. Menghitung Total Friction loss**

1) Friksi pada pipa lurus

$$Ff = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 \alpha gc} \dots\dots\dots(C.65)$$

$$= 4 (0,004) \left( \frac{98,4252}{0,2957} \right) \left( \frac{(3,3648)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 1,8742 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2) Friksi pada sambungan elbow 90 C

$$Hf = n \times kf \times \left( \frac{v^2}{2 \alpha gc} \right) \dots\dots\dots(C.66)$$

$$= 4 \times 0,75 \times \left( \frac{(3,3648)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,5278 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3) Friksi karena pipa tee

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$Kf = 1$$

$$Hf = \Sigma Kf \left( \frac{v^2}{2g} \right) \dots\dots\dots(C.67)$$

$$= 0 \text{ J/kg}$$

## 4) Friksi Karena ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha}\right)^2$$

A2 = luas penampang yang lebih kecil

A1 = luas penampang yang lebih besar

$$A2/A1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} H_e &= K_{ex} \left( \frac{v^2}{2\alpha g_c} \right) \dots \dots \dots (C.68) \\ &= 1 \left( \frac{(3,3648)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\ &= 0,1759 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

## 5) Friksi pada valve

*Globe valve wide open* = 1 kf = 6,0 (Tabel 2.10-, Geankoplis,1993)

*Gate Valve wide open* = 1 kf = 0,17 (Tabel 2.10-, Geankoplis,1993)

$$H_f = \sum K_f \left( \frac{v^2}{2\alpha g_c} \right) \dots \dots \dots (C.69)$$

$$= (1 \times 6) + (1 \times 0,17) \times \left( \frac{(3,3648)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 1,0856 \text{ ft lbf/lbm}$$

## 3) Friksi pada check valve

$$H_f = n \times k_f \times \left( \frac{v^2}{2\alpha g_c} \right) \dots \dots \dots (C.70)$$

$$= 1 \times 2 \times \left( \frac{(3,3648)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,3519 \text{ ft.lbf/lbm}$$

## 4) Contraction loss pada tank exit

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A1}{A2}\right) \times \frac{v^2}{2\alpha g_c} \dots \dots \dots (C.71)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \left( \frac{(3,3648)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,0967 \text{ ft lbf/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\sum F = H_c + F_f + H_f \text{ elbow} + H_f \text{ tee} + H_e + H_f + H_f + H_f \dots \dots \dots (C.72)$$

$$= 4,0772 \text{ ft lbf/lbm}$$

**h. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan**

Total Head dihitung dari persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7 – 2.8

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta v^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta p}{\rho}) + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(C.73) \quad W_s$$

$$= 719,6743 \text{ ft.lbf/lbm}$$

**i. Efisiensi Pompa**

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta} \dots\dots\dots(C.74)$$

$$= \frac{719,6743}{0,75}$$

$$= 959,5658 \text{ ft.lb/lbm}$$

**j. Daya Pompa**

$$P = m \times w_p \times \dots\dots\dots(C.75)$$

$$= 7,7784 \times 959,5658 \text{ ft.lb/lbm} \times \frac{1}{500}$$

$$= 13,5708$$

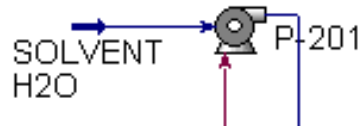
hp

$$= 10,1197 \text{ kW}$$

**Tabel C.8** Spesifikasi Pompa (P-100)

Alat	Pompa (P – 100)
Fungsi	Mengalirkan Bahan baku etilen dari 5 atm menjadi 16 atm Menuju Vaporizer
Bentuk	Centrifugal Pump
Bahan Kontruksi	Carbon Steel (austentic) AISI tipe 316
Efisiensi Pompa	75%
Power Motor	13,5706 Hp
Kebutuhan Daya	11 kW

### C.5.2 Pompa (P-301)



**Gambar C.9** Pompa (P-301)

Fungsi : Mengalirkan H<sub>2</sub>O sebagai solvent Absorber dari 1,2 atm menjadi 15 atm

Tipe pompa : *Centrifugal Pump*

Bahan Konstruksi : *Comercial Steel*

Alasan Pemilihan :

- 1) Dapat digunakan range kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- 2) Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- 3) Kecepatan putarannya stabil
- 4) Tidak memerlukan area yang luas

#### **Dasar Perencanaan:**

Temperatur masuk = 27°C

Temperatur keluar = 27, 13°C

Tekanan masuk = 1,2 atm

Tekanan Keluar = 15 atm

Laju alir massa (F) = 10.181,6813 kg/jam  
 = 22.446,7383 lb<sub>m</sub>/jam  
 = 6,2352 lb<sub>m</sub>/ft.s

Densitas ( $\rho$ ) = 1006 kg/m<sup>3</sup> = 62,8025 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0,8512 Cp = 0,0005 lb<sub>m</sub>/ft.s

#### **a. Menghitung Debit Cairan**

Diambil *over design* = 10%

FV = 1,1 x 22.446,7383 lb<sub>m</sub>/jam  
 = 24.691,4122 lb/jam

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV_{design}}{\rho} \dots\dots\dots(C.76) \\
 &= \frac{24.691,4122 \text{ lb/jam}}{1006 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 24,5441 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 113,96 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

**b. Menghitung Diameter Pipa**

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *commercial steel*. Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 ID_{opt} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(C.80) \\
 &= 3,9 \times (0,0992 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (1006)^{0,13} \\
 &= 2,3626 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 *Dimensions of Standard Steel Pipe* (Geankoplis, 1993)

**Tabel C.6** Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

<b>Karakteristik</b>	<b>in</b>	<b>Ft</b>	<b>M</b>
Nominal pipe size (NPS)	6	-	0,1524
Schedule number (Sch)	40	-	1,016
Diameter luar (OD)	6,625	-	0,062713
Diameter dalam (ID)	6,065	0,5054	0,073025

**c. Kecepatan aliran fluida dalam Pipa (v)**

$$\begin{aligned}
 v &= Q/A \dots\dots\dots (C.81) \\
 v &= \frac{0,0992 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,2005 \text{ ft}^2} \\
 v &= 0,4951 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

**d. Menentukan Bilangan Reynold (N<sub>re</sub>)**

$$N_{re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \dots\dots\dots(C.82)$$

$$= \frac{1006 \text{ lb/ft}^3 \times 0,4951 \text{ ft/s} \times 0,5054 \text{ ft}}{0,0005 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 27.474,5938$$

Nre 27.474,5938 > 4.000 merupakan jenis aliran turbulen ( $\alpha = 1$ )

### e. Menghitung Panjang Equivalen

Faktor koreksi,  $\alpha = 1$

Diameter Pipa (OD) = 0,1540 m

Roughness,  $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$  (untuk pipa *commercial steel*)

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1540 \text{ m}}$$

$$= 0,00029 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3 hal 88, Geankoplis 1993, diperoleh  $f = 0,008$

### f. Perhitungan Panjang Pipa Equivalent ( $\Delta L$ )

Menghitung panjang pipa equivalent pipa dengan menggunakan Table 2.10-1, Hal. 93 Geankoplis 1993. Direncanakan sistem Perpipaan adalah:

**Tabel C.7** Perencanaan sistem Perpipaan

Jenis	Jumlah	Kf	Le/D (in)	Le/D (ft)
Pipa Lurus	4	-	-	98,4252 ft (30 m)
Elbow 90 <sup>0</sup>	3	0,75	35	2,9167
Gate Valve (wide Open)	1	0,17	9	0,75
Globe Valve (Wide Open)	1	5	300	25
Check Valve (Swing)	1	2	100	8,3333

**Sumber : R. H. Perry and C. H. Chilton, Chemical Engineers' Handbook, 5<sup>th</sup>**

**ed. New York :**

**McGraw-Hill Book Company, 1973. With permission. (Geankoplis, 1993)**

Direncanakan :

Asumsi panjang pipa lurus = 30 m = 98,4252 ft

1. Digunakan 3 buah *Elbow* 90<sup>0</sup> (Tabel 2,10 – 1, hal 93, Geankoplis)

Le/D = 2,9167 ft

Le = 2,9167 ft x D x n

$$Le = 2,9167 \text{ ft} \times 0,5054 \times 4$$

$$Le = 5,8965 \text{ ft}$$

2. Digunakan 1 buah *Gate Valve (wide open)*

$$Le/D = 0,75 \text{ ft}$$

$$Le = 0,75 \text{ ft} \times D \times n$$

$$Le = 0,75 \text{ ft} \times 0,5054 \times 1$$

$$Le = 0,3790 \text{ ft}$$

3. Digunakan 1 buah *Globe Valve (wide open)*

$$Le/D = 25 \text{ ft}$$

$$Le = 25 \text{ ft} \times D \times n$$

$$Le = 25 \text{ ft} \times 0,5054 \times 1$$

$$Le = 12,6354 \text{ ft}$$

4. Digunakan 1 buah *Check Valve (swing)*

$$Le/D = 8,3333 \text{ ft}$$

$$Le = 8,3333 \text{ ft} \times D \times n$$

$$Le = 8,3333 \text{ ft} \times 0,5054 \times 1$$

$$Le = 4,2118 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Equivalent } (\Delta L) = (98,4252 + 5,8965 + 12,6354 + 0,3790 + 4,2118) \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Equivalent } (\Delta L) = 121,5480 \text{ ft}$$

L)

**g. Menghitung Total Friction loss**

1) *Contraction loss pada tank exit*

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \alpha g_c} \dots\dots\dots(C.83)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \left(\frac{(0,4951)^2}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$$

$$= 0,0020 \text{ ft lbf/lbm}$$

2) *Friksi pada pipa lurus*

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 \alpha g_c} \dots\dots\dots(C.84)$$

$$= 4 (0,032) \left( \frac{98,4252}{0,5054} \right) \left( \frac{(0,4951)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,0237 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3) Friksi pada sambungan elbow 90 C

Jumlah elbow = 3

$$H_f = n \times k_f \times \left( \frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \dots\dots\dots(C.85)$$

$$= 4 \times 0,75 \times \left( \frac{(0,4951)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,0114 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4) Friksi karena pipa tee

Jumlah tee = 0

Kf = 1

$$H_f = \Sigma K_f \left( \frac{v^2}{2g} \right) \dots\dots\dots(C.86)$$

5) Friksi Karena ekspansi

$$K_{ex} = \left( 1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2$$

A2 = luas penampang yang lebih kecil

A1 = luas penampang yang lebih besar

$$A2/A1 = 0$$

Kex = 1

$$H_e = K_{ex} \left( \frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \dots\dots\dots(C.87)$$

$$= 1 \left( \frac{(0,4951)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,0038 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6) Friksi pada valve

*Globe valve wide open* = 1 kf = 6,0 (Tabel 2.10-, Geankoplis,1993)

*Gate Valve wide open* = 1 kf = 0,17 (Tabel 2.10-, Geankoplis,1993)

$$H_f = \Sigma K_f \left( \frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \dots\dots\dots(C.88)$$

$$= (1 \times 6) + (1 \times 0,17) \times \left( \frac{(0,4951)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$



= 0,02350 ft lbf/lbm

7) Friksi pada check valve

$$\begin{aligned}
 H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c}\right) \dots\dots\dots(C.89) \\
 &= 1 \times 2 \times \left(\frac{(0,4951)^2}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,0076 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= H_c + F_f + H_f + H_f \dots\dots\dots(C.90) \\
 &= 0,0693 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

**i. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan**

Total Head dihitung dari persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7 – 2.8

$$\begin{aligned}
 (\Delta Z \frac{g}{g_c}) + (\frac{\Delta v^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta p}{\rho}) + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(C.91) \quad W_s \\
 = 484,0997 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

**i. Efisiensi Pompa**

$\eta = 75\% = 0,75$

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{W_s}{\eta} \dots\dots\dots(C.92) \\
 &= \frac{484,0997}{0,75} \\
 &= 645,466 \text{ ft.lb/lbm}
 \end{aligned}$$

**j. Daya Pompa**

$$\begin{aligned}
 P &= m \times w_p \times \dots\dots\dots (C.93) \\
 &= 6,2352 \times 645,466 \text{ ft.lb/lbm} \times \frac{1}{500} \\
 &= 7,3174 \text{ hp} \\
 &= 5,4567 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.8** Spesifikasi Pompa (P-201)

Alat	Pompa (P – 201)
Fungsi	Mengalirkan H2O sebagai solvent Absorber dari 1,2 atm menjadi 15 atm

Bentuk	Centrifugal Pump
Bahan Kontruksi	Carbon Steel (austentic) AISI tipe 316
Efisiensi Pompa	75%
Power Motor	7,3174 Hp
Kebutuhan Daya	7,5 kW

## LAMPIRAN D

### PERHITUNGAN TUGAS KHUSUS

#### D.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (M.Irvan Maulana Lubis/NIM.190140087)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara etilen dan oksigen menjadi etilen oksida menggunakan katalis perak.

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fase Gas

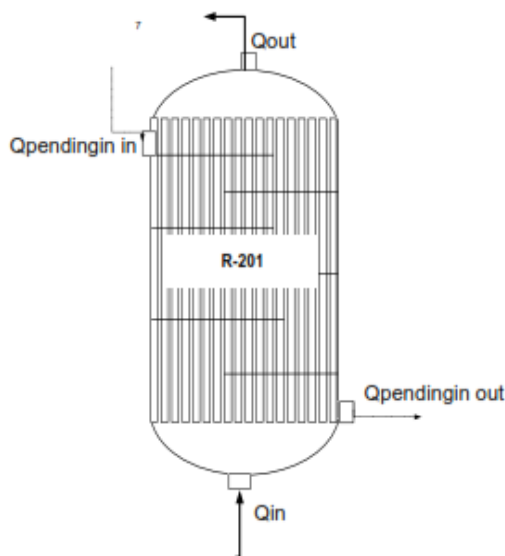
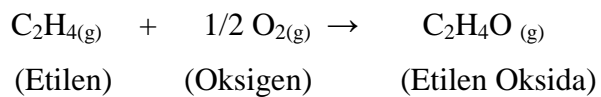
Kondisi Operasi : Suhu = 220°C  
Tekanan = 16 atm

Katalisator : Perak

Jenis Reaksi : Eksotermis

Konversi : 98%

Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah:



Gambar D.1 Reaktor Fixed Bed Multitube

Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi Reaktor (R-201). Perhitungan neraca tersebut dapat dilihat pada lampiran A dan Lampiran B.

Tabel D.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Massa Masuk (Kg/jam)		Massa Keluar (Kg/jam)	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	45,5813	12.694,9041	22,63	634,75
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,226290626	6,8023	0,23	6,8022962
O <sub>2</sub>	226,29060	7.241,3	11,31	362,07
H <sub>2</sub> O	0,113145313	2,04	0,11	2,04
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-	-	429,95	18.939,39
<b>Total</b>	<b>679,21</b>	<b>19.945,0</b>	<b>464,24</b>	<b>19.945,0</b>

Tabel D.2 Neraca Energi pada Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4.592.973,26	229.648,66
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	47,47	47,47
O <sub>2</sub>	1.332.050,47	66.602,53
H <sub>2</sub> O	541,73	541,73
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O		5.083.976,218
Q Reaksi	675.463,64	-
Q Serap	-	1.220.259,96
<b>Total</b>	<b>6.601.076,57</b>	<b>6.601.076,57</b>

### A. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap setiap saat mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan:

$$\text{BM Campuran} = \sum (\text{Bmi} \cdot \text{yi})$$

Dengan:

Bmi = Berat Molekul Komponen i, Kg/Kmol

Yi = Fraksi mol gas i

Tabel D.3 Berat Molekul Umpan

Komponen	Mol Masuk	Bmi	Yi	Bmi x Yi
C2H4	452,58	106,17	0,67	70,74
C2H6	0,23	104,15	0,00	0,03
O2	226,29	2,02	0,33	0,67
H2O	0,11	78,11	0,00	0,01
<b>Total</b>	<b>679,21</b>	-	<b>1,00</b>	<b>71,46</b>

Diperoleh BM Campuran = 71,46 kg/kmol

## 2. Menghitung Densitas Campuran

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

$$PV = nRT$$

$$n/v \text{ BM camp} = P/RT \text{ BM camp}$$

$$\rho \text{ camp} = P/RT \text{ BM camp}$$

dengan:

$$P = \text{tekanan umpan masuk} = 16 \text{ atm} = 1.621,20 \text{ kPa}$$

$$R = 0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K}$$

$$T = \text{suhu umpan masuk} = 493 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho \text{ camp} &= \frac{16}{0,0821 \times 493} \times 71,46 \\ &= 28,24 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

## Menentukan C<sub>AO</sub>

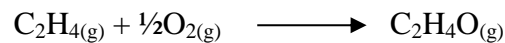
$$C_{AO} = \frac{P_{AO}}{RT} = \frac{16 \text{ atm}}{0,0821 \text{ atm} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 493 \text{ K}} = 0,3953 \text{ kmol/m}^3$$

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{\text{Laju Alir}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{19.945,0 \text{ kg/jam}}{28,24 \text{ kg/m}^3} \\ &= 706,256 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{A0} &= C_{A0} \times F_v \\ &= 0,3953 \text{ kmol/m}^3 \times 706,256 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 279,1000 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

### B. Laju Reaksi

Reaksi utama adalah reaksi oksidasi antara etilen dan oksigen yang menghasilkan etilen oksida dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi oksidasi pada umumnya menggunakan pereaksi berupa oksigen yang jumlahnya dibuat berlebihan dapat dituliskan sebagai:

$$r_A = - \frac{dC_A}{dt} = k C_A^m C_B^n$$

Dengan jumlah oksigen yang berlebih, maka bisa dianggap konsentrasi oksigen tetap selama reaksi berlangsung, maka persamaan menjadi:

$$r_A = - \frac{dC_A}{dt} = k' C_A^m \quad \text{dimana } k C_B^n \text{ dianggap konstan } = k'$$

apabila  $m = 1$  maka

$$r_A = - \frac{dC_A}{dt} = k' C_A$$

Berdasarkan Roozbehani dkk, 2012 diperoleh nilai  $E_a$  (energi aktivasi) diperoleh sebesar 41,512 kJ/kmol dan untuk nilai  $A$  (faktor tumbukan) diperoleh sebesar  $1,3865 \times 10^{-2}$ . Pada umumnya nilai konstanta kecepatan reaksi dipengaruhi oleh faktor tumbukan, energi aktivasi dan suhu reaksi yang bisa dinyatakan dalam bentuk persamaan matematis sesuai dengan persamaan Arrhenius:

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

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi

E = Energi aktivasi

R = Tetapan gas murni

T = Suhu (K)

A = Frekuensi tumbukan

$$\begin{aligned} k &= 3,1574 \times 10^3 \times 10^{-2} \times e^{-(6949/(0.0821)(493))} \\ &= 567,46 \text{ jam}^{-1} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung konstanta kecepatan reaksi pada  $t_0 = C_{A0}$  dan  $t = C_A$  dimana konversi reaktor adalah 98%, maka:

$$\begin{aligned} C_A &= C_{A0} (1 - X_A) \\ &= C_{A0} - 0,98 C_{A0} \\ &= 0,02 C_{A0} \\ &= 0,02 \times 0,3952 \text{ kmol/m}^3 \\ &= 0,0079 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -r_A &= k \cdot C_A \\ &= 567,46 \text{ jam}^{-1} \times 0,0079 \text{ kmol/m}^3 \\ &= 4,4850 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

### Menghitung Waktu Tinggal

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = k \cdot \int dt$$

$$-(\ln C_A - \ln C_{A0}) = k \cdot t$$

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = k \cdot t$$

$$\begin{aligned} \ln \frac{C_{A0}}{0,02C_{A0}} &= k \cdot t \\ 3,9120 &= 567,46 \text{ jam}^{-1} \cdot t \\ t &= \frac{3,9120}{567,46} \text{ jam} \\ t &= 0,00689 \text{ jam} \\ &= 24,8179 \text{ detik} \end{aligned}$$

### Menentukan Volume Reaktor

$$\begin{aligned} F_{A0}dX_A &= (-r_A)dV && \text{(Levenspiel, 1999)} \\ \int_0^V \frac{dV}{F_{A0}} &= \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \\ \frac{1}{F_{A0}} (V-0) &= \frac{1}{-r_A} (X_A-0) \\ \frac{V}{F_{A0}} &= \frac{X_A}{-r_A} \\ \frac{V}{279.1000 \text{ kmol/jam}} &= \frac{0,98}{4,4850 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}} \\ V &= 60,9846 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 1. Menghitung Berat Katalis (W)

### a. Spesifikasi Katalis

Bahan katalis	= Perak
Bentuk	= Padat Silinder
Umur katalis	= 3-5 tahun
Diameter katalis	= 4,5 mm = 0,45 cm = 0,0045 m
Porositas	= 0,3840 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
<i>Bulk density</i>	= 1,834 kg/m <sup>3</sup>

### b. Menentukan Spesifikasi *Tube* yang digunakan

Dalam menentukan diameter *tube*, Colburn (Smith, 1981) menyatakan bahwa hubungan pengaruh rasio ( $D_p/D_t$ ) atau perbandingan diameter katalis dengan



diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong.

Tabel D.4 Diameter Reaktor

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
Hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

(Smith, 1981)

Dimana:

Dp = Diameter Katalis

Dt = Diameter *Tube*

Dp/Dt = rasio diameter katalis per diameter pipa

Hw/h = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas hw/h terbesar pada 7,8 pada (Dp/Dt) = 0,15

$$Dt = \frac{Dp}{0,15} = \frac{0,45}{0,15} = 3 \text{ cm} = 0,03 \text{ m} = 1,1811 \text{ in}$$

Berdasarkan hasil perhitungan diameter *tube* diatas, diambil ukuran pipa komersial berdasarkan tabel 11 Kern, 1950:

NPS = 1,25 in

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in = 0,0351 m = 3,51 cm

a' = 0,0104 ft<sup>2</sup> = 1,5 in<sup>2</sup>

Laju Alir Massa (W) = 19.945,04 kg/jam

μ Campuran = 0,0001 cP = 3,6 kg/m.jam

Perhitungan :

*Volumetric Flowrate*

$$Q = \frac{W}{\rho_{\text{camp}}}$$

$$Q = \frac{19.945,04 \text{ kg/jam}}{28,24 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 706,26 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,2 \text{ m}^3/\text{s}$$

Pipa tersusun secara triangular pitch

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times ID \times Q}{\mu} \\ &= \frac{28,24 \text{ kg/m}^3 \times 0,0351 \text{ m} \times 706,26 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0000160 \frac{\text{kg}}{\text{m.jam}}} \\ &= 12.177,70 \end{aligned}$$

Laju alir umpan total (G) : 19.945,0 kg/jam

c. Menghitung kecepatan massa per satuan luas (Gt)

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{\mu Nre}{Dt} \\ &= \frac{0,0575 \frac{\text{kg}}{\text{m.jam}} \times 12.177,70}{0,03 \text{ m}} \\ &= 23.335,70 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \end{aligned}$$

d. Mencari Luas Penampang total (At)

$$\begin{aligned} At &= \frac{G}{Gt} \\ &= \frac{19.945,0 \text{ kg/jam}}{23.335,70 \text{ kg/m}^2.\text{jam}} \\ &= 0,8547 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Mencari luas penampang segitiga (Ao)

$$\begin{aligned} Ao &= \frac{\pi}{4} ID^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0,0351 \text{ m})^2 \\ &= 0,7850 \times 0,0012 \text{ m}^2 \\ &= 0,0010 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menghitung jumlah *tube*

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{At}{Ao} \\ &= \frac{0,8547 \text{ m}^2}{0,0010 \text{ m}^2} \\ &= 883,7517 \text{ buah} \\ &= 884 \text{ buah} \end{aligned}$$

L panjang *tube* standar 24 ft = 7,3152 m

## 2. Menentukan Massa Katalis dan Volume Tumpukan Katalis

a. Menghitung massa katalis

$$\begin{aligned} W &= \frac{\pi}{4} (IDt^2)(1-\epsilon)Nt. \rho \text{ katalis.L} \\ &= \frac{3,14}{4} (0,0351^2)(1-0,3840)(883,7517)(1,834)(7,3152) \\ &= 7.065,492 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Menghitung volume tumpukan katalis

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{W}{\rho \text{ katalis}} \\ &= \frac{7.063,5071 \text{ kg}}{1,834 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,8525 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ katalis untuk tiap tube} &= \frac{\text{Volume}}{Nt} \\ &= \frac{3,8525 \text{ m}^3}{884} = 0,0043 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi tumpukan katalis untuk tiap *tube*

$$\begin{aligned} Z_{\text{total}} &= \frac{4 \times w}{\pi \times ID \times ID \times \rho_{\text{katalis}}} \\ &= 3.398,345 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi keseluruhan tube} = 7,3152\text{m} \times 884 = 6.446,64 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi katalis per tube} &= (6.446,64 \text{ m} / 3.398,345 \text{ m}) \times 7,3152 \\ &= 11,88 \text{ ft} = 3,63 \text{ m} \end{aligned}$$

## 3. Mechanical Design Reactor

a. *Tube*

Ukuran *tube* berdasarkan Kern, 1983:

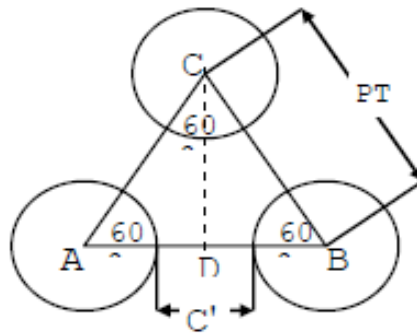
Susunan Tube = *Triangular pitch*

Bahan = *Stainless Steel*

NPS = 1,25 in

OD	= 1,66 in	= 0,0422 m	= 0,1383 ft
ID	= 1,38 in	= 0,0351 m	= 0,1150 ft
Flow area per pipa	= 0,0104 ft <sup>2</sup>	= 1,5 in <sup>2</sup>	
Schedule number	= 40		
Panjang pipa (L)	= 7,3152 m		

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan membesarkan koefisien transfer panas konveksi ( $h_o$ ). Sehingga transfer panasnya menjadi lebih baik dari susunan *square pitch* (Kern, 1983).



Gambar D.1 Susunan *Triangular Pitch*

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal Pipa} &= \frac{\text{OD-ID}}{2} \\
 &= \frac{1,66 \text{ in} - 1,38 \text{ in}}{2} \\
 &= 0,14 \text{ in} \\
 &= 0,0036 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jarak antara pusat pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Pitch tube (PT)} &= 1,25 \times \text{OD} \\
 &= 1,25 \times 1,66 \text{ in} \\
 &= 2,0750 \text{ in} \\
 &= 0,0527 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jarak antar pipa (*Clearance*)

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{OD}$$

$$= 2,0750 \text{ in} - 1,66 \text{ in}$$

$$= 0,4150 \text{ in}$$

$$= 0,0105 \text{ m}$$

Koefisien transfer panas dalam pipa

$$h_i = 0,03 \times \left( \frac{ID \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \left( \frac{C_p \times \mu t}{kt} \right)^{0,33} \left( \frac{kt}{IDt} \right)$$

Dimana:

$$\text{Diameter dalam tube, ID} = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar tube, OD} = 1,66 \text{ in} = 0,0422 \text{ m} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan massa, Gt} = 23.335,70 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} = 4.779,53 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,0575 \text{ kg/m} \cdot \text{jam} = 0,04 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$\text{Kapasitas Panas, } c_p = 0,4064 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas, } kt = 0,0199 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 0,03 \times \left( \frac{0,1150 \times 23.335,70}{0,0575} \right)^{0,8} \left( \frac{0,4064 \times 0,0575}{0,0238} \right)^{0,33} \left( \frac{0,0199}{0,1150} \right) \\ &= 110,90 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

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

$$= \frac{0,1150 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}} \times 110,90 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 92,19 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

*Tube side* atau *bundle crossflow area* ( $a_t$ )

$$a_t = N_t \times a_t'$$

$$= N_t \times \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$= 884 \times \frac{3,14}{4} (0,0351 \text{ m})^2$$

$$= 0,8526 \text{ m}^2$$

$$Gt = \frac{W_t}{a_t}$$

$$= \frac{7.065,492 \text{ kg/jam}}{0,8526 \text{ m}^2}$$

$$= 8.286,953 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

**b. Shell**

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316*.

Ukuran *Shell*

Diameter dalam *shell* (IDs)

$$\begin{aligned}
 \text{IDs} &= \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_T^2 \times 0,8090}{\pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 884 \times (0,0527 \text{ m})^2 \times 0,8090}{3,14}} \\
 &= 62,62 \text{ in} \qquad = 1,59 \text{ m} \qquad = 5,22 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung *baffle space* (B)

$$\begin{aligned}
 B &= 0,3 \times \text{IDs} \\
 &= 0,3 \times 1,5906 \text{ m} \\
 &= 0,48 \text{ m} \qquad = 18,89 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas dalam *shell*

*Shell side* atau *bundle crossflow area* (as)

$$\begin{aligned}
 \text{as} &= \frac{(\text{Pt}-\text{OD}) \times \text{IDs} \times B}{\text{Pt}} \\
 &= \frac{(0,0527 \text{ m} - 0,042164 \text{ m}) \times 1,59 \text{ m} \times 0,48 \text{ m}}{0,0527 \text{ m}} \\
 &= 235,2863 \text{ in}^2 \qquad = 1,6344 \text{ ft}^2 \qquad = 0,1518 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

*Mass Velocity* (Gs)

$$W \text{ pendingin} = 1.630,39 \text{ kg/jam} \qquad = 3.594,39 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Gs} &= \frac{W \text{ pendingin}}{\text{as}} \\
 &= \frac{3.594,39 \text{ lb/jam}}{1,6344 \text{ ft}^2} \\
 &= 2.199,22 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

*Equivalent Diameter (D<sub>e</sub>)*

Diameter equivalen dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa

$$D_{es} = \frac{4 \times (0,5 P_T \times 0,866 \times P_T - 0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4})}{0,5 \times \pi \times OD}$$

$$D_{es} = \frac{4 \times ((0,5 \times 0,0527 \text{ m} \times 0,866 \times 0,0527 \text{ m} - (0,5 \times 3,14 \times \frac{(0,0422 \text{ m})^2}{4}))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0422 \text{ m}}$$

$$= 0,0305 \text{ m} \quad = 0,1001 \text{ ft}$$

*Reynold Number (Re)*

Viskositas,  $\mu$  pendingin = 0,00329937 lb/ft.jam

Kapasitas panas pendingin,  $C_p$  = 0,9982 Btu/lb.°F

Konduktivitas panas pendingin,  $K_p$  = 0,0805 W/m.°K = 0,0465 Btu/jam.ft.F

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu \text{ pendingin}}$$

$$= \frac{0,1001 \text{ ft} \times 2.199,22 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}}{0,00329937 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}$$

$$= 18,53691$$

Maka,

$$Ho = 0,36 \frac{K_p}{0,1} \left( \frac{D_{es} G_s}{\mu_p} \right)^{0,55} \left( \frac{C_p \mu_p}{K_p} \right)^{1/3}$$

$$= 0,36 \frac{0,3345 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}}{0,1} (77.192,3613)^{0,55}$$

$$\left( \frac{0,9982 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \times 1,8143 \text{ lb/ft.jam}}{0,3345 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}} \right)^{1/3}$$

$$= 400,9087 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

*Dirt Factor (R<sub>d</sub>)*

*Liquid organic* = 0,0010 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

*Cooling water* = 0,0030 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

R<sub>d</sub> total = 0,0040 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Koefisien perpindahan panas *overall clean dan design*

Koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{55,1319 \times 400,9087}{55,1319 + 400,9087} \\ &= 48,4669 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Harga koefien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{48,4669} + 0,004} \\ &= 40,5965 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung *Pressure drop* di shell

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Dimana:

$$\text{Diameter dalam shell (IDs)} = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$\text{Mass Velocity (Gs)} = 523.770,1947 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Equivalent Diameter (Des)} = 0,0678 \text{ m} = 0,2674 \text{ ft}$$

$$\text{Corrected coefficient, } \Phi_s = 1$$

$$(N+1) \text{ Jumlah Baffle} = \frac{L}{B} = \frac{7,3152 \text{ m}}{0,4772 \text{ m}} = 13,3302 \text{ buah}$$

$$S = 1 \quad (\text{Tabel 6 Kern, 1950})$$

$$F = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{fig. 29 Kern, 1950})$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \times (523.770,1947 \text{ lb/jam ft}^2)^2 \times 0,1150 \text{ ft} \times 13,3302}{5,22 \times 10^{10} \times 0,2674 \text{ ft} \times 1 \times 1} \\ &= 0,0520 \text{ (psi)} \end{aligned}$$

### Tebal Shell

Spesifikasi bahan *Stainless steel SA. 167 Grade 11 tipe 316*

$$\text{Tekanan yang diizinkan (F)} = 18,750 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan (E)} = 0,8 \text{ (double welded joint)}$$



$$\text{Corrosion Allowanced} = 0,25 \text{ in}$$

Menghitung tekanan dalam *shell*

Tekanan desain diambil 20% diatas tekanan operasi, maka

$$P \text{ operasi} = 16 \text{ atm} = 235,1344 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\ &= 1,2 \times 235,1344 \text{ psi} \\ &= 282,1613 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal plat lapisan luar dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C \\ t_s &= \frac{282,1613 \times (20,88)}{(18,750 \times 0,8) - (0,6 \times 282,16)} + 0,25 \\ &= 0,65 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga diambil tebal *shell* standar 7/8 in = 0,8750 in

Diameter luar *shell* (ODs)

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2t_s \\ &= 65,39 \text{ in} + 2(0,05 \text{ in}) \\ &= 65,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Perbandingan A total dengan A penampang segitiga

$$\begin{aligned} A_{\text{shell}} &= \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \\ &= 3,171.01 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{ps}} &= \frac{1}{2} \times PT^2 \times \sin 60 \times NT \\ &= \frac{1}{2} \times 2.07^2 \times \sin 60 \times 884 = 1.539,60 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi A total > A penampang segitiga

## 5. *Head dan Bottom*

Untuk menentukan bentuk *head* ada 3 pilihan:

1. *Flange and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vessel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

2. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig

3. *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 300 psig (Brownell and Young, 1959).

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Elliptical flanged and dished head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu 100-300 psig. Bahan yang digunakan untuk membuat *head and bottom* sama dengan bahan *shell carbon steel SA-285 Grade C*.

Menentukan *inside radius corner* (icr) dan *corner radius* (rc)

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2t_s \\ &= 65,39 \text{ in} + 2(0,05 \text{ in}) \\ &= 65,49 \text{ in} \end{aligned}$$

ODs Dibulatkan menjadi 65 in serta tebal shell yang digunakan adalah 0,875 in sehingga berdasarkan tabel 5.7 Brownell and Young 1995 diperoleh nilai:

$$\text{inside radius corner (icr)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{corner radius (rc)} = 60 \text{ in}$$

maka:

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{60}{4}} \right) \\ &= 1,7182 \end{aligned}$$

Tebal *Head* minimum dihitung dengan persamaan berikut:

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$= \frac{282,16 \times 60 \times 1,7182}{(2 \times 18.750 \times 0,8) - (0,2 \times 282,16)} + 0,25$$

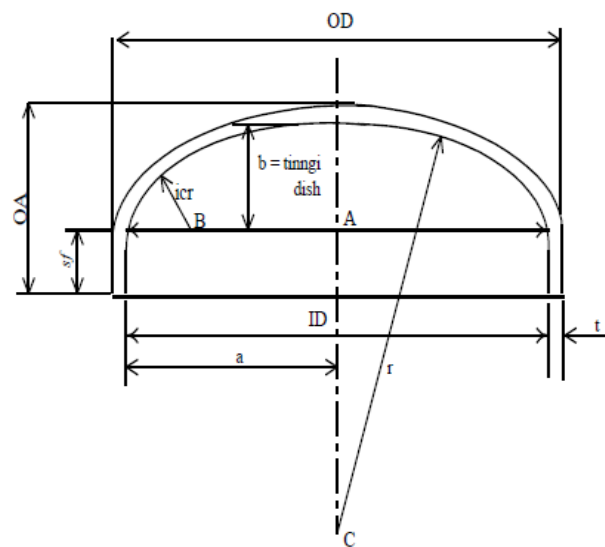
$$= 1,22 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1,25 \text{ in})$$

Untuk  $t_h = 1,25 \text{ in}$ , dari tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh nilai:

$$S_f = 1\frac{1}{2} - 4\frac{1}{2}$$

$$\text{Maka dipilih nilai } s_f = 3 \text{ in} \quad = 0,0762 \text{ m} \quad = 0,25 \text{ ft}$$

Spesifikasi *head*:



Gambar D.2 Desain *head* pada reaktor

**Depth of dish (b)**

$$\begin{aligned} b &= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID_s}{2} - icr\right)^2} \\ &= 60 \text{ in} - \sqrt{(60 \text{ in} - 4 \text{ in})^2 - \left(\frac{63,5571 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in}\right)^2} \\ &= 11,3754 \text{ in} \end{aligned}$$

**Tinggi Head (OA)**

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + s_f \\ &= 1,25 \text{ in} + 11,3754 \text{ in} + 3 \text{ in} \\ &= 15,63 \text{ in} \end{aligned}$$

## 6. Tinggi Reaktor

Tinggi *shell* = tinggi pipa standar yang digunakan = 24 ft = 7,3152 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Shell} + 2(\text{tinggi head}) \\ &= 7,3152 \text{ m} + 2(0,4902 \text{ m}) \\ &= 8,11 \text{ m} \\ &= 26,6 \text{ ft} \end{aligned}$$

## 7. Luas Permukaan Reaktor

### Luas reaktor bagian dalam

Luas *shell* bagian dalam

$$\begin{aligned} A_{sh_i} &= \pi \times ID_s \times \text{tinggi shell} \\ &= 3,14 \times 1,66 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\ &= 38,10 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\begin{aligned} A_{hb_i} &= 2 \times ((\pi \times ID_s \times sf) + (\pi/4 \times ID_s^2)) \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,66 \text{ m} \times 0,08 \text{ m}) - (3,14/4 \times (1,66 \text{ m})^2)) \\ &= 5,14 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian dalam:

$$\begin{aligned} &= A_{sh_i} + A_{hb_i} \\ &= 38,10 \text{ m}^2 + 5,14 \text{ m}^2 \\ &= 43,24 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Reaktor bagian luar

$$\begin{aligned} A_{sh_o} &= \pi \times OD_s \times \text{tinggi shell} \\ &= 3,14 \times 1,66 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\ &= 38,21 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas *head* dan *Bottom* bagian luar

$$\begin{aligned} A_{hb_o} &= 2 \times ((\pi \times OD_s \times sf) + (\pi/4 \times OD_s^2)) \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,66 \text{ m} \times 0,08 \text{ m}) - (3,14/4 \times (1,66 \text{ m})^2)) \\ &= 5,14 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian luar:

$$\begin{aligned} &= A_{sh_o} + A_{hb_o} \\ &= 38,21 \text{ m}^2 + 5,14 \text{ m}^2 \\ &= 43,35 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### 8. *Nozzle* umpan dan produk pada Reaktor

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *Carbon steel*, diameter optimum tube pada *Carbon steel* dan alirannya turbulents dihitung dengan persamaan:

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times G^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dimana:

G = kecepatan aliran massa fluida

$\rho$  = densitas fluida

#### *Nozzle* Umpan

##### *Nozzle* Aliran Etilen Masuk

Diketahui:

G = 12.718,46 kg/jam = 7,79 lb/s

$\rho$  = 11,80 kg/m<sup>3</sup> = 0,737 lbm/ft<sup>3</sup>

$\mu$  = 0,0168 cp

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 3,9 \times (7,79)^{0,45} \times (0,737)^{0,13} \\ &= 9,4 \text{ in} \quad = 10 \end{aligned}$$

Diambil ukuran nozzle 10 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

*Nominal pipa size* = 10 in

*OD of pipe* = 10 <sup>3</sup>/<sub>4</sub> in

*Flange Nozzle thickness (n)* = 0,5 in

*Diameter of hole in reinforcing plate (DR)* = 10, <sup>7</sup>/<sub>8</sub> in

*Length offside of reinforcing plate (L)* = 24 <sup>1</sup>/<sub>2</sub> in

*Widht of reinforcing plate (W)* = 30 <sup>1</sup>/<sub>8</sub> in

<i>Distance, shell to flange face out (J)</i>	= 10 in
<i>Distance, shell to flange face in (K)</i>	= 8 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
<i>Regular, type H</i>	= 15
<i>Low, type C</i>	= 12 <sup>1</sup> / <sub>4</sub> in

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{G \times \text{ID}_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \\ &= \frac{12.718,46 \times 0,2540}{78,8 \times 0,0168} \\ &= 3.777.882,85 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

### **Nozzle Aliran Udara Masuk**

Diketahui:

$$G = 7.239,08 \text{ kg/jam} = 4,43317 \text{ lb/s}$$

$$\rho = 0,838 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 3,9 \times (0,838)^{0,45} \times (4,43317)^{0,13} \\ &= 7,4496 \text{ in} = 8 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran nozzle 8 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

<i>Nominal pipa size</i>	= 8 in
<i>OD of pipe</i>	= 8 <sup>5</sup> / <sub>8</sub> in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= <sup>1</sup> / <sub>2</sub> in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 8 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 20 <sup>1</sup> / <sub>4</sub> in
<i>Widht of reinforcing plate (W)</i>	= 25 in
<i>Distance, shell to flange face out (J)</i>	= 8 in
<i>Distance, shell to flange face in (K)</i>	= 6 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	

$$\begin{aligned} \text{Regular, type H} &= 13 \\ \text{Low, type C} &= 10 \frac{1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{G \times \text{ID}_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \\ &= \frac{7.239.08,46 \times 0,3430}{0,0890 \times 0,0306} \\ &= 910.867,96 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

### **Nozzle Aliran Keluar Produk**

Diketahui:

$$\begin{aligned} G &= 19.945,0 \text{ kg/jam} = 713.6579 \text{ lb/s} \\ \rho &= 17,920 \text{ kg/m}^3 = 1,2 \text{ lbm/ft}^3 \\ \mu &= 0,0155 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 \times (12,2142)^{0,45} \times (1,12)^{0,13} \\ &= 12,20 \text{ in} = 14 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran nozzle 14 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipa size} &= 14 \text{ in} \\ \text{OD of pipe} &= 14 \text{ in} \\ \text{Flange Nozzle thickness (n)} &= \frac{1}{2} \text{ in} \\ \text{Diameter of hole in reinforcing plate (DR)} &= 14 \frac{1}{8} \text{ in} \\ \text{Length offside of reinforcing plate (L)} &= 31 \text{ in} \\ \text{Widht of reinforcing plate (W)} &= 38 \text{ in} \\ \text{Distance, shell to flange face out (J)} &= 10 \text{ in} \\ \text{Distance, shell to flange face in (K)} &= 8 \text{ in} \\ \text{Distance from bottom of tank to center of nozzle} & \\ \text{Regular, type H} &= 18 \\ \text{Low, type C} &= 15 \frac{1}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \\
 &= \frac{19.945,04 \times 0,1678}{0,0187 \times 0,0155} \\
 &= 11.568.010,37 \text{ (turbulen)}
 \end{aligned}$$

### **Nozzle Aliran Pendingin**

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 G &= 2.41,20 \text{ kg/jam} && = 1,4950 \text{ lb/s} \\
 \rho &= 997 \text{ kg/m}^3 && = 62,2407 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \mu &= 4,91 \text{ cp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{opt}} &= 3,9 \times (1,4950)^{0,45} \times (62,24)^{0,13} \\
 &= 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil ukuran nozzle 8 in

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell and Young, 1959)

<i>Nominal pipe size</i>	= 8 in
<i>OD of pipe</i>	= 8 <sup>5</sup> / <sub>8</sub> in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,50 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 8 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 20 <sup>1</sup> / <sub>4</sub> in
<i>Widht of reinforcing plate (W)</i>	= 25 in
<i>Distance, shell to flange face out (J)</i>	= 8 in
<i>Distance, shell to flange face in (K)</i>	= 6 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
<i>Regular, type H</i>	= 13
<i>Low, type C</i>	= 10 <sup>1</sup> / <sub>8</sub> in

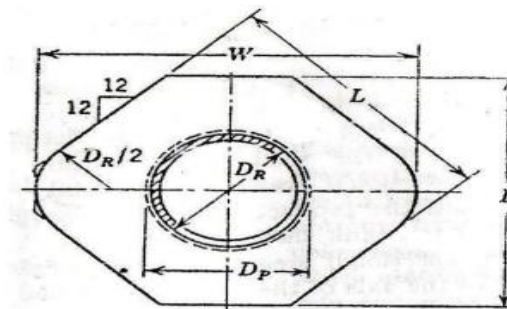


Aliran Turbulen

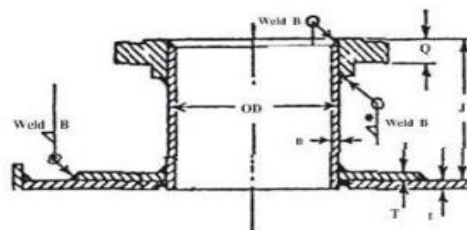
$$NRe = \frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu}$$

$$= \frac{2.441,2 \times 7,98}{0,0323 \times 4,91}$$

$$= 3.124,46 \text{ (turbulen)}$$



(a)



(b)

Gambar D.3 Shell Nozzle (a) Reinforcing Plate (b) Single Flange

## 9. Penyangga Tumpukan Katalisator (*Bed support/Grid Support*)

*Grid support* dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Biasanya digunakan piringan yang berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramics* (Rase, 1977).

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan desain + tekanan karena katalis.

## a. Tekanan Operasi

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Operasi} &= 1,2 \times 16 \text{ atm} \\ &= 19,2 \text{ atm} \\ &= 282,1613 \text{ psi}\end{aligned}$$

## b. Tekanan karena katalis

*Perforated plate* yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50% luas total *tube* (luas penampang *tube* ( $a_t$ ) = 0,8547 m<sup>2</sup>)

$$\begin{aligned}\text{Luas total pipa} &= Nt \times a_t \\ &= 884 \times 0,8547 \text{ m}^2 \\ &= 753,7022 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Perforated plate} &= 50\% \times \text{luas total pipa} \\ &= 50\% \times 753,7022 \text{ m}^2 \\ &= 376,85 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan karena katalis} &= \frac{\text{Berat Katalis}}{\text{Luas penahan katalis}} \\ &= \frac{7.065,492 \text{ kg}}{376,85 \text{ m}^2} \\ &= 18,75 \text{ kg/m}^2 \\ &= 0,03 \text{ psi}\end{aligned}$$

## Tekanan total Perancangan

$$\begin{aligned}P \text{ total} &= \text{Tekanan Operasi} + \text{tekanan karena katalis} \\ &= 235,1314 \text{ psi} + 0,03 \text{ psi} \\ &= 282,19 \text{ psi} \quad = 19,20 \text{ atm}\end{aligned}$$

Tebal *plate* dihitung dengan persamaan 13.27 Brownell & Young, 1959

$$t = d \sqrt{C' \left( \frac{P}{f} \right)}$$

Dengan:

$$t = \text{tebal minimum plate}$$

d = diameter *plate*

P = tekanan perancangan

F = maksimum Allowable stress, 12.650 psi (bahan yang digunakan stainless steel SA 167 grade 11 type 316)

C' = konstanta dari Appendix H Brownell & Young, 1957, C' = 0,75

$$t = d \sqrt{C' \left( \frac{P}{F} \right)}$$

$$= 1,5906 \sqrt{0,75 \times \left( \frac{282,19}{12,650} \right)}$$

$$= 0,2057 \text{ in}$$

Diambil tebal standart t = 0,20 in

## 10. Tebal Pemegang Pipa

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell*. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan:

$$t_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda f}} + C$$

Dengan:

Konstanta desain, C<sub>ph</sub> = 1,1

Diameter *shell*, D<sub>p</sub> = 62,63 in

Perbedaan tekanan, ΔP<sub>s</sub> = 0,002656 psi

*Ligament efficiency*, λ = 0,5

*Max allowable stress*, f = 12.650 psi

*Corrosion allowable*, c = 0,25 in

Bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu stainless steel SA 167 grade 11 type 316.

$$t_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda f}} + C$$

$$= (1,1)(62,63) \sqrt{\frac{0,002656}{0,5 \times 12,650}} + 0,25$$

$$= 0,29 \text{ in}$$

### 11. *Innert Ballast*

Alat ini digunakan untuk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran fluida dan meratakan aliran fluida umpan. Innert ballast berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0-6 in, digunakan tinggi tumpukan 6 in.

### 12. *Distributor*

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan fluida.

### 13. *Perhitungan flange, Bolt, dan Gasket dari Vessel*

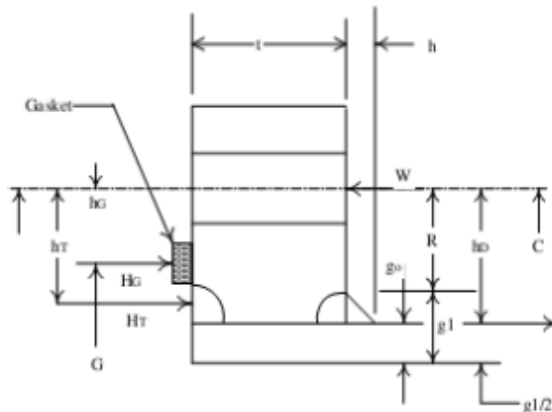
#### a. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan:

Tekanan Desain	= 282,1613 psi
Material <i>flange</i>	= Carbon steel SA-240 grade A
<i>Bolting steel</i>	= Carbon steel SA-193 grade B6
Material gasket	= Soft steel
Diameter luar <i>shell</i> , B	= 65,49 in
Ketebalan <i>shell</i>	= 0,75 in
Diameter dalam <i>shell</i>	= 62,60 in
<i>Yield stress</i> , y	= 18.000 in/lb <sup>2</sup>
Faktor gasket, m	= 5,5
Tegangan dari material <i>flange</i> (fa)	= 15.000 psi
Tegangan dari <i>bolting</i> material (fb)	= 20.000 psi
Densitas <i>shell</i> , $\rho_{Shell}$	= 7.801 kg/m <sup>3</sup>

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut:

Gambar D.4 tipe *flange* dan dimensinya

- b. Perhitungan lebar gasket

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}} \\ &= \sqrt{\frac{18.000 - (282,1613 \times 5,5)}{18.000 - [282,1613(5,5+1)]}} \\ &= 1,0087 \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar shell 64.3714 in sehingga:

$$\begin{aligned} D_o &= 1,0087 \times 63,92 \text{ in} \\ &= 64,48 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (N):

$$\begin{aligned} N &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{64,48 - 63,92}{2} \\ &= 0,28 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,28 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter gasket rata-rata, } G &= d_i + \text{lebar gasket} \\ &= 63,92 \text{ in} + 0,28 \text{ in} \\ &= 64,20 \text{ in} \end{aligned}$$

## c. Perhitungan Beban

Dari Fig. 12.12 Brownell & Young 1959 kolom 1 tipe 1.a

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{0,28}{2} = 0,1398 \text{ in}$$

nilai  $b = b_o$  jika  $b_o \leq \frac{1}{4}$  in

sehingga  $b = 0,1398$  in

$$\begin{aligned} W_{m_2} &= H_y \\ &= \pi \cdot b \cdot G \cdot y \\ &= 3,14 \times 0,2793 \times 64,20 \times 18,000 \\ &= 503.827,47 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

$H_y$  = berat beban bolt maksimum (lb)

$b$  = *effective* gasket (in)

$G$  = diameter gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 pada Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} H_p &= 2b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P \\ &= 2(0,1389)(3,14)(64,20)(5,5)(282,1613) \\ &= 86.875,92 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan:

$H_p$  = beban *join tight* (lb)

$m$  = faktor gasket (Fig 12.11 Brownell & Young 1959 hal 229)

$b$  = *Effective* gasket (in)

$G$  = Diameter gasket rata-rata (in)

$P$  = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 12.89 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi}{4} G^2 P \\ &= \frac{3,14}{4} (64,20)^2 (282,1613) \\ &= 912.864,11 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} W_{m_1} &= H + H_p \\ &= 912.864,11 \text{ lb} + 86.875,92 \text{ lb} \\ &= 999.740,04 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, diperoleh  $W_{m_2}$  lebih kecil dari pada  $W_{m_1}$ . Sehingga beban pengontrol berada pada  $W_{m_1} = 999.740,04 \text{ lb}$ .

Keterangan:

$W_{m_1}$  = beban berat *bolt* pada kondisi operasi (lb)

$W_{m_2}$  = beban berat *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

d. Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*)

Perhitungan luas baut minimum dapat dihitung dengan persamaan 12.92 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} A_{m_1} &= \frac{W_{m_1}}{f_b} \\ &= \frac{999.740,04}{20.000} \\ &= 49,99 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Keterangan:

$A_{m_1}$  = total luas *bolt* pada kondisi operasi ( $\text{in}^2$ )

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan tabel 10.4 Brownell & Young, 1959. Dengan menggunakan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut:

*Root Area* = 1.504  $\text{in}^2$

*Bolt spacing standar, Bs* = 3 in

*Minimal radian distance, R* = 1<sup>7</sup>/<sub>8</sub> in

*Edge distance, E* = 1<sup>3</sup>/<sub>8</sub> in

*Maximum fillet radius, r* = <sup>7</sup>/<sub>16</sub> in

$$\text{Jumlah Baut Minimum} = \frac{A_{m_1}}{\text{root area}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{49,99 \text{ in}^2}{1,50 \text{ in}^2} \\
 &= 33,24 \text{ buah} \\
 &= 34 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak 34 buah.

$$\begin{aligned}
 \text{Bolt circle diameter, BC} &= ID + 2 ((1.145 \times g_o) + R) \\
 &= 62,60 \text{ in} + 2 ((1.145 \times 0,25 \text{ in}) + 1,88 \text{ in}) \\
 &= 66,92 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter *flange* luar:

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD (A)} &= BC + 2E \\
 &= 66,92 \text{ in} + 2(1,38 \text{ in}) \\
 &= 69,67 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Cek lebar gasket:

$$\begin{aligned}
 \text{Ab aktual} &= N \text{ bolt} \times \text{root area} \\
 &= 34 \times 1,50 \text{ in}^2 \\
 &= 51,14 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum:

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{\text{Ab aktual} \times f \text{ allow}}{2 \times y \times \pi \times G} \\
 &= \frac{51,14 \times 12.650}{2 \times 18.000 \times 3,14 \times 64,20} \\
 &= 0,0891 \text{ in} \quad (N_{\min} < 0,5 \text{ in, pemilihan baut memenuhi})
 \end{aligned}$$

e. Perhitungan moment:

1. Untuk *bolting up condition* (tanpa tekanan dalam)

Beban desain diberikan dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{2} (\text{Ab} + \text{Am}_1) \cdot f_a \\
 &= \frac{1}{2} (51,14 + 49,99) \times 15.000 \\
 &= 758.422,51 \text{ lb}
 \end{aligned}$$



Keterangan :

- W = berat beban (lb)  
 $A_{m_2}$  = luas baut minimum (in<sup>2</sup>)  
 $A_b$  = luas *actual bolt* (in<sup>2</sup>)  
 $F_a$  = *allowable stress* (psi)

Hubungan lever arm diberikan pada persamaan 12.101 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (BC - G) \\ &= \frac{1}{2} (66,92 - 64,20) \\ &= 1,36 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan :

- $h_G$  = tahanan radial *circle bolt* (in)  
 $BC$  = *bolt circle* diameter (in)  
 $G$  = diameter gasket rata-rata (in)

*Flange moment* diberikan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 758.422,51 \text{ lb} \times 1,36 \text{ in} \\ &= 1.032.676,01 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

2. Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan  $W = W_{m_1} = 999.740,04 \text{ lb}$

Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (HD)

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 B^2 P \\ &= 0,785 (65,4938)^2 (282,16) \\ &= 950.095,22 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

- $H_D$  = *hydrostatic and force* pada area dalam *flange* (lb)  
 $B$  = diameter dalam *flange* / OD *shell* (ft)  
 $P$  = tekanan operasi (psi)

*The lever arm,  $h_D$*

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{1}{2} (BC - B) \\ &= \frac{1}{2} (66,92 \text{ in} - 65,49 \text{ in}) \\ &= 0,71 \text{ in} \end{aligned}$$

*The moment,  $M_D$*

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 950.095,22 \text{ lb} \times 0,71 \text{ in} \\ &= 677.966,14 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara *flange-design bolt load* dengan *hydrostatic end force* total adalah:

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= W_{m_1} - H \\ &= 999.740,04 \text{ lb} - 912.864,11 \text{ lb} \\ &= 86.875,92 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka komponen dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 86.875,92 \text{ lb} \times 1,36 \text{ in} &= 118.291,165 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Momen komponen *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area *flange*,  $H_T$ :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 912.864,11 \text{ lb} - 950.095,22 \text{ lb} \\ &= 37.231,10 \text{ lb} \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm*,  $h_T$

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{1}{2} (h_D - h_G) \\ &= \frac{1}{2} (0,71 \text{ in} + 1,36 \text{ in}) \\ &= 37.231,10 \text{ in} \end{aligned}$$

*The moment*

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 37.231,10 \text{ lb} \times 1,038 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 38.630,76 \text{ lb.in}$$

Jumlah *moment* untuk kondisi saat beroperasi,  $M_o$ :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 677.996,14 \text{ lb.in} + 118.291,1647 \text{ lb.in} + 38.630,76 \text{ lb.in} \\ &= 834.888,06 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Sehingga *moment* saat beroperasi sebagai pengontrol:

$$M_{\max} = M_o = 834.888,06 \text{ lb.in}$$

f. Perhitungan tebal flange

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}}$$

$$K = \frac{A}{B} = \frac{69,67}{69,67} = 1,0638$$

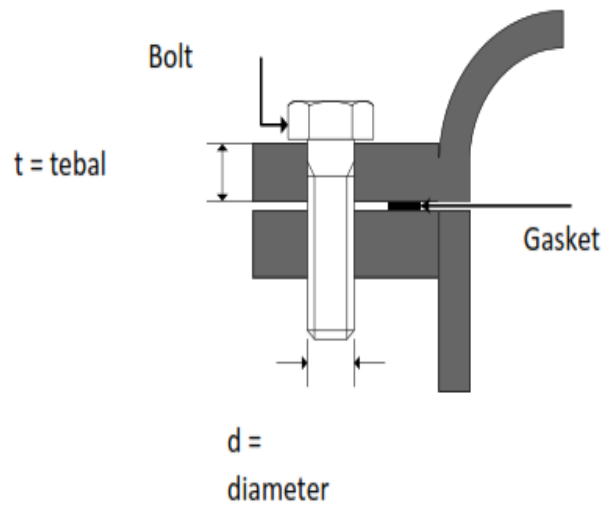
Dari figur 12,22 Brownell & Young 1959, dengan harga  $K = 1,0638$  diperoleh:

$$Y = 40$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}} \\ &= \sqrt{\frac{40 \times 834.888,07}{15.000 \times 65,49}} \\ &= 5,83 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga diambil ketebalan flange = 5,8 in

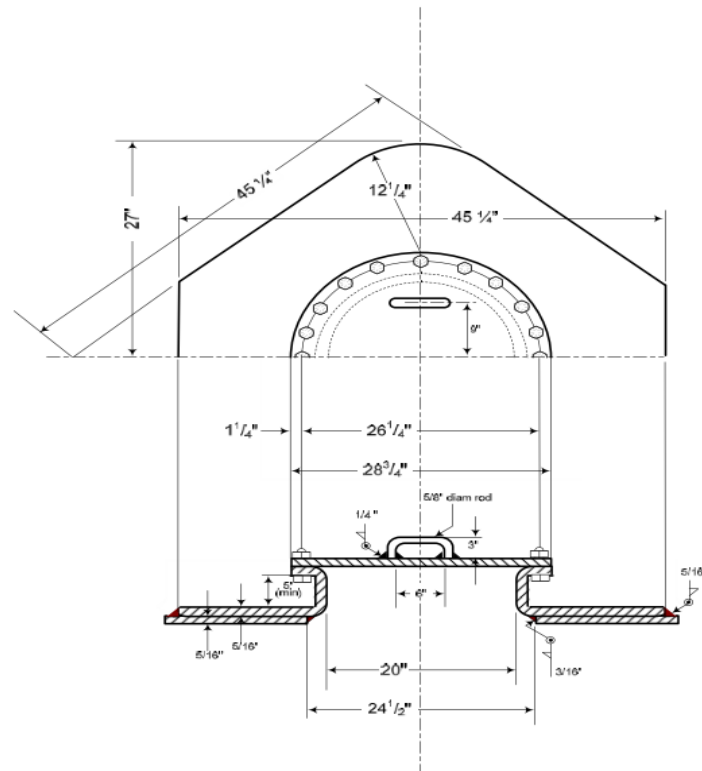


Gambar D.5 Detail untuk *flange and bolt* pada *head* reaktor

#### 14. Penentuan *Manhole*

*Manhole* adalah lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Direncanakan *manhole* dipasang pada kolom bagian atas reaktor dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell & Young, 1959 Appendix F item 4) dengan spesifikasi:

Tebal <i>Manhole</i>	= 0,3750 in
Jumlah	= satu
Ukuran Potongan	
<i>Weld A</i>	= 0,1875 in
<i>Weld B</i>	= 0,3750 in
Panjang sisi	= 45,25 in
Lebar <i>reinforcement</i> , W	= 54 in
Diameter <i>manhole</i> , ID	= 20 in
Max diameter lubang, Dp	= 24,5 in
Diameter plat penutup	
<i>Cover plate</i>	= 28,75 in
Diameter <i>bolt circle</i> , Db	= 26,25 in



Gambar D.6 Manhole

## 15. Perhitungan *Stress* yang Terjadi pada Reaktor

### a. Pengaruh angin dan gempa terhadap ketebalan *shell* menara

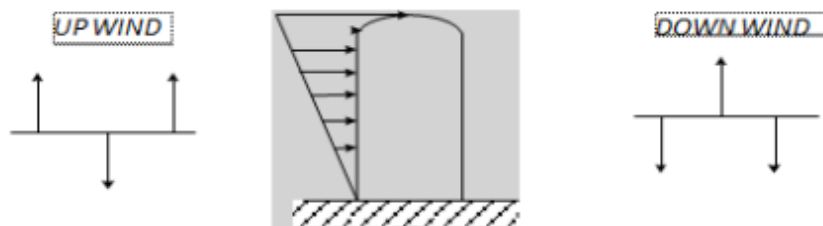
Perhitungan awal tebal shell dan head menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu di cek pengaruh angin dan gempa.

OD shell	= 63,7 in	= 5,31 ft	= 1,66 m
Tinggi menara	= 8,11 m	= 319,25 in	= 26,60 ft
Tekanan operasi	= 282,16 psi		
Tebal isolasi (asumsi)	= 1,58 ft	= 18,91 in	= 0,48 m
Bahan konstruksi	= Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316		
Diameter, d	= OD + OD/24 + 2sf + 2/3 icr		
	= 88,38 in	= 7,36 ft	
Densitas shell ( $\rho_s$ )	= 487 lb/ft <sup>3</sup>		

$$\text{Tebal} = 0,31 \text{ in} = 0,03 \text{ ft}$$

$$\text{Beban Head} = \frac{\pi d^2 t}{4} \times \frac{\rho}{1728}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban head} &= \frac{3,14 \times 88,38^2 \times 0,75}{4} \times \frac{487}{1.728} \\ &= 1.296,03 \text{ lb} = 587,87 \text{ kg} \end{aligned}$$



## b. Pemeriksaan tebal *shell*

### b.1 *Stress* pada kondisi operasi

#### b.1.1 Perhitungan *stress* aksial dalam *shell*

$$d_i = 5,22 \text{ ft} = 62,63$$

$$t_s = 0,75 \text{ in}$$

$$P \text{ desain} = 282,16 \text{ psi}$$

$$f_{ap} = \frac{P \times d}{4(t_s - C)}$$

$$f_{ap} = \frac{282 \times 62,63}{4(0,75 - 0,125)}$$

$$= 7.068,72$$

Keterangan :

$f_{ap}$  = *stress* aksial *shell* (psi)

$d$  = diameter dalam *shell* (in)

$P$  = tekanan desain (psi)

$t_s$  = tebal *Shell* menara (in)

$C$  = *corrosion allowance* (in)

$$F_{dead \text{ ins}} = 0,1328 \times$$

### Isolator

Isolator yang digunakan adalah mineral wool karena temperature operasi dalam reaktor besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator

Diketahui :

$$D_{ins} = \text{Diameter termasuk isolator} = 5,06 \text{ ft}$$

$$W_{ins} = \text{berat isolator}$$

$$\rho_{ins} = \text{Densitas isolator} = 12,49 \text{ lb}$$

$$t_{ins} = \text{tebal isolator} = 0,06 \text{ ft}$$

$$D_{ins} = \text{Diameter} + \text{tebal isolator}$$

$$= 60 \text{ in} + 0,72 \text{ in}$$

$$= 60,72 \text{ in} = 5,06 \text{ ft}$$

$$W_{ins} = \pi/4 \times (D_{ins}^2) \times X \times t_{ins} \times \rho_{ins}$$

$$= 15,06 \text{ x lb}$$

$$f_{dead \text{ wt ins}} = \frac{\rho_{ins} \times t_{ins}}{144 (ts-C)} \quad (\text{Pers 9.4 a, Brownell \& Young, 1959})$$

### Attachment

$$W_{top \text{ head}} = 1.296,03$$

$$W_{t \text{ tangga (asumsi)}} = 25 \text{ lb/ft}$$

$$W_{t \text{ pipeover head vapour line (Nps 1,5 in, OD 1,9in)}}$$

$$= 25 \text{ lb/ft (Appendix K, Brownell and Young, 1959)}$$

$$W_{t \text{ shell}} = 23.345,56 \text{ lb}$$

$$W_{t \text{ total}} = W_{top \text{ head}} + W_{t \text{ tangga}} + W_{t \text{ shell}} + W_{t \text{ pipa}}$$

$$= 1.296,03 + 23.375,58 \text{ X}$$

Dari pers.96 (Brownell & Young, 1959)

$$D_m = \text{diameter shell} = 60 \text{ in}$$

$$T_s = 0,75 \text{ in}$$

$$f_{dead \text{ wt attachment}} = \frac{\sum W_{t \text{ of att}}}{\pi D_m (ts-C)}$$

$$= \frac{1.296,03 + 23.375,58}{3,14 \times 60 (0,75-0,125)}$$

$$= 11,01 + 198,52$$

### C.1 Perhitungan *stress* karena beban angin

Asumsi :

Tekanan angin = 25 lb/ft<sup>2</sup>

Arah angina tegak lurus terhadap kolom

Untuk kolom yang menggunakan isolasi, *stress* karena angina dapat dihitung dengan persamaan

$$f_{wx} = \frac{15,89 \cdot \text{deff} \cdot X^2}{D^2 (ts-C)} \quad (\text{Pers 9.20, Brownell and Young 1959})$$

Deff = diameter kolom yang diisolasi + 2 (lebar tangga)

Asumsi lebar tangga 10 in

$$\begin{aligned} \text{Deff} &= 60,72 + 2(10\text{in}) \\ &= 80,72 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{wx} &= \frac{15,89 \times 80,72}{60^2 \times (0,75 - 0,25)} \\ &= 0,7125 X^2 \end{aligned}$$

### C.2 Perhitungan *stress* dalam kolom

$$\begin{aligned} f_{ap} &= \frac{P.D}{4 (ts-C)} \\ &= \frac{282,16 \times 60,72}{4 (0,75 - 0,125)} = 6.853,13 \text{ psi} \end{aligned}$$

### C.3 Perhitungan *stress* gabungan pada kondisi operasi

#### C.3.1 Kombinasi *stress* dalam pengaruh angina

##### Up wind side, f tensile

Ft max = f wx - f ap + f dx (pers 9.78, Brownell and Young, 1959)

$$\text{Ft max} = 0,712578222 X^2 - 198,52 X + 6.842,13$$

$$F = 12.650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$\begin{aligned} \text{f allowable} &= F \times E \\ &= 10.120 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{f allowable} = \text{ft max}$$

$$10.120 = 0,712578222 X^2 - 198,52 X + 6.842,13$$



$$= 0,712578222 X^2 - 198,52 + 3.277,87 X^2 - 278,59 + 4.600,02$$

X dihitung dengan persamaan

$$X = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Sehingga didapat , X = 294,22 ft

### **Down wide side, f compressi**

$f_{cmax} = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx}$  (pers 9.80, Brownell and young, 1959)

$$= 0,712578222 X^2 - 198,52 X + 6.842,13$$

Dari stabilitas elastis, dengan persamaan :

$$= 1,5 \times 10^6 (t/r) \leq (1/3) y.p \text{ (pers 9.80, Brownell and Young, 1959)}$$

$$= 1,5 \times 10^6 \times (0,75/68,59)$$

$$= 16.400,89 \text{ psi}$$

$F_c$  max berdasarkan yield poin (table 3.2 Brownell and Young, 1959)

$$\text{Yield poin} = 50.000 \text{ psi}$$

$$= (1/3) y_p$$

$$= 16.666,67 \text{ psi}$$

Karena  $f_c > (1/3) y_p$ , maka digunakan  $f_c = 16.666,67$

$$F_c = f_{c \text{ max}}$$

$$16.666,67 = 0,712578222 X^2 - 198,5187253 X + 198,5187253 X^2 + 278,5921869 X - 18.789,226$$

X dihitung dengan persamaan :

$$X = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Sehingga X didapat := 56,13

### **C.3.2 Pemeriksaan terhadap *stress* karena gempa**

Untuk ketinggian teball menara (vessel + skirt) = 36,60 ft

$$F_{dw \text{ ins}} = 13,2826$$

$$F_{dw \text{ atc} + \text{shell}} = 19.862,88$$

$$F_{dw \text{ total}} = 19.876,17$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma W &= fdw \text{ total} \times \pi \times d \times ts \\
 &= 19.876,17 \times 3,14 \times 60 \times 0,75 \\
 &= 2.808.501,65 \text{ lb} \\
 &= 1.273.916,44 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

## 16. Desain untuk penyangga

*Skirt* adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertical *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari skirt harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*.

### A. Momen pada base

$$M = P_w D_{is} H h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan

$$\begin{aligned}
 P_w &= \text{tekanan angin} &&= 25 \text{ lb/ft}^2 \\
 D_{is} &= \text{diameter menara dengan isolator} &&= 5,06 \text{ ft} \\
 H &= \text{tinggi total menara} &&= 26,60 \text{ ft} \\
 h_l &= \text{level arm} \quad H/2 &&= 13,30 \text{ ft} \\
 M &= 25 \times 5,06 \times 26,60 \times 13,30 \\
 &= 44.767,53 \text{ lb.ft}
 \end{aligned}$$

### B. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambung skirt)

$$M_T = M - hT( V - 0.5 p_w \times D_{is} \times hT) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 V &= \text{tegangan geser total} = 3.365,44 \\
 hT &= 10 \text{ ft} = 3 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

momen pada batas penyambung :

$$\begin{aligned}
 M_T &= 44.767,53 - 10[(3.365,4 - (0,5 \times 25 \times 5,06 \times 10))] \\
 &= 17.8,12
 \end{aligned}$$

### C. Menentukan tebal skirt

$$t = \frac{12 M_T}{R^2 \pi S E} + \frac{W}{D \pi S E}$$

Keterangan :

D	= diameter luar	= 5,06 ft
E	= efisiensi penyambungan kolom dari skirt	= 0,8
S	= allowable stress	= 12.650 psi
R	= radius luar skirt	= 2,2 ft
W	= berat total	= 2.808.501,65 lb

$$t = \frac{12 \times 17.438,12}{2,2^2 \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8} + \frac{2.808.501,65}{5,06 \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8}$$

$$t = 19,44 \text{ in} = 20 \text{ in}$$

<b>Fungsi</b>	Tempat berlangsungnya reaksi etilen dan oksigen menjadi etilen oksida.	
<b>Kode</b>	R-101	
<b>Alasan pemilihan</b>	Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fasa gas	
<b>Jenis</b>	Reaktor <i>fixed bed multitube</i>	
<b>Kondisi operasi</b>	Tekanan	16 atm
	Temperatur	220°C
<b>Dimensi</b>	Diameter dalam pipa (IDt)	0,035 m
	Diameter luar pipa	0,042 m
	Jumlah <i>tube</i>	884
	Jenis pitch	<i>Triangular Pitch</i>
	Diameter dalam <i>shell</i>	1,59 m
	Diameter luar <i>shell</i>	1,63 m
	Tinggi <i>shell</i>	7,3152 m
	Tipe <i>shell</i>	<i>Elliptical Flanged and dished head</i>
	Tebal <i>head</i>	0,03175
	Jarak <i>baffle</i>	0,48 m
Jumlah <i>baffle</i>	14 buah	

	Waktu tinggal reactor	24,8179 detik
<b>Rancangan Alat</b>	Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA.167</i> <i>Grade 11 type 316</i>
	Posisi alat	<i>Vertical</i>
<b>Katalis</b>	Jenis	Silver
	Bentuk	Padat silinder
	Diameter katalis	0,0045 m
	Bulk density	1.834 kg/m <sup>3</sup>
	Porositas	0,03840 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>

## D.2 Menara Absorber (MA-301)/Ayu Lidya Panjaitan (NIM: 190140102)

**Nama** : Menara Absorber (MA-301)

**KodeAlat** : MA-301

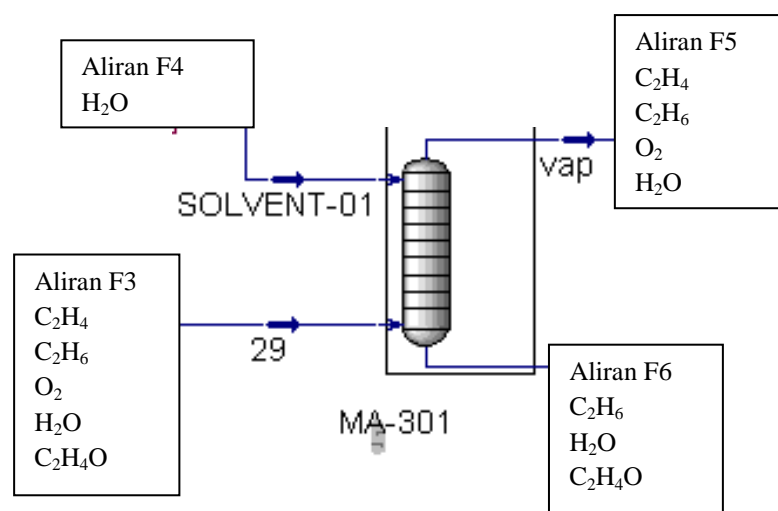
**Fungsi** : Absorber berfungsi sebagai tempat penyerapan etilen oksida dari impuritis dengan menggunakan pelarut air.

**Jumlah** : 1 unit

**Kondisi Operasi**

**Tekanan** : 10 atm

**Temperatur** : 82,55°C



**Gambar D.** Menara Absorber (MA-301)

Absorber adalah alat yang digunakan untuk proses absorpsi, yaitu proses penyerapan fluida gas oleh seluruh bagian zat cair sebagai absorben. Proses Absorpsi digunakan untuk memisahkan suatu komponen gas dari campuran gas dengan menggunakan zat cair sebagai penyerap/absorben.

Prinsip kerjanya adalah suatu campuran gas diumpankan dari bawah tower absorber, kemudian dikontakkan dengan zat cair yang diumpankan dari atas absorber, sehingga terjadi difusi. Pada proses absorpsi kali ini yang ingin dipisahkan yaitu antara gas oksigen dari Etilen Oksida dengan menggunakan air sebagai media penyerap. Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi Menara Absorber (MA-301).

**Tabel D.1** Neraca Massa Menara Absorber (MA-301)

<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>Kg/jam</b>	<b>Komponen</b>	<b>Kg/jam</b>
	<b>F<sup>1</sup></b>	<b>F<sup>4</sup></b>	<b>Gas</b>
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058
O <sub>2</sub>	362,0650015	O <sub>2</sub>	362,0650015
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,3939	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0,0000
H <sub>2</sub> O	2,037747087	H <sub>2</sub> O	0,020377471
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,802296216	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,013604592
Jumlah	<b>19.945,04419</b>	Jumlah	<b>996,8441894</b>
	<b>F<sup>2</sup></b>	<b>F<sup>5</sup></b>	<b>Liquid</b>
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0
H <sub>2</sub> O ( <i>Solvent</i> )	10181,68137	O <sub>2</sub>	0
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,39394
		H <sub>2</sub> O	2,017369616
		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,788691624
Jumlah	<b>10.181,68137</b>	Jumlah	<b>18.948,2</b>
<b>Total</b>	<b>30.126,72556</b>	<b>Total</b>	<b>30.126,72556</b>

**Tabel D.2** Neraca Energi pada Menara Absorber (MA-301)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
$\Delta Q_1$	1.381.346,241	-
$\Delta Q_2$	56.148,30	-
$\Delta Q_3$	-	3.004,424096
$\Delta Q_4$	-	1.728.993,747
Qpenyerap	294.503,63	-
<b>Total</b>	<b>1.731.998,171</b>	<b>1.731.998,171</b>

### A. Menentukan Jenis Absorber

Dalam prarancangan ini dipilih jenis absorber *Packed Tower* berdasarkan pada pertimbangan:

1. Menghasilkan luas permukaan yang besar antara liquid dan gas.
2. *Pressure drop* aliran gas rendah
3. Memiliki kekuatan structural untuk kemudahan dalam penanganan dan pemasangan.
4. Hanya diperlukan sekali proses Laju alir fluida (Tanpa harus refluks).
5. Biaya perawatan lebih murah

Dalam tower ini berisi *packing*, liquid didistribusikan diatas *packing* dan mengalir kebawah membentuk lapisan tipis di permukaan *packing*. Gas umumnya mengalir keatas berlawanan arah terhadap jatuhnya liquid. Kedua fasa (liquid & gas) akan teraduk sempurna. Pada *packed tower*, luas permukaan kontak antara gas dan liquid diperbesar dengan jalan menambahkan *packing* dalam tower. *Packing* yang ada juga berfungsi memperlama waktu kontak gas-liquid, sehingga rate transfer massa diharapkan manjadi lebih tinggi.

### B. Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless SA 240 Grade B* dengan pertimbangan :

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

### C. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam kolom absorber setiap saat mengalami perubahan untuk tiap increment panjang kolom. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut:

#### 1. Menghitung Laju Alir

##### a. Perhitungan Laju Alir Umpan Masuk/Vapor

**Tabel D.3** Laju Alir Umpan Masuk Vapor (F3)

Komponen	Umpan Masuk			
	kg/jam	%Massa	kgmol/jam	%Mol
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058	0,0318247	22,6290626	0,0487448
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,802296216	0,0003410	0,226290626	0,0004874
O <sub>2</sub>	362,0650015	0,0181531	11,3145313	0,0243724
H <sub>2</sub> O	2,037747087	0,0001021	0,112582712	0,0002425
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,3939	0,9495789	429,9521884	0,9261527
TOTAL	<b>19945,04419</b>	<b>1</b>	<b>464,2346557</b>	<b>1</b>
	<b>kg/jam</b>		<b>kgmol/jam</b>	
	<b>43.971,24332</b>	<b>1</b>	<b>1.023,461007</b>	<b>1</b>
	<b>lb/jam</b>		<b>lbmol/jam</b>	

##### b. Perhitungan Laju Alir Umpan Masuk *Solvent Liquid*

**Tabel D.4** Laju Alir Umpan Masuk *Solvent Liquid* (F4)

Komponen	<i>Solvent</i>			
	kg/jam	%Massa	kgmol/jam	%Mol
H <sub>2</sub> O	10181,68137	1	562,5238326	1
TOTAL	<b>10181,68137</b>	<b>1</b>	<b>562,5238326</b>	<b>1</b>
	<b>kg/jam</b>		<b>kgmol/jam</b>	
	<b>22.446,73838</b>	<b>1</b>	<b>1.240,151292</b>	<b>1</b>
	<b>lb/jam</b>		<b>lbmol/jam</b>	

**c. Perhitungan Laju Alir Keluaran Atas (Gas)**

**Tabel D.5** Laju Alir Keluaran Atas Vapor (F5) Gas

Komponen	Keluaran Atas			
	kg/jam	%Massa	kgmol/jam	%Mol
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	634,7452058	0,636754683	22,6290626	0,666635668
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,013604592	1,36477E-05	0,000452581	1,33327E-05
O <sub>2</sub>	362,0650015	0,363211227	11,3145313	0,333317834
H <sub>2</sub> O	0,020377471	2,0442E-05	0,001125827	3,3166E-05
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0	0	0	0
TOTAL	<b>996,8441894</b>	<b>1</b>	<b>33,9451723</b>	<b>1</b>
	<b>kg/jam</b>		<b>kg/mol</b>	
	<b>2.197,662637</b>	<b>1</b>	<b>74,83620576</b>	<b>1</b>
	<b>lb/jam</b>		<b>lb/mol</b>	

**d. Perhitungan Laju Alir Keluaran Bawah Liquid**

**Tabel D.6** Laju Alir Keluaran Bawah Liquid (F6)

Komponen	Keluaran Bawah			
	kg/jam	%Massa	kgmol/jam	%Mol
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,788691624	0,000358276	0,225838045	0,000524851
H <sub>2</sub> O	2,017369616	0,000106468	0,111456885	0,000259028
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	18939,39394	0,999535256	429,9521893	0,999216121
TOTAL	<b>18948,2 kg/mol</b>	<b>1</b>	<b>430,2894843</b>	<b>1</b>
			<b>kgmol/jam</b>	
	<b>41.773,58069</b>	<b>1</b>	<b>948,6248028</b>	<b>1</b>
	<b>lb/mol</b>		<b>lbmol/jam</b>	

**2. Menghitung Jumlah Mol**

**a. Perhitungan Jumlah Mol Umpan Masuk/Vapor**



**Tabel D.7** Laju Alir Umpan Masuk Vapor (F3)

Komponen	BMi (kg/kmol)	%Mol	BM.%Mol (kg/kmol)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,04874488	1,367293885
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,000487449	0,014652711
O <sub>2</sub>	32	0,02437244	0,77991808
H <sub>2</sub> O	18,1	0,000242513	0,004389476
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	44,05	0,926152719	40,79702726
<b>Total</b>	<b>152,26</b>	<b>1</b>	<b>42,96328141</b>

**b. Perhitungan Jumlah Mol Umpan Masuk Solvent Liquid****Tabel D.8** Laju Alir Umpan Masuk Solvent Liquid (F4)

Komponen	BMi (kg/kmol)	%Mol	BM.%Mol (kg/kmol)
H <sub>2</sub> O	18,0151	1	18,01
<b>Total</b>	<b>18,0151</b>	<b>1</b>	<b>18,01</b>

**c. Perhitungan Jumlah Mol Keluaran Atas (Gas)****Tabel D.9** Laju Alir Keluaran Atas (F5) Gas

Komponen	BMi (kg/kmol)	%Mol	BM.%Mol (kg/kmol)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,666635668	18,69913047
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	1,33327E-05	0,000400781
O <sub>2</sub>	32	0,333317834	10,66617068
H <sub>2</sub> O	18,1	3,3166E-05	0,000600305
<b>Total</b>	<b>108,21</b>	<b>1</b>	<b>29,36630224</b>

**d. Perhitungan Jumlah Mol Keluaran Bawah Liquid****Tabel D.10** Laju Alir Keluaran Bawah Liquid (F6)

Komponen	BMi (kg/kmol)	%Mol	BM.%Mol (kg/kmol)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,000524851	0,015777034
H <sub>2</sub> O	18,1	0,000259028	0,004688401
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	44,05	0,999216121	44,01547013
<b>Total</b>	<b>120,26</b>	<b>1</b>	<b>44,03593556</b>

### 3. Menghitung Berat Molekul Campuran

Berat molekul campuran merupakan berat molekul campuran cairan atau gas yang dapat dihitung dengan persamaan:

$$\text{BM campuran cairan} = \sum(\text{Bmi} \times \text{xi}) \dots\dots\dots(\text{D.1})$$

$$\text{BM campuran gas} = \sum(\text{Bmi} \times \text{yi})$$

Keterangan:

Bmi : berat molekul komponen i (kg/kmol)

Xi : Fraksi mol cairan i

Yi : Fraksi mol gas i

#### a. Perhitungan Berat Molekul Umpan Masuk/Vapor

**Tabel D.11** Berat Molekul Umpan Masuk Vapor (F3)

Komponen	BMi (Kg/kmol)	Yi	BMi x Yi
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,184224353	5,167493104
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,197425456	5,934609221
O <sub>2</sub>	32	0,21016682	6,725338237
H <sub>2</sub> O	18,1	0,118875608	2,151648496
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	44,05	0,289307763	12,74400696
<b>Total</b>	<b>152,26</b>	<b>1</b>	<b>32,72309602</b>

#### b. Perhitungan Berat Molekul Umpan Masuk *Solvent Liquid*

**Tabel D.12** Berat Molekul Umpan Masuk *Solvent Liquid* (F4)

Komponen	BMi (Kg/kmol)	Xi	BMi x Xi
H <sub>2</sub> O	18,1	1	18,1
<b>Total</b>	<b>18,1</b>	<b>1</b>	<b>18,1</b>

#### c. Perhitungan Berat Molekul Keluaran Atas Vapor (Gas)

**Tabel D.13** Berat Molekul Keluaran Atas Vapor (F5) Gas

Komponen	BMi (Kg/kmol)	Yi	BMi x Yi
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,259218187	7,271070141

C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,27779318	8,350462989
O <sub>2</sub>	32	0,295721283	9,463081046
H <sub>2</sub> O	18,1	0,167267351	3,027539044
<b>Total</b>	<b>108,21</b>	<b>1</b>	<b>28,11215322</b>

**d. Perhitungan Berat Molekul Keluaran Bawah Liquid**

**Tabel D.14** Berat Molekul Keluaran Bawah Liquid (F6)

Komponen	B <sub>Mi</sub> (Kg/kmol)	X <sub>i</sub>	B <sub>Mi</sub> x X <sub>i</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,375	11,2725
H <sub>2</sub> O	18,1	0,399201597	12,7744511
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	44,05	0,225798403	4,086951098
<b>Total</b>	<b>80,16</b>	<b>1</b>	<b>28,1339022</b>

**4. Menghitung Densitas Campuran Gas**

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal sebagai berikut:

$$PV = nRT$$

$$(n/V) \text{ BM campuran} = (P/RT) \text{ BM campuran}$$

$$\rho \text{ campuran} = (P/RT) \text{ BM campuran}$$

Keterangan:

P : Tekanan umpan masuk = 10 atm

T : Suhu umpan masuk = 82,55°C = 355,7°K

R : 0,0821 atm m<sup>3</sup>/kmol K

**a. Menghitung Densitas Campuran Umpan/Vapor (F3)**

BM Campuran = 32,72309602 kg/kmol

$\rho$  campuran = (P/RT) BM campuran

$$= \frac{1 \text{ atm} \times 32,723096 \text{ kg/kmol}}{0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K} \times 355,7 \text{ K}}$$

$$= 11,2054 \text{ kg/m}^3$$

**b. Menghitung Densitas Campuran Umpan Masuk Sovent/Liquid (F4)**

BM Campuran = 18,1 kg/kmol

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= (P/RT) \text{ BM campuran} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 18,1 \text{ kg/kmol}}{0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K} \times 355,7 \text{ K}} \\ &= 6,1979 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

**c. Menghitung Densitas Campuran Keluaran Atas (F5) Gas**

BM Campuran = 28,11215322 kg/kmol

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= (P/RT) \text{ BM campuran} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 28,11215322 \text{ kg/kmol}}{0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K} \times 355,7 \text{ K}} \\ &= 9,6264 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

**d. Menghitung Densitas Campuran Keluaran Bawah Liquid (F6)**

BM Campuran = 28,133902 kg/kmol

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= (P/RT) \text{ BM campuran} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 28,133902 \text{ kg/kmol}}{0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K} \times 355,7 \text{ K}} \\ &= 9,6339 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

**5. Menghitung Densitas Campuran Cairan**

Mengitung Densitas Campuran cairan adalah sebagai berikut:

$$\rho \text{ campuran cairan} = (\rho_A.X_A) + (\rho_B.X_B) + (\rho_C.X_C) + (\rho_D.X_D) \dots\dots\dots(D.2)$$

Keterangan:

$\rho_i$  : Densitas komponen cairan i

$X_i$  : Fraksi komponen cairan i

**a. Menghitung Densitas Campuran Umpan/Vapor (F3)**

**Tabel D.15** Densitas Campuran Cairan Umpan/Vapor (F3)

Komponen	B <sub>Mi</sub> (Kg/kmol)	X <sub>i</sub> (Frkasi mol cair)	ρ Liquid (Kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,184224353	383,2260132
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,197425456	355,6830139
O <sub>2</sub>	32	0,21016682	1137,680054
H <sub>2</sub> O	18,1	0,118875608	997,9860229
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	44,05	0,289307763	882,0800171
<b>Total</b>	<b>152,26</b>	<b>1</b>	<b>3.756,655121</b>

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran cairan} &= (\rho_A \cdot X_A) + (\rho_B \cdot X_B) + (\rho_C \cdot X_C) + (\rho_D \cdot X_D) + (\rho_E \cdot X_E) \\
 &= (383,2260 \times 0,1842) + (355,6830 \times 0,1974) + (1.137,6800 \\
 &\quad \times 0,2101) + (997,9860 \times 0,1188) + (882,0800 \times 0,2893) \\
 &= 753,751836 \text{ Kg/m}^3
 \end{aligned}$$

**b. Menghitung Densitas Campuran Cairan Umpan Masuk Solvent/Liquid (F4)**

**Tabel D.16** Densitas Campuran Cairan Umpan Masuk Solvent/Liquid (F4)

Komponen	B <sub>Mi</sub> (Kg/kmol)	X <sub>i</sub> (Frkasi mol cair)	ρ Liquid (Kg/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	18,1	1	997,986
<b>Total</b>	<b>18,1</b>	<b>1</b>	<b>997,986</b>

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran cairan} &= (\rho_A \cdot X_A) \\
 &= (997,986 \times 1) \\
 &= 997,986 \text{ Kg/m}^3
 \end{aligned}$$

**c. Menghitung Densitas Campuran Cairan Keluaran Atas Vapor (F5)**

**Tabel D.17** Densitas Campuran Cairan Keluaran Atas Vapor (F5)

Komponen	BMi (Kg/kmol)	Xi (Frkasi mol cair)	$\rho$ Liquid (Kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,259218187	383,2260132
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,27779318	355,6830139
O <sub>2</sub>	32	0,295721283	1137,680054
H <sub>2</sub> O	18,1	0,167267351	997,9860229
<b>Total</b>	<b>136,1927013</b>	<b>1</b>	<b>2.874,575104</b>

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran cairan} &= (\rho_A \cdot X_A) + (\rho_B \cdot X_B) + (\rho_C \cdot X_C) + (\rho_D \cdot X_D) \\
 &= (383,2260 \times 0,2592) + (355,6830 \times 0,2777) + (1.137,6800 \\
 &\quad \times 0,2957) + (997,9860 \times 0,1672) \\
 &= 1.503,0517 \text{ Kg/m}^3
 \end{aligned}$$

**d. Menghitung Densitas Campuran Cairan Keluaran Bawah Liquid (F6)**

**Tabel D.18** Densitas Campuran Cairan Keluaran Bawah Liquid (F6)

Komponen	BMi (Kg/kmol)	Xi (Frkasi mol cair)	$\rho$ Liquid (Kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	0,233244637	383,2260132
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,06	0,249958423	355,6830139
H <sub>2</sub> O	18,1	0,150507234	997,9860229
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	44,05	0,366289706	882,0800171
<b>Total</b>	<b>120,26</b>	<b>1</b>	<b>2.618,975067</b>

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran cairan} &= (\rho_A \cdot X_A) + (\rho_B \cdot X_B) + (\rho_C \cdot X_C) + (\rho_D \cdot X_D) \\
 &= (385,2260 \times 0,2499) + (355,6830 \times 0,2499) + (997,9860 \\
 &\quad \times 0,1505) + (882,0800 \times 0,3662) \\
 &= 651,5923 \text{ Kg/m}^3
 \end{aligned}$$

<i>Feed</i>	: 30.126,73 kg/jam
<i>Top product (D)</i>	: 996,8442 kg/jam
<i>Bottom product (B)</i>	: 18.948,2 kg/jam
<i>Vapor rate (V)</i>	: 19.945,04 kg/jam
<i>Liquid rate (L)</i>	: 10.181,68 kg/jam

### a) Data-data

#### Karakteristik Fluida

##### Gas

$$G' = 19.945,04419 \text{ kg/jam} = 5,54 \text{ kg/s}$$

$$\rho_G = 11,2054 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_G = 1,21 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$D_G = 4,06 \times 10^{-9} \text{ m}^2 / \text{s}$$

$$BM_{AV} = 152,26 \text{ kg/kmol}$$

##### Liquid

$$L' = 10.181,68 \text{ kg/jam} = 2,82 \text{ kg/s}$$

$$\rho_L = 997,986 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0,00084 \text{ kg/m.s}$$

$$D_L = 0,001 \text{ m}^2 / \text{s}$$

$$BM_{AV} = 18,01 \text{ kg/kmol}$$

$$\sigma = 0,1964 \text{ N/m}$$

### b) Menentukan SCG dan G untuk gas

Liquid leaving = jumlah liquid yang keluar dari absorber

$$= 18.948,2 \text{ kg/jam}$$

$$= 5,26 \text{ kg/s}$$

$$\left[ \frac{L'}{G'} \right] \left[ \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5} = \left[ \frac{2,82 \text{ kg/s}}{5,54 \text{ kg/s}} \right] \left[ \frac{11,2054 \text{ kg/m}^3}{997,986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 11,2054 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right]^{0,5}$$

$$= 0,0532$$

Dari *Mass transfer operation, Treybal* hal 195, pressure drop desain untuk scrubber berkisar antara 200 - 400 N/m<sup>2</sup> per meter *packed depth*. Diambil pressure

drop = 400 N/m<sup>2</sup> . Dari figure 6.34 *flooding and pressure drop in random-packed tower*, Treybal hal. 195 untuk pressure drop = 400 N/m<sup>2</sup> , maka diperoleh :

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu L^{0,1} \cdot J}{\rho G \cdot (\rho L - \rho G) \cdot gc} = \frac{5,54^2 \cdot 65 \cdot 0,00084^{0,1} \cdot J}{11,2054 \cdot (997,986 - 11,2054) \cdot 1} = 0,0884$$

Packing	Nominal size		Range of L'		m	n	p
	mm	in	kg/m <sup>2</sup> · s	lb/ft <sup>2</sup> · h			
Raschig rings	13	0.5	0.68–2.0	500–1500	28.01	0.2323L' – 0.30	–1.04
			2.0–6.1	1500–4500	14.69	0.01114L' + 0.148	–0.111
	25	1	0.68–2.0	500–1500	34.42	0	0.552
			2.0–6.1	1500–4500	68.2	0.0389L' – 0.0793	–0.47
	38	1.5	0.68–2.0	500–1500	36.5	0.0498L' – 0.1013	0.274
			2.0–6.1	1500–4500	40.11	0.01091L' – 0.022	0.140
	50	2	0.68–2.0	500–1500	31.52	0	0.481
			2.0–6.1	1500–4500	34.03	0	0.362
Berl saddles	13‡	0.5‡	0.68–2.0	500–1500	16.28	0.0529	0.761
			2.0–6.1	1500–4500	25.61	0.0529	0.170
	25§	1§	0.68–2.0	500–1500	52.14	0.0506L' – 0.1029	0
			2.0–6.1	1500–4500	73.0	0.0310L' – 0.0630	–0.359
	38§	1.5§	0.68–2.0	500–1500	40.6	–0.0508	0.455
			2.0–6.1	1500–4500	62.4	0.0240L' – 0.0996	–0.1355

Dari tabel 6.3, tabel 6.4 dan tabel 6.5, Treybal hal 196-199, 205, 206 dipilih :

Jenis packing = Ceramic Rasching Rings

Nominal size = 50 mm = 2 in

Wall Thickness = 6 mm

C<sub>D</sub> = 135,6

C<sub>f</sub> = 65

ε = 0,74

a<sub>p</sub> = 92 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> = 28 ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>

m = 31,52

n = 0

p = 0,481

ds = 0,0725 m

sehingga :

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu L^{0,1} \cdot J}{\rho G \cdot (\rho L - \rho G) \cdot gc} = 0,0884$$

Keterangan : J = 1

gc = 1

$$G' = \left[ \frac{0,08 \cdot \rho G (\rho L - \rho G) \cdot gc}{C_f \cdot \mu L^{0,1} \cdot J} \right]^{0,5}$$



$$G' = \left[ \frac{0,08 \cdot 11,2054 \cdot (997,986 - 11,2054) \cdot 1}{65 \cdot (0,00084)^{0,1} \cdot 1} \right]^{0,5}$$

$$= 27,63 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G = \left[ \frac{G'}{BMAV} \right]$$

$$= \left[ \frac{27,63 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \cdot \text{s}}{152,26 \text{ kg/kmol}} \right]$$

$$= 0,18 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$S_{CG} = \left[ \frac{\mu G}{\rho G \cdot DG} \right]$$

$$S_{CG} = \left[ \frac{1,21 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}}{11,2054 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,30 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \right]$$

$$= 0,083$$

### C) Perhitungan Diameter Tower

Cross Section Area Tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$= \frac{5,54 \text{ kg/s}}{27,63 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \cdot \text{s}}$$

$$= 0,2 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$D = \left[ \frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$= \left[ \frac{4 \cdot 0,2 \text{ m}^2}{3,14} \right]^{0,5}$$

$$= 0,5 \text{ m}$$

### d) Menentukan SCL dan L untuk Liquid

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$= \frac{2,82 \text{ kg/s}}{0,2 \text{ m}^2}$$

$$= 14,1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = \frac{L'}{BMAV}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{14,1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{18,01 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,78 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \\
 S_{CL} &= \frac{\mu L}{\rho L \cdot DL} \\
 &= \frac{0,00084 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{997,986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,001 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} \\
 &= 0,00084
 \end{aligned}$$

e) **Menentukan Hold Up**

$$L' = 14,1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 0,78 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Dari tabel 6,5, Treybal hal 206 diperoleh :

Untuk Ceramic Rasching Ring, nominal size = 50 mm = 2 in :

$$ds = 0,0725$$

$$\begin{aligned}
 \beta &= 1,508 \cdot ds^{0,376} \\
 &= 1,508 \cdot (0,0725)^{0,376} \\
 &= 0,56
 \end{aligned}$$

$$\rho L = 997,986 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma L = 0,1964 \text{ N/m}$$

Dari Tabel 6.5, Treybal 1980, untuk  $\mu L < 0,012 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ , diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned}
 \varphi_{LsW} &= \frac{2,47 \cdot 10^{-4}}{ds^{1,21}} \\
 &= \frac{2,47 \cdot 10^{-4}}{(0,0725)^{1,21}} \\
 &= 5,9 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^3 \\
 \varphi_{LtW} &= \frac{2,09 \cdot 10^{-4} (737,5 \cdot L')^{0,499}}{ds^2} \\
 \varphi_{LtW} &= \frac{2,09 \cdot 10^{-6} (737,5 \cdot 14,1)^{0,56}}{(0,0725)^2} \\
 &= 0,0713 \text{ m}^3/\text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\varphi_{LoW} &= \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW} \\ &= 0,0713 - 0,0059 \\ &= 0,0654 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

Dari Tabel 6.5 Liquid Holdup in Packed Towers (Mass Transfer Operations, 1980) jika  $\mu_L < 0,012 \text{ kg/m.s}$  diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned}H &= \frac{975,7 \cdot L'^{0,57} \cdot \mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84} \cdot (2,024 \cdot L'^{0,43} - 1)} \left( \frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'} \\ H &= \frac{975,7 \cdot 14,1^{0,57} \cdot 0,00084^{0,13}}{997,986^{0,84} \cdot (2,024 \cdot 14,1^{0,43} - 1)} \left( \frac{0,1964}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'} \\ H &= 0,7458\end{aligned}$$

Dari tabel 6.5, Treybal, diperoleh :

$$\begin{aligned}\varphi_{Lo} &= \varphi_{LoW} \times H \\ &= 0,0654 \times 0,7458 \\ &= 0,0487 \text{ m}^3/\text{m}^3 \\ \varphi_{Ls} &= \frac{0,0487 \cdot \mu_L^{0,02} \cdot \sigma^{0,99}}{d_s^{1,21} \cdot \rho_L^{0,37}} \\ \varphi_{Ls} &= \frac{0,0487 \cdot 0,00084^{0,02} \cdot 0,1964^{0,99}}{0,0725^{1,21} \cdot 997,986^{0,37}} \\ &= 0,0155 \text{ m}^3/\text{m}^3 \\ \varphi_{Lt} &= \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls} \\ &= 0,0486 + 0,0155 \\ &= 0,0686 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

#### f) Interfacial Area

Dari tabel 6.4, Treybal, untuk Ceramic Rasching Ring pada nominal size 50 mm (in) diperoleh :

$$\begin{aligned}m &= 31,52 \\ n &= 0 \\ p &= 0,481 \\ \alpha_{AW} &= m \left[ \frac{808 \cdot G'}{\rho_G^{0,5}} \right]^n L'^{0,481}\end{aligned}$$

$$\alpha_{AW} = 31,52 \left[ \frac{808 \cdot 27,63}{11,2054^{0,5}} \right]^n 14,1^{0,481}$$

$$= 112,5516 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\alpha_{vw} = 0,85 \alpha_{AW} \frac{\varphi_{Ltw}}{\varphi_{LoW}}$$

$$= 0,85 (112,5516) \frac{0,0713}{0,0654}$$

$$= 104,2981 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\alpha_A = \alpha_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 112,5516 \frac{0,0531}{0,0713}$$

$$= 83,82 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

### g) Menentukan Operating Void Space Dalam Packing

Dari tabel 6.3 Treybal diperoleh :

$$\varepsilon = 0,74$$

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Ltw} \quad (\text{Treybal, eq 6.71})$$

$$= 0,74 - 0,0713$$

$$= 0,66$$

$$\frac{FG \cdot SCG^{2/3}}{G} = 1,195 \left[ \frac{ds \cdot G'}{\mu_G \cdot (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0,36} \quad (\text{Treybal, eq. 6.70})$$

$$\frac{FG \cdot 0,083^{2/3}}{0,18} = 1,195 \left[ \frac{0,0725 \cdot 27,63}{1,21 \times 10^{-5} \cdot (1 - 0,66)} \right]^{-0,36} = 0,0378$$

$$F_G = 0,002 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$F_{Gvw} = 0,002 \times 104,2981$$

$$= 0,2085 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

### h) Menentukan Koefisien Fase Liquid

$$\frac{K_L \cdot ds}{DL} = 25,1 \left( \frac{ds \cdot L'}{\mu_L} \right)^{0,45} S_{CL}^{0,5} \quad (\text{Treybal, eq. 6.72})$$

$$\frac{K_L \cdot 0,0725}{0,001} = 25,1 \left( \frac{0,0725 \cdot 14,1}{0,00084} \right)^{0,45} 0,00084^{0,5}$$

$$K_L = 1.156 \times 10^{-4} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \text{ (kmol/m}^3)$$

$$\begin{aligned}
 c &= \frac{\rho L}{BM A_v} \\
 &= \frac{997,986 \text{ kg/m}^3}{18,01 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 55,41 \text{ kmol/m}^3 \\
 F_L &= k_L \cdot C \\
 &= 0,32 \cdot 55,41 \\
 &= 17,73 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

$$j_H = \frac{h_G}{C_p G'} Pr_G^{2/3} = 0,0378$$

Dimana  $C_p = 1005 \text{ N.m/kg.K}$  ;  $Pr_G = 0,74$

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{0,0378 C_p G'}{Pr_G^{2/3}} \\
 &= \frac{0,0378 (1005)(27,63)}{(0,74)^{2/3}} = 51,1 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

$$Nu = \frac{h_L \cdot ds}{k_{th}} 25,1 \left( \frac{ds \cdot L'}{\mu L} \right)^{0,45} (8,1)^{0,5}$$

Dimana  $k_{th} = 0,587 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$  dan  $Pr_L = C_p \mu L / k_{th} = 4187 (1,14 \times 10^{-3}) / 0,587 = 8,1$

$$\begin{aligned}
 h_L &= 25,1 \frac{k_{th}}{ds} \left( \frac{ds \cdot L'}{\mu L} \right)^{0,45} Pr_L^{0,5} = \frac{25,1 (0,587)}{0,00084} \left[ \frac{0,00084 (5,5)}{1,14 \times 10^{-4}} \right]^{0,45} (8,1)^{0,5} \\
 &= 8071 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

$$h_{G_{avw}} = 51,1 (62,3) = 3183 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$$

$$h_{L_{avw}} = 8071 (62,3) = 503.000 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$$

### i) Menentukan Koefisien Volumetrik

Gas

$$\begin{aligned}
 F_{Ga} &= F_G \cdot \alpha_A \\
 &= 0,002 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot 83,82 \text{ m}^3/\text{m}^3 \\
 &= 0,2676 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Sesuai literatur Treybal hal 190 apabila laju alir volumetrik diatas 0,25 kmol/m<sup>3</sup>.s dan dibawah 1 kmol/m<sup>3</sup>.s maka menggunakan packing dengan nominal size 50 mm.

Liquid

$$\begin{aligned} F_{La} &= F_L \cdot \alpha_A \\ &= 17,73 \text{ kmol/ m}^2 \cdot \text{s} \cdot 83,82 \text{ m}^3/\text{m}^3 \\ &= 1.486,1286 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

**j) Menentukan Tinggi Transfer Unit Overall**

$$\begin{aligned} \alpha_A &= 0,85 \cdot \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{Ltw}}{\varphi_{Low}} \\ \alpha_A &= 0,85 \cdot 112,5516 \frac{0,0713}{0,0654} \\ &= 104,2981 \end{aligned}$$

$$H_{tG} = \frac{G}{FGa}$$

$$H_{tG} = \frac{0,18}{0,1676}$$

$$H_{tG} = 1,0739 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{tL} &= \frac{L}{FLa} \\ &= \frac{0,78}{1.486,1286} \end{aligned}$$

$$= 0,0005 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{P^*}{P_t} \\ &= \frac{22.040,43}{24} \\ &= 0,92 \end{aligned}$$

**k) Menentukan Heights of Transfer Unit**

$$A = \frac{L}{m \cdot G}$$

$$A = \frac{0,78}{0,92 \cdot 0,18}$$

$$= 0,1526$$

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{m \cdot G}{L} H_{tL} + H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$H_{tOG} = 1,0739 + \frac{0,92 \cdot 0,16}{0,78} 0,0005 + 1,0739 + \frac{1,0739}{0,1526}$$

$$= 8,1118 \text{ m}$$

**l) Menentukan Number of Transfer Unit**

$$N_{tOG} = \frac{\ln \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}} \quad (\text{Treybal, eq.8.50})$$

$$A = 0,79$$

$$N_{tOG} = \frac{\ln \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

$$N_{tOG} = 4,18$$

**m) Tinggi Packing, Z** (Treybal, hal 313)

$$Z = H_{tOG} \times N_{tOG}$$

$$= 8,1118 \text{ m} \times 4,18$$

$$= 3,55 \text{ m}$$

**n) Tinggi Head Packing, H**

$$H = 1/8 \times D$$

$$= 1/8 \times 1,55 \text{ m}$$

$$= 0,20 \text{ m}$$

**o) Tinggi Tower, H<sub>AB</sub>**

$$H_{AB} = Z + 7H$$

$$= 3,55 \text{ m} + 7(0,20 \text{ m})$$

$$= 11,95 \text{ m}$$

**p) Menentukan Pressure Drop**

Pressure drop untuk packing yang terbasahi

$$\begin{aligned}\Delta P_1 &= P \cdot Z \\ &= 400 \text{ N/m}^2 \cdot 3,55 \text{ m} \\ &= 1.420 \text{ N.m}^2\end{aligned}$$

$$\rho G = 11,20 \text{ kg/m}^3$$

$$C_D = 135,6 \quad (\text{Treybal, Tabel 6.3})$$

$$G' = 2,93 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \cdot \left[ \frac{G'}{\rho G} \right]^2$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 9,27 \text{ N/m}^2 \quad (\text{untuk tiap 1 meter packing})$$

$$\begin{aligned}\text{Pressure drop total untuk packing} &= 1.420 \text{ N/m}^2 + 9,27 \text{ N/m}^2 \\ &= 1.429,27 \text{ N/m}^2 \\ &= 0,01 \text{ atm}\end{aligned}$$

**q) Menentukan jenis aliran (*flow pattern*)**

$$Q_{L,B} = \frac{LV_{L,B}}{\rho L_{L,B}}$$

$$\begin{aligned}Q_{L,B} &= \frac{10181,68}{997,986 \cdot 3600} \\ &= 10,2022 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,00283 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Dari fig 11.28 (Coulson, 1983), untuk  $Q_{L,B} = 0,00283 \text{ m}^3/\text{s}$  maka jenis alirannya adalah *cross flow (single pass)* (tidak lebih dari  $0,015 \text{ m}^3/\text{s}$ )

(Treybal, 1950)



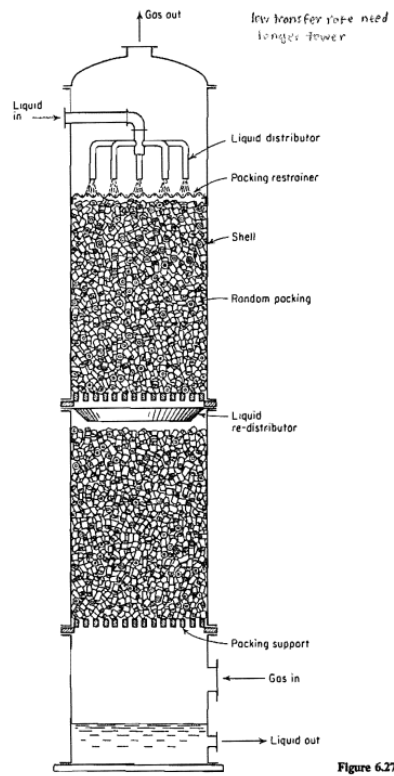


Figure 6.27 Packed tower.

Gambar D.15 *Packed tower*

## LAMPIRAN E

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

#### 1. Pompa Air Sungai (P-401)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air  
 Jenis : Pompa sentrifugal  
 Jumlah : 2 unit (1 Unit *standby*)  
 Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 79.989,5347 kg/jam = 48,9852 lb<sub>m</sub>/s  
 Densitas air (ρ) = 995,72 g/L = 62,1610 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>  
 Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{48,9852 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,7880 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3.9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3.9 (0,7880)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 5,9933 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 5 in  
*Schedule number* = 40  
 Diameter luar (OD) = 5,563 in = 0,4636 ft  
 Diameter dalam (ID) = 5,047 in = 0,4206 ft  
*Inside sectional area* = 0,1390 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,7880}{0,1390} \\ &= 5,6693 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{Re} = \frac{\rho VD}{\mu}$$

$$= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 5,6693 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4206 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 296.424,9033$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\varepsilon = 0,000046$  dan  $\varepsilon/D = 0,0001094$

Maka harga  $f = 0,0045$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* ( $h_c$ )  $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c}\right)$   
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{5,6693^2}{2(1)(32,714)}\right)$   
 $= 0,2702 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
2. 4 *elbow 90°* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 2(0,75) \left(\frac{5,6693^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 1,47 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 1(0,75) \left(\frac{5,6693^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 0,3684 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
4. Pipa lurus 50 ft ( $F_f$ )  $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 4(0,0045) \left(\frac{50(5,6693)}{(0,4206)(2)(32,714)}\right)$   
 $= 0,1854 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* ( $h_{ex}$ )  $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c}\right)$   
 $= (1-0) \left(\frac{5,6693^2}{2(1)(32,714)}\right)$   
 $= 0,4912 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 2,0522 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{\rho}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{\rho}{\gamma c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 2,0522 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -52,0522 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -52,0522 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 65,0652 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 48,9852 \text{ lb}_m/\text{s} \times 65,0652 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 5,7950 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 5,7950 hp

## 2. Bak Penampungan Air (B-401)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia

Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi

Junlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : Beton

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 79.989,5347 \text{ kg/jam} = 48,9852 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/jam} = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = 0,7880 \text{ ft}^3/\text{s} = 80,3330 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Bak pengendap dirancang untuk penampung air selama 1 hari

$$\text{Volume air buangan} = (80,3330 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}) = 1.927,9925 \text{ m}^3$$

$$\text{Bak terisi } 90 \% \text{ maka volume bak} = 1.927,9925 \text{ m}^3/0,9 = 2.142,21389 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

- Panjang bak = 2 x lebar bak (l)
- Tinggi bak = lebar bak (l)

$$\text{Maka, volume bak} = p \times l \times t$$

$$2.142,21389 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l, \text{ maka } l = 10,2316 \text{ m}$$

sehingga,

$$\text{Panjang bak} = 20,4632 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 10,2316 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 10,2316 \text{ m}$$

### 3. Pompa Bak Penampung (P-402)

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 79.989,5347 \text{ kg/jam} = 48,9852 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ g/L} = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{48,9852 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,7880 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3.9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3.9 (0,7880)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 5,9933 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 5,563 \text{ in} &= 0,4636 \text{ ft} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 5,047 \text{ in} &= 0,4206 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,1390 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,7880}{0,1390} \\
 &= 5,6693 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 5,6693 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,4206 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 296.424,9033
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\epsilon = 0,000046$  dan  $\epsilon/D = 0,0001094$

Maka harga  $f = 0,0045$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* ( $h_c$ )  $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$   
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{5,6693^2}{2(1)(32,714)}\right)$   
 $= 0,2702 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
2. 4 *elbow 90°* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 2(0,75) \left(\frac{5,6693^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 1,47 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 1(0,75) \left(\frac{5,6693^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 0,3684 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
4. Pipa lurus 50 ft ( $F_f$ )  $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$

$$= 4(0,0045) \left( \frac{50(5,6693)}{(0,4206)(2)(32,714)} \right)$$

$$= 0,1854 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right)$$

$$= (1-0) \left(\frac{5,6693^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,4912 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 2,0522 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{a}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 2,0522 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -52,0522 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -52,0522 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 65,0652 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 48,9852 \text{ lb}_m/\text{s} \times 65,0652 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 5,7950 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 5,7950 hp

#### 4. Tangki Pelarutan Alum [Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>] (T-401)

Fungsi : Membuat larutan alum [Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>]  
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar  
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah : 1 Unit

Volume tangki :

Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> yang digunakan = 50 ppm

Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> = 3,9995 kg/jam

Densitas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> 30% = 1.363 kg/m<sup>3</sup> = 85,089 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Volume larutan (VI) =  $\frac{3,9995 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1.363 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 7,0423 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%, Maka:

Volume tangki = 1,2 x 7,0423 m<sup>3</sup> = 8,4508 m<sup>3</sup>

Diameter dan tebal tangki :

$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4}$  (Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V<sub>s</sub> = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

D<sub>i</sub> = Diameter dalam silinder (ft)

H<sub>s</sub> = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangki

H<sub>s</sub> : D<sub>i</sub> = 2 : 1

Maka:

$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$

$8,4508 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$

D<sub>i</sub> = 1,7525 m = 5,7498 ft

H<sub>s</sub> = 3,5051 m = 11,4996 ft

Tinggi cairan dalam tangki:



$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{7,0423 \times 3,5051}{8,4508} \end{aligned}$$

$$= 2,9209 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 2,9209 \text{ m} \\ &= 39,0155 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (39,0155 + 101.,325)$$

$$P_{\text{desain}} = 147,3575 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

#### Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1.2 \times P)} \\ &= \frac{(147,3575) \times (1,7525)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1.2 \times 147,3575)} = 0,001852 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,001852 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1268 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan } 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

#### Daya Pengaduk

$$\text{Tipe pengaduk} : \text{Flat six turbin imp}$$

$$\text{Jumlah baffle} : 4 \text{ buah}$$

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 1,7525) \text{ m} = 0,5842 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,5842) \text{ m} = 0,5842 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,5842) \text{ m} = 0,1460 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,5842) \text{ m} = 0,1168 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,5842) \text{ m} = 0,0487 \text{ m}$$

Dimana:

$$Dt = \text{diameter tangki}$$

- Da = diameter *impeller*  
 E = tinggi turbin dari dasar tangki  
 L = panjang *blade* pada turbin  
 W = lebar *blade* pada turbin  
 J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 2 rps

Viskositas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 70\%$  = 0,000672 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times N \times \text{Da}^2}{\mu}$$

$$= \frac{(85,0896) \times (2) \times (0,5842)^2}{0,000672} = 86.422,8075$$

$N_{\text{Re}} > 10.000$  maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times \text{Da}^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{(6,3) \times (2)^3 \times (0,5842)^5 \times (85,089) \times (1)}{(32,714) \times (550)} = 0,016215 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0162}{0,8} = 0,02026 \text{ hp}$$

## 5. Pompa Alum [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ] (P-403)

Fungsi : Memompa alum dari tangki pelarutan alum ke *clarifier*

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 3,9995 kg/jam = 0,00244 lb<sub>m</sub>/s

Densitas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 30\%$  ( $\rho$ ) = 1.363 kg/m<sup>3</sup> = 85,093 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 30\%$  ( $\mu$ ) = 0,000672 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00244 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{85,093 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0000287 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000287)^{0,45} (85,093)^{0,13} \\ &= 0,06288 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1/8 \text{ in}$$

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

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,269 \text{ in} = 0,02241 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in} = 0,03375 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000287}{0,0004} \\ &= 0,07196 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{85,0893 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,07196 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000672 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 204,2568 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan  $N_{\text{re}} 98,69718$  diperoleh harga  $f = 0.001$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,07196^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 4,3531 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
&= 2(0,75) \left(\frac{0,07196^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,000118721 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{0,07196^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 5,93605 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
&= 4(0,007) \left(\frac{20(0,07196)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,003925 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c}\right) \\
&= (1-0) \left(\frac{0,07196^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 7,91473 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,004225 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0,004225 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,0042 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,0042 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,0052 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00244 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0052 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0001113 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0001113 hp

## 6. Tangki Pelarutan Soda Abu [Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>] (T-402)

Fungsi : Membuat larutan soda abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 Unit

Volume tangki :

Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang digunakan = 27 ppm

Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> = 2,1597 kg/jam

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>30% = 1.327 kg/m<sup>3</sup> = 82,8423 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

$$\text{Volume larutan (VI)} = \frac{2,1597 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0.3 \times 1.327 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 3,9060 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20 %, Maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 3,9841 \text{ m}^3 = 3,9841 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V<sub>s</sub> = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

D<sub>i</sub> = Diameter dalam silinder (ft)

$H_s$  = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 2 : 1$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2/1 D_i)}{4}$$

$$3,9841 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2 D_i)}{4}$$

$$D_i = 1,3639 \text{ m} = 4,4750 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,7279 \text{ m} = 8,9500 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{3,9060 \times 2,7279}{3,9841} \\ &= 2,6744 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,6744 \text{ m} \\ &= 34,7808 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (34,7808 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa})$$

$$P_{\text{desain}} = 142,9110 \text{ kPa}$$

*Joint efficiency* = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

*Allowable stress* = 12.650 psia = 87,218,714 kPa

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(142,9110) \times (1,3639)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 142,9110)} = 0,0013985 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,0013985 in + 1/8 in = 0,1263 in

Tebal tangki standart yang digunakan 3/16 in (Brownells & Young, 1959)

### Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 1,3639) \text{ m} = 0,4546 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,4546) \text{ m} = 0,4546 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,4546) \text{ m} = 0,1136 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,4546) \text{ m} = 0,0909 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 1,4546) \text{ m} = 0,0378 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 2 rps

Viskositas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>70% = 0,000369 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(82,842) \times (2) \times (0,4546)^2}{0,000369} = 92.819,2576$$

$N_{Re} > 10.000$  maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{(6.3) \times (2)^3 \times (0,4546)^5 \times (82,8422) \times (1)}{(32,714) \times (550)} = 0,004508 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,004508 \text{ hp}}{0,8} = 0,005635 \text{ hp}$$

## 7. Pompa Soda Abu [Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>] (P-404)

Fungsi : Memompa soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke *clarifier*

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

### Data :

Laju alir massa (F) = 2,1597 kg/jam = 0,00132 lb<sub>m</sub>/s

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% (ρ) = 1.327 kg/m<sup>3</sup> = 82,8423 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% (μ) = 0,000369 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

### Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00132 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8423 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000159 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000159)^{0,45} (82,8423)^{0,13} \\ &= 0,0096669 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1/8 in

*Schedule number* = 40

Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft

Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft

*Inside sectional area* = 0,0004 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :



$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0000159}{0,0004} \\
 &= 0,039913 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{82,8423 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,03991 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 200,8695
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai  $N_{re}$  97,060229 diperoleh harga  $f = 0,001$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge enterance* ( $h_c$ )
 
$$\begin{aligned}
 &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,0399^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 1,33916 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
2. 3 *elbow 90°* ( $h_f$ )
 
$$\begin{aligned}
 &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 3(0,75) \left(\frac{0,0399^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 5,47 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )
 
$$\begin{aligned}
 &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 1(0,75) \left(\frac{0,0399^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 1,8261 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
4. Pipa lurus 20 ft ( $F_f$ )
 
$$\begin{aligned}
 &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 4(0,006) \left(\frac{20(0,0399)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,002177069 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
5. 1 *sharp edge exit* ( $h_{ex}$ )
 
$$= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$$

$$= (1-0) \left( \frac{0,0399^2}{2(1)(32,714)} \right)$$

$$= 2,43484 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,002269 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,002269 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,00226 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,0028 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00132 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0028 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,00006012 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00006012 hp

## 8. Clarifier (CL-401)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Tipe : Ekternal solid recirculation clarifier

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju massa air (F) : 79.989,53472 kg/jam

Laju massa  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  : 3,9994 kg/jam

Laju massa  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  : 2,1597 kg/jam

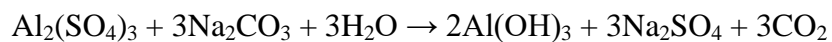
Laju massa total : 79.995,6939 kg/jam

Densitas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  : 2.710  $\text{kg/m}^3$  (Perry, 1997)

Densitas  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  : 2.533  $\text{kg/m}^3$  (Perry, 1997)

Densitas air : 995,72  $\text{kg/m}^3$

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh

Untuk *clarifier* tipe upflow (radial):

Kedalaman = 5 – 10 m

*Settling time* = 1 – 3 jam

Dipilih kedalaman air (H) = 8 m dan *settling time* = 2 jam

Diameter dan tinggi *clarifier*:

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan } (\rho) &= \frac{79.995,6939}{\frac{79.995,6939}{995,72} + \frac{3,9994}{2,710} + \frac{2,1597}{2,533}} \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan } v = \frac{79.989,5347 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,7478 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 2 \text{ jam} = 160,6622 \text{ m}^3$$

$$D = \left( \frac{4 \times v}{\pi \cdot H} \right)^{1/2} = \left( \frac{4 \times 160,6622}{3,14 \times 8} \right)^{1/2} = 5,0579 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } \textit{clarifier} = 1,5 \times 5,0579 \text{ m} = 5,2739 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 7,5869 \text{ m} \\ &= 74,0361 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 74,0361 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 175,3611 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times 175,3611 \text{ kPa} = 184,1291 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12,650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ (Brownells \& Young, 1959)}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(184,1291) \times (5,0579)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 184,1291)} = 0,006684 \text{ m} = 0,2631 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,2631 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,3881 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 3/8 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

## 9. Pompa Clarifier (P-405)

Fungsi : Memompa air dari *clarifier* air ke *sand filter*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 2,1597 \text{ kg/jam} = 0,00064 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% } (\rho) = 1.327 \text{ kg/m}^3 = 82,8423 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% } (\mu) = 0,000369 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00132 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8423 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000159 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,0000159)^{0,45} (82,8423)^{0,13}$$

$$= 0,0138639 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1/8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 0,269 \text{ in} &= 0,02241 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 0,405 \text{ in} &= 0,03375 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,0004 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0000159}{0,0004} \\
 &= 0,03991 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{82,8423 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,03991 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 200,869151
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai  $N_{re}$  200,869151 diperoleh harga  $f = 0,001$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge enterance* ( $h_c$ )  $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$ 

$$\begin{aligned}
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,03991^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 1,33916 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
2. 3 *elbow 90°* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$ 

$$\begin{aligned}
 &= 3(0,75) \left(\frac{0,03991^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 5,47 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$ 

$$\begin{aligned}
 &= 1(0,75) \left(\frac{0,03991^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 1,82613 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$
4. Pipa lurus 20 ft ( $F_f$ )  $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$

$$= 4(0,006) \left( \frac{20(0,03991)}{(0,02241)(2)(32,714)} \right)$$

$$= 0,00217 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right)$$

$$= (1-0) \left(\frac{0,03991^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 2,43484 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,00226 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,00283 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00132 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,00283 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,00006012 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00006012 hp

**10. Sand Filter (TS-401)**

Fungsi : Tempat menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki

Laju alir massa (F) = 79.989,5347 kg/jam = 48,9852 lb<sub>m</sub>/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m<sup>3</sup> = 62,16101 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas air (μ) = 0,8007 cP = 0,000516 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Faktor kelonggaran = 20%

*Sand filter* dirancang untuk menampung ¼ jam operasi

Direncanakan volume bahan penyaring 1/3 volume tangki

$$\text{Volume air (V}_a\text{)} = \frac{79.989,5347 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0.25 \text{ jam}}{995,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 20,0833 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki (V}_t\text{)} = (1,2 \times 20,0833) \text{ m}^3 = 24,1000 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = (1 + 0,3) \times 24,1000 \text{ m}^3 = 31,3300 \text{ m}^3$$

Diamter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V<sub>s</sub> = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

D<sub>i</sub> = Diameter dalam silinder (ft)

H<sub>s</sub> = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 4 : 3$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (4/3 D_i)}{4}$$

$$31,3300 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (4 D_i)}{12}$$

$$D_i = 3,1049 \text{ m} = 10,1868 \text{ ft}$$

$$H_s = 4,1399 \text{ m} = 13,5823 \text{ ft}$$

Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tinggi tutup} = \text{diameter tangki} = 3,1049 \text{ m}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup  $D : H = 4 : 1$

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{4} \times (3,1049 \text{ m}) = 0,7762 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = 4,1399 \text{ m} + (2 \times 0,7762 \text{ m}) = 5,6923 \text{ m}$$

Tebal shell dan dan tutup tangki

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 5,6923 \text{ m} = 1,4230 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \left( \frac{20,0833 \text{ m}^3}{24,1000 \text{ m}^3} \right) \times 5,6923 \text{ m} = 4,7436 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,7436 \text{ m} \\ &= 46,2886 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 46,2886 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 147,6136 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 147,5305 \text{ kPa}) = 154,9942 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(154,9942) \times (3,1049)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 154,9942)} = 0,003453 \text{ m} = 0,09947 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,13595 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,2609 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 3/8 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

## 11. Pompa Sand Filter (P-406)

Fungsi : Memompa air dari sand filter ke tangki air



Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 2,1597 kg/jam = 0,00064 lb<sub>m</sub>/s

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% (ρ) = 1.327 kg/m<sup>3</sup> = 82,8423 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% (μ) = 0,000369 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00132 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8423 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000159 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000159)^{0,45} (82,8423)^{0,13} \\ &= 0,0138639 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1/8 in

*Schedule number* = 40

Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft

Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft

*Inside sectional area* = 0,0004 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000159}{0,0004} \\ &= 0,03991 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{82,8423 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 0,03991 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 200,869151 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai  $N_{re}$  200,869151 diperoleh harga  $f = 0,001$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,03991^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 1,33916 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 2. \quad 3 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 3(0,75) \left(\frac{0,03991^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 5,47 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 1(0,75) \left(\frac{0,03991^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 1,82613 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 4(0,006) \left(\frac{20(0,03991)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,00217 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{0,03991^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 2,43484 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,00226 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,00226 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,00226 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

$$W_p = 25,00283 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00132 \text{ lb}_m / \text{s} \times 25,00283 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{s}}$$

$$= 0,00006012 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00006012 hp

## 12. Bak Penampung Air (B-402)

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 79.989,5347 \text{ kg/jam} = 48,9851 \text{ lb}_m / \text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1610 \text{ lb}_m / \text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m / \text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\text{Volume air } (V_a) = \frac{79.989,5347 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 80,3334 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20% maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 80,3334 \text{ m}^3) = 96,4000 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3\text{)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

$$H_s = \text{Tinggi tangka silinder (ft)}$$

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$46,5806 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$D_i = 5,4708 \text{ m} = 17,9487 \text{ ft}$$

$$H_s = 4,1031 \text{ m} = 13,4615 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \left( \frac{80,3334 \text{ m}^3 \times 4,1031 \text{ m}}{96,4000 \text{ m}^3} \right) \\ &= 3,4192 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,4192 \text{ m} \\ &= 33,3650 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 33,3650 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 134,6900 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 134,6900 \text{ kPa}) = 141,4245 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(134,6900) \times (5,4708)}{(2 \times 87,218.714 \times 0,8) - (1,2 \times 141,4245)} = 0,00555 \text{ m} = 0,218544 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,218544 in + 1/8 in = 0,3435 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 3/8 in (Brownells & Young, 1959)

### 13. Pompa Tangki Air (P-407)

Fungsi : Memompa air dari tangki air ke kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 2,1597 kg/jam = 0,00064 lb<sub>m</sub>/s

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% (ρ) = 1.327 kg/m<sup>3</sup> = 82,8423 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viskositas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% (μ) = 0,000369 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00132 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8423 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000159 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,0000159)^{0,45} (82,8423)^{0,13}$$

$$= 0,0138639 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1/8 in

*Schedule number* = 40

Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft

Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft

*Inside sectional area* = 0,0004 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000159}{0,0004} \\ &= 0,03991 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{82,8423 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,03991 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ft}}{0,000369 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 200,869151 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai  $N_{re}$  200,869151 diperoleh harga  $f = 0,001$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* ( $h_c$ )  $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,03991^2}{2(1)(32,714)}\right)$   
 $= 1,33916 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 4 *elbow 90°* ( $h_f$ )  $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= 4(0,75) \left(\frac{0,03991^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 7,3 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )  $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= 1(0,75) \left(\frac{0,03991^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 1,82613 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 20 ft ( $F_f$ )  $= 4f \left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c}\right)$   
 $= 4(0,006) \left(\frac{20(0,03991)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right)$   
 $= 0,00217 \text{ ft.lbf/lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* ( $h_{ex}$ )  $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$

$$= (1-0) \left( \frac{0,03991^2}{2(1)(32,714)} \right)$$

$$= 2,43484 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,00226 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s$$

$$W_p = -20,00226 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,00283 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00132 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,00283 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,00006012 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00006012 hp

#### 14. Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (KE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju alir massa air = 5.740,05 kg/jam = 3,52 lbm/s

Densitas air = 995,72 kg/m = 62,16 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Direncanakan ¼ volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{5.740,05 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 7,2059 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 7,2059 \text{ m}^3 = 8,6470 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangka *ellipsoidal* (Vh)

$$V_h = 1/24 \times \pi \times D_t^3 = 0,1308 D_t^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$8,6470 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$6,6092 = D_t^3$$

$$D_t = 1,8767 \text{ m}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = 3/2 \times D_t$$

$$H_s = 3/2 \times 1,8767 \text{ m} = 2,8150 \text{ m}$$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : D<sub>t</sub> = 1 : 4)

$$H_h = \frac{1}{4} \times D_t$$

$$H_h = \frac{1}{4} \times 1,8767 \text{ m} = 0,4691 \text{ m}$$



Tinggi total tangki (Ht):

$$\begin{aligned} H_t &= H_s + (2 \times H_h) \\ &= 2,8150 \text{ m} + (2 \times 0,4691 \text{ m}) = 3,7533 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam tangki (Hc):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left( \frac{7,2059 \times 2,8150}{8,6470} \right) \\ &= 2,3458 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,8150 \text{ m} \\ &= 27,4687 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (27,4687 + 101,325) \text{ kPa} = 128,7937 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 128,7937 \text{ kPa}) = 135,2334 \text{ kPa}$$

*Joint efficiency* = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

*Allowable stress* = 12.650 psia = 87.218,714 kPa (Brownells & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(135,2334) \times (1,8767)}{(2 \times 87,218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 135,2334)} = 0,001820 \text{ m} = 0,07168 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,07168 in + 1/8 in = 0,1966 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 3/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 5.740,05 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 1,4411 \text{ m}^3$$

### 15. Pompa Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (P-409)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 5.740,05 kg/jam = 3,5151 lb<sub>m</sub>/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1607 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{3,5151 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1607 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,05654)^{0,45} (62,16)^{0,13} \\ &= 1,8315 \text{ in} \\ &= 0,04652 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1 ¼ in = 0,03175 m

*Schedule number* = 40

Diameter dalam (ID) = 1,38 in = 0,1149 ft

Diameter luar (OD) = 1,66 in = 0,1383 ft

*Inside sectional area* = 0,0104 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0565}{0,0104} \\ &= 5,4374 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{Re} = \frac{\rho VD}{\mu}$$

$$= \frac{62,16 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 5,4374 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1149 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{ s}}} = 77.736,4674$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\varepsilon = 0,000046$  dan  $\varepsilon/D = 0,0004$

Maka harga  $f = 0,0013$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 hal 102)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{5,4374^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,24854 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$2. \quad 4 \text{ elbo } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 4(0,75) \left(\frac{5,4374^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 1,35 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 1(0,75) \left(\frac{5,4374^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,3389 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) = 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 4(0,008) \left(\frac{20(5,4374)^2}{(0,0013)(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,0751 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$$

$$= (1-0) \left(\frac{5,4374^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,4518 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 1,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 0 \text{ kgf/m}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 1,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -21,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s$$

$$W_p = -21,7923 / -0,8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 27,2404 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 3,5151 \text{ lb}_m/\text{s} \times 27,2404 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,17410 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,17410 hp

## 16. Tangki Pelarutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (T-405)

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 &= 0,2214 \text{ kg/jam} \\
 \text{Densitas H}_2\text{SO}_4 \text{ 50\%} &= 1.387 \text{ kg/m}^3 = 86,5879 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997}) \\
 \text{Kebutuhan perancangan} &= 30 \text{ hari} \\
 \text{Volume larutan (V}_1\text{)} &= \frac{0,2214 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.387 \text{ kg/m}^3} = 0,2298 \text{ m}^3 \\
 \text{Faktor kelonggaran} &= 20\%, \text{ maka:} \\
 \text{Volume tangki (V}_t\text{)} &= (1,2 \times 0,2298 \text{ m}^3) = 0,2758 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3\text{)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

$$H_s = \text{Tinggi tangka silinder (ft)}$$

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$D_i = 0,4837 \text{ m}$$

$$H_s = 0,7256 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\
 &= \frac{0,2298 \text{ m}^3 \times 0,9247 \text{ m}}{0,2758 \text{ m}^3} = 0,7706 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\
 &= 1.387 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,9247 \text{ m} \\
 &= 12,5693 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (12,5693 + 101,325) \text{ kPa} = 113,8943 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 113,8943 \text{ kPa}) = 119,5890 \text{ kPa}$$

*Joint efficiency* = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

*Allowable stress* = 12.650 psia = 87.218.714 kPa

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(119,5890) \times (0,6164)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 119,5890)} = 0,00052 \text{ m} = 0,0208 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,0208 in + 1/8 in = 0,1458 in

Tebal tangki standart yang digunakan 1/4 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 x 0,6164 m) = 0,20549 m

E/Da = 1 ; E = (1 x 0,20549 m) = 0,20549 m

L/Da = 1/4 ; L = (1/4 x 0,20549 m) = 0,15412 m

W/Da = 1/5 ; W = (1/5 x 0,20549 m) = 0,12330 m

J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 x 0,6164 m) = 0,05137 m

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% = 0,00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(86,5879) \times (1) \times (0,6164)^2}{0,00034942} = 94.177,6706$$

$N_{Re} > 10.000$  maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,20549)^5 \times (86,5879)}{(32,174) \times (550)} = 1,1295 \times 10^{-5} \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{1,1295 \times 10^{-5}}{0,8} = 1,41 \times 10^{-5} \text{ hp}$$

### 17. Pompa Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (P-408)

Fungsi : Memompa larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ke kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 0,2214 \text{ kg/jam} = 0,0001356 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 1.387 \text{ kg/jam} = 86,5879 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,0001356 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,5879 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,000001566 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,000001566)^{0,45} (86,5879)^{0,13} \\ &= 0,01700 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1/8 \text{ in} = 0,125 \text{ m}$$

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

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,27 \text{ in} = 0,0224 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in} = 0,03374 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,000001566}{0,0004} \\ &= 0,0039 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{86,5879 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,0039 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0224 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 15,1987 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\varepsilon = 0,00015$  dan  $\varepsilon/D = 0,0066$

Maka harga  $f = 0,006$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 hal 102)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 6. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,0039^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 1,29 \times 10^{-7} \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 7. \quad 5 \text{ elbo } W 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 5(0,75) \left(\frac{0,0039^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 8,72 \times 10^{-7} \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 8. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 1(0,75) \left(\frac{0,0039^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 1,75723 \times 10^{-7} \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 9. \text{ Pipa lurus 20 ft (F}_f) &= 4f \cdot \left( \frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \\
 &= 4(0,008) \left( \frac{20(0,0039)^2}{(0,0013)(2)(32,714)} \right) \\
 &= 0,00128 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 10. \text{ 1 sharp edge exit (h}_{ex}) &= \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left( \frac{V^2}{2a \cdot g_c} \right) \\
 &= (1-0) \left( \frac{0,0039^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
 &= 2,3429 \times 10^{-7} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,00128 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 0 \text{ kgf/m}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,00128 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,00128 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s$$

$$W_p = -20,00128 / -0,8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,0016 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,000135 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0016 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0000061644 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0000061644 hp

### 18. Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (AE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

#### Data:

Laju alir massa air = 5.740,05 kg/jam = 3,52 lbm/s

Densitas air = 995,72 kg/m = 62,16 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Direncanakan ¼ volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{5.740,05 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 7,2059 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 7,2059 \text{ m}^3 = 8,6470 \text{ m}^3$$

#### Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangka *ellipsoidal* (Vh)

$$V_h = 1/24 \times \pi \times D_t^3 = 0,1308 D_t^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$8,6470 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$6,6092 = D_t^3$$

$$D_t = 1,8767 \text{ m}$$

Tinggi silinder ( $H_s$ )

$$H_s = 3/2 \times D_t$$

$$H_s = 3/2 \times 1,8767 \text{ m} = 2,8150 \text{ m}$$

Tinggi *head* ( $H_h$ ) : ( $H_h : D_t = 1 : 4$ )

$$H_h = 1/4 \times D_t$$

$$H_h = 1/4 \times 1,8767 \text{ m} = 0,4691 \text{ m}$$

Tinggi total tangki ( $H_t$ ):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h)$$

$$= 2,8150 \text{ m} + (2 \times 0,4691 \text{ m}) = 3,7533 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki ( $H_c$ ):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left( \frac{7,2059 \times 2,8150}{8,6470} \right) \\ &= 2,3458 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,8150 \text{ m} \\ &= 27,4687 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (27,4687 + 101,325) \text{ kPa} = 128,7937 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 128,7937 \text{ kPa}) = 135,2334 \text{ kPa}$$

*Joint efficiency* = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

*Allowable stress* = 12.650 psia = 87.218,714 kPa (Brownells & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(135,2334) \times (1,8767)}{(2 \times 87,218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 135,2334)} = 0,001820 \text{ m} = 0,07168 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,07168 in + 1/8 in = 0,1966 in

Tebal *shell* standart yang digunakan = 3/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 5.740,05 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 1,4411 \text{ m}^3$$

### 19. Tangki Pelarutan NaOH (T-404)

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida (NaOH)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

#### Volume tangki

Laju massa NaOH = 3,09051 kg/jam

Densitas NaOH 50% = 1.518 kg/m<sup>3</sup> = 94,7660 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Volume larutan (V<sub>1</sub>) =  $\frac{3,09051 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.518 \text{ kg/m}^3} = 2,9317 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

Volume tangki (V<sub>t</sub>) = (1,2 x 2,9317 m<sup>3</sup>) = 3,5180 m<sup>3</sup>

#### Diamter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V<sub>s</sub> = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

Di = Diameter dalam silinder (ft)

H<sub>s</sub> = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

H<sub>s</sub> : Di = 3 : 2

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot (3/2 Di)}{4}$$

$$1,6999 = \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot (3 Di)}{8}$$

Di = 1,4403 m

$$H_s = 2,1604 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{2,9317 \text{ m}^3 \times 2,1604 \text{ m}}{3,5180 \text{ m}^3} = 1,8004 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.518 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,1604 \text{ m} \\ &= 32,1393 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (32,1393 + 101,325) \text{ kPa} = 133,4643 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 133,4643 \text{ kPa}) = 140,1375 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0.8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(140,1375) \times (1,4403)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 140,1375)} = 0,00144 \text{ m} = 0,0570 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0570 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1820 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

### Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$D_a/D_t = 1/3 ; D_a = (1/3 \times 1,4403 \text{ m}) = 0,48009 \text{ m}$$

$$E/D_a = 1 ; E = (1 \times 0,48009 \text{ m}) = 0,48009 \text{ m}$$

$$L/D_a = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,48009 \text{ m}) = 0,12002 \text{ m}$$

$$W/D_a = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,48009 \text{ m}) = 0,09602 \text{ m}$$

$$J/D_t = 1/12 ; J = (1/12 \times 1,4403 \text{ m}) = 0,12002 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas NaOH 50% = 0,00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(94,7660) \times (1) \times (1,4403)^2}{0,00034} = 562.600,1856$$

$N_{Re} > 10.000$  maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,48009)^5 \times (94,7660)}{(32,174) \times (550)} = 0,0008605 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0008605 \text{ hp}}{0,8} = 0,001075 \text{ hp}$$

## 20. Pompa Larutan NaOH (P-410)

Fungsi : Memompa larutan NaOH ke anion *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 3,0905 kg/jam = 0,0018 lb<sub>m</sub>/s

Densitas air (ρ) = 1518 kg/jam = 94,766 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,0018 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,00001997 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,00001997)^{0,45} (94,766)^{0,13} \\ &= 0,05410 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1/8 \text{ in}$$

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

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,27 \text{ in} = 0,02241 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,00001997}{0,0004} \\ &= 0,04992 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,0499 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 212,1225 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\epsilon = 0,00046$  dan  $\epsilon/D = 0,02$

Maka harga  $f = 0,006$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance (} h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,0499^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 2,10 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 2. \quad 5 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5(0,75)\left(\frac{0,0499^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 1,43 \times 10^{-4} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f.\left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\
 &= 1(0,75)\left(\frac{0,0499^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 2,85758 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 4. \quad \text{Pipa lurus 20 ft } (F_f) &= 4f.\left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2.g_c}\right) \\
 &= 4(0,001)\left(\frac{20(0,0499)^2}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,01634 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \\
 &= (1-0)\left(\frac{0,0499^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 3,8101 \times 10^{-5} \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,01648 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f.\text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,01648 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,01648 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,01648 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,0206 \text{ ft.lbf/lb}_m$$



Daya pompa :

$$\begin{aligned}
 P &= m \times W_p \\
 &= 0,001892 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,02060 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 &= 0,00008609 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor 0,00008609 hp

## 21. Pompa Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (P-411)

Fungsi : Memompa air dari *anion exchanger* ke *deaerator*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju alir massa (F)	= 5.740,05 kg/jam	= 3,5151 lb <sub>m</sub> /s
Densitas air (ρ)	= 995,72 kg/jam	= 62,1607 lb <sub>m</sub> /ft <sup>3</sup>
Viscositas (μ)	= 0,8007 cP	= 0,0005 lb <sub>m</sub> /ft <sup>3</sup> .s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{3,5151 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1607 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 3,9 (0,05654)^{0,45} (62,16)^{0,13} \\
 &= 1,8315 \text{ in} \\
 &= 0,04652 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,03175 \text{ m}$$

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

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,38 \text{ in} = 0,1149 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0565}{0,0104} \\ &= 5,4374 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,16 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 5,4374 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1149 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 77.736,4674 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\epsilon = 0,000046$  dan  $\epsilon/D = 0,0004$

Maka harga  $f = 0,0013$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 hal 102)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 11. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{5,4374^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,24854 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 12. \quad 2 \text{ elboW } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 2(0,75) \left(\frac{5,4374^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,6778 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 13. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 1(0,75) \left(\frac{5,4374^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0,3389 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 14. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\ &= 4(0,008) \left(\frac{20(5,4374)^2}{(0,0013)(2)(32,714)}\right) \end{aligned}$$

$$= 0,0751 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned} 15. \text{ 1 sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \\ &= (1-0) \left(\frac{5,4374^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,4518 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 1,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 0 \text{ kgf/m}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 1,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -21,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s$$

$$W_p = -21,7923 / -0,8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 27,2404 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 3,5151 \text{ lb}_m/\text{s} \times 27,2404 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,17410 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,17410 hp

## 22. Daerator (D-401)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Waktu operasi : 1 jam

Laju alir massa air = 5.740,05 kg/jam = 3,52 lbm/s

Densitas air = 995,72 kg/m = 62,16 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Direncanakan ¼ volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{5.740,05 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 7,2059 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 7,2059 \text{ m}^3 = 8,6470 \text{ m}^3$$

### Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangka *ellipsoidal* (Vh)

$$V_h = 1/24 \times \pi \times D_t^3 = 0,1308 D_t^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$8,6470 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$6,6092 = D_t^3$$

$$D_t = 1,8767 \text{ m}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = 3/2 \times D_t$$

$$H_s = 3/2 \times 1,8767 \text{ m} = 2,8150 \text{ m}$$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : D<sub>t</sub> = 1 : 4)

$$H_h = 1/4 \times D_t$$

$$H_h = 1/4 \times 1,8767 \text{ m} = 0,4691 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h)$$

$$= 2,8150 \text{ m} + (2 \times 0,4691 \text{ m}) = 3,7533 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (Hc):

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{V_c \times H_s}{V_s}$$

$$= \left( \frac{7,2059 \times 2,8150}{8,6470} \right)$$

$$= 2,3458 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,8150 \text{ m}$$

$$= 27,4687 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (27,4687 + 101,325) \text{ kPa} = 128,7937 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 128,7937 \text{ kPa}) = 135,2334 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(135,2334) \times (1,8767)}{(2 \times 87,218.714 \times 0,8) - (1,2 \times 135,2334)} = 0,001820 \text{ m} = 0,07168 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,07168 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1966 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 5.740,05 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 1,4411 \text{ m}^3$$

### 23. Pompa Daerator (P-412)

Fungsi : Memompa air dari *daerator* ke *boiler*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

#### Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 5.740,05 \text{ kg/jam} = 3,5151 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/jam} = 62,1607 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

#### Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{3,5151 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1607 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,05654)^{0,45} (62,16)^{0,13} \\ &= 1,8315 \text{ in} \\ &= 0,04652 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,03175 \text{ m}$$

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

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,38 \text{ in} = 0,1149 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0565}{0,0104}$$

$$= 5,4374 \text{ ft/s}$$

Sehingga :

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62,16 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 5,4374 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1149 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 77.736,4674$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\epsilon = 0,000046$  dan  $\epsilon/D = 0,0004$

Maka harga  $f = 0,0013$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 hal 102)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$16. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{5,4374^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,24854 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$17. \quad 2 \text{ elbo } W 90^\circ (h_f) = n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$$

$$= 2(0,75) \left(\frac{5,4374^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,6778 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$18. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$$

$$= 1(0,75) \left(\frac{5,4374^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,3389 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$19. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) = 4f \left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2g_c}\right)$$

$$= 4(0,008) \left(\frac{20(5,4374)^2}{(0,0013)(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,0751 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned}
 20. \text{ 1 sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{5,4374^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,4518 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 1,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 0 \text{ kgf/m}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{32,714 \frac{\text{ft.lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 1,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -21,7923 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s$$

$$W_p = -21,7923 / -0,8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 27,2404 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 3,5151 \text{ lb}_m/\text{s} \times 27,2404 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,17410 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,17410 hp



**24. Boiler (KB-401)**

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses  
 Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)  
 Jumlah : 1 unit  
 Bahan konstruksi : *Carbon steel*  
 Kondisi operasi : Uap yang digunakan bersuhu 300°C dari *steam table*,  
*Reklaitis*, diperoleh kalor laten steam 603,9945 Btu/lbm.  
 Laju alir massa air = 28.700,27 kg/jam = 63.273,20 lbm/jam

Perhitungan:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana:

P : Daya boiler, hp  
 W : Kebutuhan uap, lbm/jam  
 H : Kalor laten *steam*, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{63.273,20 \text{ lbm/jam} \times 603,9945 \text{ Btu/lbm}}{34,5 \times 970,3} = 1.141,64 \text{ hp}$$

Menghitung jumlah *tube*

Luas permukaan perpindahan panas,

$$A = P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ = 1.141,64 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} = 11.416,36 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan *tube* dengan spesifikasi:

Panjang *tube*, L = 30 ft  
 Diameter *tube* = 3 in  
 Luas permukaan pipa, a' = 0.917 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, 1965)

Sehingga jumlah *tube*,

$$N = \frac{A}{L \times a'} = \frac{11.416,36 \text{ ft}^2}{(30 \text{ ft}) \times (0,917 \text{ ft}^2/\text{ft})} = 414,99 \text{ buah}$$

## 25. Menara Air Pendingin (*Water Cooling Tower*) (WCT-401)

Fungsi : Menurunkan temperatur air pendingin bekas dari temperatur 90°C menjadi 27°C

Jenis : *Mechanical draft cooling tower*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

### Data:

Temperatur air masuk,  $T_2$  = 90°C = 194°F

Temperatur keluar,  $T_1$  = 27°C = 80,6°F

Temperatur bola basah  $T_w$  = 75°F (Perry, 1997)

Konstanta air = 1,375 gpm/ft<sup>2</sup> (Perry, 1997)

Laju massa air pendingin = 3.971,46 kg/jam  
= 8.755,56 lbm/jam

Densitas air ( $\rho$ ) = 995,72 kg/m<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Laju volumetrik air pendingin (Q) =  $\frac{3.971,46 \text{ kg/jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3}$   
= 3,99 m<sup>3</sup>/jam  
= 17,56 gpm

Luas Menara =  $\frac{17,56 \text{ gpm}}{1,375 \text{ gpm/ft}^2} = 12,77 \text{ ft}^2$

Daya untuk standar *tower performance* 90% = 0,031 hp/ft<sup>2</sup>

(Fig 12-15, Perry, 1997)

Daya untuk *fan* = 0,031 hp/ft<sup>2</sup> x 12,77 ft<sup>2</sup> = 0,40 hp

Dipakai *fan* dengan daya 0,2 hp

Kecepatan rata-rata udara masuk = 4 – 6 ft/s (Perry, 1997)

Kapasitas *fan* dipakai = 3,2 x 10<sup>5</sup> ft<sup>3</sup>/s (Perry, 1997)

Pada temperatur bola basah 75°F, densitas udara = 0,073 lb/ft<sup>3</sup> (Kern, 1965)

$L = \frac{8.755,56 \text{ lbm/jam}}{12,77 \text{ ft}^2} = 685,68 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$

G (Kec. udara masuk) = 6 ft/s x 0,073 lb/ft<sup>3</sup>  
= 0,438 lb/ft<sup>2</sup>·s  
= 1.576,8 lb/ft<sup>2</sup>·jam

$$\frac{L}{G} = \frac{685.68 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{1576.8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$= 0,43$$

Pada temperatur bola basah 75°F, diperoleh  $H_1 = 34,09 \text{ Btu/lb}$  (Perry, 1997)

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} (T_2 - T_1)$$

$$= 34,09 \text{ Btu/lb} + 0,43 \times (194 - 80,6)^\circ\text{C}$$

$$= 83,40 \text{ Btu/lb udara kering}$$

Dari gambar 17.12 Kern. 1965 diperoleh:

Pada temperatur air masuk  $T_2 = 194^\circ\text{F}$ ,  $H_2 = 160,7 \text{ Btu/lb}$

Pada temperatur air keluar,  $T_1 = 80,6^\circ\text{F}$ ,  $H_1 = 43,3 \text{ Btu/lb}$

*Log Mean Enthalpy Difference:*

Bagian atas menara :  $H_2' - H_2 = 160,7 - 83,3931 = 77,3068 \text{ Btu/lb}$

Bagian bawah menara :  $H_1' - H_1 = 43,3 - 34,09 = 9,21 \text{ Btu/lb}$

$$\text{Log mean } (H' - H) = \frac{77,30 - 9,21}{2,3 \log\left(\frac{77,30}{9,21}\right)} = 32,0413 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd}$$

Dimana:

$$L = \text{Liquid loading (lb/ft}^2 \cdot \text{jam)}$$

$$K \times a = \text{Koefisien perpindahan panas overall (lb/ft}^2 \cdot \text{jam(lb/lb))}$$

$$Z = \text{Tinggi tower (ft)}$$

$$\text{HDU} = \text{Height of Diffusion Unit (ft)}$$

$$nd = K \times a \times V/L = dT/(H' - H) = (194 - 80,6)/32,0439 = 3,5391$$

Untuk industri digunakan harga  $K \times a = 100 \text{ (lb/ft}^3 \cdot \text{jam(lb/lb))}$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} = \frac{3,5391 \times 685,5491}{100} = 24,2675 \text{ ft} = 7,7619 \text{ m}$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd} = \frac{24,2675}{3,5391} = 6,8568 \text{ ft} = 2,1612 \text{ m}$$

**26. Pompa WCT (P-413)**

Fungsi : Memompa air dari menara air pendingin ke unit proses

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 3.971 kg/jam = 2,43 lb<sub>m</sub>/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,16 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{2,43 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,16 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0391 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0391)^{0,45} (62,16)^{0,13} \\ &= 1,5517 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc. Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1,25 in

*Schedule number* = 40

Diameter dalam (ID) = 1,38 in = 0,1149 ft

Diameter luar (OD) = 1,66 in = 0,1383 ft

*Inside sectional area* = 0,00104 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0391}{0,00104} \\ &= 37,6210 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62.16 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 37,6210 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1149 \text{ ft}}{0.0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 537.847,2408$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\epsilon = 0,000046$  dan  $\epsilon/D = 0,0004$

Maka harga  $f = 0,007$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge enterance* ( $h_c$ )  $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$   
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{37,6210^2}{2(1)(32,714)}\right)$   
 $= 11,8976 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 2(0,75) \left(\frac{37,6210^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 32,4480 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )  $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 1(0,75) \left(\frac{37,6210^2}{(2)(32,714)}\right)$   
 $= 16,2240 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
4. Pipa lurus 30 ft ( $F_f$ )  $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$   
 $= 4(0,007) \left(\frac{30(37,6210)^2}{(0,1149)(2)(32,714)}\right)$   
 $= 4,2001 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* ( $h_{ex}$ )  $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$   
 $= (1-0) \left(\frac{37,6210^2}{2(1)(32,714)}\right)$   
 $= 21,6320 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 86,4018 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 86,4018 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -116,4018 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -116,4018 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 145,5023 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 2,43 \text{ lb}_m/\text{s} \times 145,5023 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,6434 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,6434 hp

## 27. Bak Penampungan Air Domestik (B-404)

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

### Volume tangki

$$\text{Laju massa} = 1.184,5593 \text{ kg/jam} = 0,7254 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (V_a) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1608 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 hari

$$\text{Volume larutan } (V_1) = \frac{1.184,5593 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 1 \text{ hari}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 28,5516 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 28,5516 \text{ m}^3) = 34,2619 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3\text{)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

$$H_s = \text{Tinggi tangka silinder (ft)}$$

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$34,2619 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$D_i = 3,8751 \text{ m} = 12,7138 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,9063 \text{ m} = 9,5354 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{28,5516 \times 2,9063}{34,2619} = 2,4219 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,4219 \text{ m} \\ &= 23,6339 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (23,6339 + 101,325) \text{ kPa} = 124,9589 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 20%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 124,9589 \text{ kPa}) = 131,2069 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(131,2069) \times (3,42815)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 131,2069)} = 0,00364 \text{ m} = 0,1436 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1436 in + 1/8 in = 0,2686 in

Dari tabel 5.4 Brownells & Young, 1959 dipilih tebal tangki standar 1/4 in. tutup terbuat dari bahan yang sama dengan dinding tangki dan ditetapkan tebal tutup 1/4 in.

## 28. Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)<sub>2</sub>] (T-405)

Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

### Volume tangki

Kaporit yang digunakan = 2 ppm

Kaporit yang digunakan berupa larutan 70% (%berat)

Laju massa kaporit = 0,003384 kg/jam

Densitas kaporit 70% = 1.272 kg/m<sup>3</sup> = 79,4086 lbm/ft<sup>3</sup> (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 90 hari

Volume larutan (V<sub>1</sub>) =  $\frac{0,003384 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 90 \text{ hari}}{0,7 \times 1,272 \text{ kg/m}^2}$  = 0,00821 m<sup>3</sup>

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

Volume tangki = (1,2 x 0,00821 m<sup>3</sup>) = 0,0098 m<sup>3</sup>

### Diamter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V<sub>s</sub> = Volume silinder (ft<sup>3</sup>)

D<sub>i</sub> = Diameter dalam silinder (ft)

H<sub>s</sub> = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

H<sub>s</sub> : D<sub>i</sub> = 3 : 2



Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$0,00985 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$$

$$D_i = 0,2030 \text{ m} = 0,6660 \text{ ft}$$

$$H_s = 0,3045 \text{ m} = 0,9990 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{0,00821 \times 0,3045}{0,00985} = 0,2537 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.272 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,2537 \text{ m} \\ &= 3,1633 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (3,1633 + 101,325) \text{ kPa} = 104,4883 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 104,4883 \text{ kPa}) = 109,7127 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(109.7127) \times (0.1795)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 109.7127)} = 0,00015 \text{ m} = 0,0062 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0062 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,13 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

### Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = (1/3 \times 0,2030 \text{ m}) = 0,0676 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = (1 \times 0,0676 \text{ m}) = 0,0676 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = (1/4 \times 0,0676 \text{ m}) = 0,0169 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = (1/5 \times 0,0676 \text{ m}) = 0,0135 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = (1/12 \times 0,2030 \text{ m}) = 0,0056 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas kaporit 70% = 0,00067197 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(79,4086) \times (1) \times (0,0676)^2}{0,00067197}$$

$$= 541,1615$$

$N_{Re} < 10.000$  maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,0676)^5 \times (79,4086)}{(32,174) \times (550)} = 3,9458 \times 10^{-8} \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{3,9458 \times 10^{-8}}{80\%} = 4,93225 \times 10^{-8} \text{ hp}$$

## 29. Pompa Air Domestik (P-414)

Fungsi : Memompa air dari tangki air untuk kebutuhan domestik

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

### Data :

Laju alir massa (F) = 1.184,5593 kg/jam = 0,7254 lb<sub>m</sub>/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,16 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>.s

### Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0.7254 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62.16 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0116 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0116)^{0,45} (62,16)^{0,13} \\ &= 0,9003 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1 in

*Schedule number* = 40

Diameter dalam (ID) = 1,049 in = 0,0874 ft

Diameter luar (OD) = 1,315 in = 0,1095 ft

*Inside sectional area* = 0,006 ft<sup>2</sup>

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0116}{0,006} \\ &= 1,9450 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62,16 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,9450 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 21.137,0349$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga  $\epsilon = 0,00015$  dan  $\epsilon/D = 0,001716$

Maka harga  $f = 0,001$  (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* ( $h_c$ )  $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,9450^2}{2(1)(32.714)}\right)$   
 $= 0,03180 \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* ( $h_f$ )  $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= 2(0,75) \left(\frac{1,9450^2}{(2)(32.714)}\right)$   
 $= 0,0867 \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 1 *check valve* ( $h_f$ )  $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= 1(0,75) \left(\frac{1,9450^2}{(2)(32.714)}\right)$   
 $= 0,0433 \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 50 ft ( $F_f$ )  $= 4f \left(\frac{\Delta L.V^2}{D.2g_c}\right)$   
 $= 4(0,0082) \left(\frac{50(1,9450^2)}{(0,0874)(2)(32,714)}\right)$   
 $= 0,0680 \text{ ft.lbf/lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* ( $h_{ex}$ )  $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right)$   
 $= (1-0) \left(\frac{1,9450^2}{2(1)(32.714)}\right)$   
 $= 0,0578 \text{ ft.lbf/lb}_m$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,2877 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p^2 - p^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana :  $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 1.064,9191 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,2877 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -50,2877 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -50,2877 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 62,8596 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,7254 \text{ lb}_m/\text{s} \times 62,8596 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,0829 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0.0825 hp

## LAMPIRAN F

### PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Beberapa asumsi yang digunakan dalam prarancangan pabrik Etilen Oxide ini adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 150.000 ton /tahun

Waktu Pabrik Beroperasi : 330 hari/tahun

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dolar rupiah. Untuk US\$1= Rp. 15.4333,75-

(<https://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/referensi-jisdor/Default.aspx> 2 desember 2023)

#### F.1 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*. Besarnya harga alat tahun sekarang dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga alat tahun sekarang}}{\text{Indeks harga alat tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

##### F.1.1 Penentuan Indeks Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan untuk tahun 2027 dihitung berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

**Tabel F.1** *Marshall and Swift Equipment Cost Index* tahun 2015 -2022

No.	Tahun	Indeks
1.	2015	1.906,08
2.	2016	1.960,0
3.	2017	2.020,8
4.	2018	2.081,6
5.	2019	2.084,1
6.	2020	2.144,9

7.	2021	2.171,60
8.	2022	2.214,80

(Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index*, 2022)

Dengan metode *Least Square* (Peter & Timmerhaus Ed.4, hal 760-761) dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada akhir tahun 2027. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan persamaan:

$$y = a + b X$$

Keterangan:

a =  $\bar{y}$ , harga rata-rata y

b =  $\frac{(n)(\sum xy) - (\sum x)(\sum y)}{(n)(\sum x^2) - (\sum x)^2}$ , slop garis *least square*

X = Variabel tahun ke x-1

**Tabel F.2** Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	X (Tahun)	Y (Index)	x <sup>2</sup>	y <sup>2</sup>	Xy
1.	2015	1906,8	4.060.225	3.635.886.2	3.842.202.0
2.	2016	1960	4.064.256	3.841.600	3.951.360.0
3.	2017	2020,8	4.068.289	4.083.632.6	4.075.953.6
4.	2018	2081,6	4.072.324	4.333.058.6	4.200.668.8
5.	2019	2084,1	4.076.361	4.343.472.8	4.207.797.9
6.	2020	2144,9	4.080.400	4.600.596.0	4.332.698.0
7.	2021	2171,6	4084441	4.715.846.6	4.388.803.6
8.	2022	2214,8	4088484	4.905.339.0	4.478.325.6
<b>Total</b>	<b>16.148</b>	<b>16.584,6</b>	<b>32.594.780</b>	<b>34.459.431.9</b>	<b>33.477.809.5</b>

$$\sum x = 16.148$$

$$n = 8$$

$$\bar{x} = \sum x/n$$

$$= 16.148/8$$

$$= 2.018,50$$

$$\begin{aligned}
 (\sum x)^2 &= 16.148^2 \\
 &= 260.757.904,00 \\
 \sum y &= 16.585 \\
 \bar{y} &= \sum y/n \\
 &= 16.585/8 \\
 &= 2.073,08
 \end{aligned}$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}
 b &= \frac{(n) (\sum xy) - (\sum x) (\sum y)}{(n) (\sum x^2) - (\sum x)^2} \\
 b &= \frac{(8 \times 33.477.809,5) - (16.148 \times 16.584,6)}{8 \times 260.757.904 - (2018,5)^2} \\
 \text{Nilai b} &= 0,00050 \\
 \text{Nilai a} &= y - b \cdot x \\
 &= 2073,08 - (0,00050 \times 2018,5) \\
 &= 2.073,06
 \end{aligned}$$

Jadi persamaannya:

$$\begin{aligned}
 y &= a + b \cdot x \\
 &= 2.073,06 + 0,00050 X
 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk } x = 2027$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } y &= 2.072,06 + 0,00050 (2027) \\
 &= 2.073,08
 \end{aligned}$$

Jadi, *cost index* pada tahun 2027 adalah 2.073,08

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari Peter & Timmerhaus pada basis tahun 2027 dengan *cost index* sebesar 2.073,08 serta sumber lainnya dengan indeks yang disesuaikan.

### F.1.2 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga untuk peralatan proses pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Tangki Produk EO (TK-401)

Tipe : Tangki silinder horizontal

Bahan konstruksi : *Stainless steel* Tipe 316

Kapasitas :  $62.548,5400 \text{ ft}^3 = 467.548,54 \text{ galon}$



Tekanan	: 1 atm	
Harga tahun 2015	: \$ 197.100,00	(www.matche.com)
Harga tahun 2027	: \$ 197.100,00 × (2.421,90/2.171,60)	
	: \$ 129.161,62	

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan proses lain dapat dilihat pada **Tabel F.3** peralatan proses.

**Tabel F.3** Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Harga per unit Tahun 2015 (US\$)	Harga per unit Tahun 2027 (US\$)	Harga per unit Tahun 2027 (US\$)
Tangki Produk EO (TK-401)	91,500.00	129.161,36	129,161.62
Pompa (P-101)	37,700.00	53.217,30	53,217.41
Pompa (P-301)	19,700.00	27.808,51	27,808.57
Kompresor (K-101)	37,900.00	53.499,62	53,499.73
Kompresor (K-102)	28,900.00	40.795,23	40,795.31
Kompresor (K-301)	28,900.00	40.795,23	40,795.31
VAP-101	33,500.00	47.288,58	47,288.68
HE-101	37,200.00	52.511,50	52,511.61
Heater (E-101)	38,600.00	54.487,74	54,487.85
Heater (E-102)	40,500.00	57.169,78	57,169.90
Reaktor (R-201)	196,300.00	277.096,99	277,097.55
Menara Absorber (MA-301)	87,300.00	123.232,64	123,232.89
MD-301	74,300.00	104.881,84	104,882.06
C-101	18,900.00	26.679,23	26,679.29
Exp – 201	27,700.00	39.101,31	39,101.39
Exp – 301	18,900.00	26.679,23	26,679.29
<b>Total</b>	<b>771.200,00</b>	<b>1.154.406,09</b>	<b>17.816.880.834,0</b>

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2027 adalah US\$ 1.154.406,09

$$= \text{US\$}1.154.406,09 \times \text{Rp } 15.4333,75$$

$$= \text{Rp } 17.816.880.834,03$$

### F.1.3 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga untuk peralatan utilitas pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Pompa air sungai

Tipe	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Harga tahun 2015	: \$ 22.600 (www.matche.com)
Harga tahun 2027	: \$ 22.600 × (2.421,90/2.171,60)
	: \$ 31.902,21

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.4 Harga peralatan utilitas.

**Tabel F.4** Harga Peralatan Utilitas

Nama Alat	Harga per unit Tahun 2009 (Us\$)	Harga per unit Tahun 2027 (Us\$)	Harga Total
Pompa air sungai	22.600,00	31.902,15	31.902,21
Bak penampung air	11.577,00	16.342,09	16.342,12
Pompa bak Penampung	18.800,00	26.538,07	26.538,13
Tangki pelarutan alum	22.000,00	31.055,19	31.055,25
Pompa alum	13.450,00	18.986,01	18.986,05
Tangki pelarutan soda abu	23.600,00	33.313,75	33.313,82
Pompa soda abu	23.450,00	33.102,01	33.102,08
Clarifier	20.000,00	28.231,99	28.232,05
Pompa clarifier	23.600,00	33.313,75	33.313,82
Tangki Sand filter	20.000,00	28.231,99	28.232,05
Pompa sand filter	33.600,00	47.429,74	47.429,84
Bak Tangki air	25.500,00	35.995,79	35.995,86
Pompa tangki air	43.600,00	61.545,74	61.545,86
Penukar kation	18.600,00	26.255,75	26.255,80

Tangki pelarutan asam sulfat	22.900,00	32.325,63	32.325,69
Pompa penukar kation	15.600,00	22.020,95	22.021,00
Penukar anion	28.600,00	40.371,75	40.371,83
Tangki pelarutan natrium Hidroksida	16.500,00	23.291,39	23.291,44
Pompa anion	25.600,00	36.136,95	36.137,02
Deaerator	38.600,00	54.487,74	54.487,85
Pompa deaerator	35.600,00	50.252,94	50.253,05
Boiler	29.200,00	41.218,71	41.218,79
Water cooling tower	42.300,00	59.710,66	59.710,78
Pompa water cooling tower	15.200,00	21.456,31	21.456,36
Tangki penampung air domestik	23.500,00	33.172,59	33.172,66
Tangki pelarut kaporit	15.800,00	22.303,27	22.303,32
Pompa tangki air domestik	25.200,00	35.572,31	35.572,38
Bak penmpungan air domestik	10.177,00	14.365,85	14.365,88
Bak penampung limbah	15.800,00	22.303,27	22.303,32
Bak penetralan	16.700,00	23.573,71	23.573,76
Bak pengendapan	18.900,00	26.679,23	26.679,29
Generator	60.200,00	84.978,29	84.978,46
Refrigerator	45.000,00	63.521,98	63.522,11
Pompa Refrigerant	22.600,00	31.902,15	492.369.797,2
Tanki Refrigerant	16.500,00	23.291,39	359.473.524,5
<b>Total</b>	<b>815.854,00</b>	<b>1.151.659,12</b>	<b>18.754.801.303,56</b>

$$\begin{aligned}
 & \text{Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2027 adalah US\$ 1.151.659,12} \\
 & = \text{US\$ } 1.151.659,12 \times \text{Rp } 15.533,75,- \\
 & = \text{Rp } 18.754.801.303,56 \\
 \text{Biaya peralatan (PEC)} & = \text{Total harga peralatan proses} + \text{Total peralatan utilitas} \\
 & = \text{Rp } 17.816.851.248,46 + \text{Rp } 18.754.801.303,56 \\
 & = \text{Rp } 36.571.682.137,59
 \end{aligned}$$

## F.2 Harga Bahan Baku

Etilen

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} & = 12.694,90 \text{ kg/jam} \\
 & = 304.677,69 \text{ kg/hari} \\
 & = 100.543.640,47 \text{ Kg/Tahun} \\
 \text{Harga Bahan Baku} & = \text{Rp. } 13.710 \\
 \text{Pembelian Tiap Tahun} & = \text{Rp. } 1.378.453.310.871,-
 \end{aligned}$$

## F.3 Harga Katalis

Perak

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} & = 1.186,3110 \text{ kg} \\
 \text{Harga Katalis} & = \text{Rp. } 7.065,00/ \text{ kg} \\
 \text{Harga Katalis Per Tahun} & = \text{Rp. } 8.381.871,00
 \end{aligned}$$

Jadi, total harga pembelian bahan baku per tahun adalah

$$\begin{aligned}
 & = \text{Pembelian tiap tahun etilen} + \text{Pembelian tiap tahun katalis Perak} \\
 & = \text{Rp. } 1.378.453.310.871,- + \text{Rp } 8.381.870,88 \\
 & = \text{Rp } 1.378.461.692.742,-
 \end{aligned}$$

## F.4 Biaya Utilitas

### 1. Kebutuhan Bahan Bakar

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis bahan bakar} & : \text{ solar} \\
 \text{Harga / liter} & = \text{Rp. } 6.800/\text{liter} \\
 \text{Kebutuhan} & = 455,43 \text{ liter/jam} \\
 & = 455,43 \text{ liter/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 365 \text{ hari/tahun} \\
 & = 24.527.621.838,52 \text{ liter/tahun}
 \end{aligned}$$

Harga / tahun = Rp. 6.800/liter x 24.527.621.838,52 liter/tahun  
 = Rp. 24.527.621.838,52 / tahun

## 2. Harga bahan baku utilitas

### a. Alum, $Al_2(SO_4)_3$

Kebutuhan = 3,999976736 4 kg/jam  
 = 3,999976736 kg/jam x 24 jam/hari 365 hari/tahun  
 = 31.675, 85575 kg/tahun

Harga = Rp 8.000,-/liter (www.matche.com)

Harga per tahun = Rp 8.000,-/liter x 31.675.85575 kg/tahun  
 = Rp 253.406.846,00 /tahun

### b. Soda Kaustik

Kebutuhan = 2,159717438 kg/jam  
 = 2,159717438 kg/hari x 24 jam/hari 365 hari/tahun  
 = 17.104,96211,- kg/tahun

Harga per = Rp 12.500,-/Kg (www.matche.com)

Harga per tahun = Rp 12.500,-/liter x 17.104,96211kg/tahun  
 = Rp 213.812.026,3 kg/tahun

### c. Kaporit

Kebutuhan = 0,002343084 kg/jam  
 = 0,002343084 kg/jam x 24 jam/hari x 365 hari/tahun  
 = 18,55722806 ,- kg/tahun

Harga per = Rp 10.000,- ([www.matche.com](http://www.matche.com))

Harga per tahun = Rp 185.572.2806 /Tahun

### d. Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ )

Kebutuhan = 0,221437518 kg/jam

$$\begin{aligned}
 &= 0,221437518 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 365 \text{ hari/tahun} \\
 &= 1.753,78514 \text{ , - kg/tahun} \\
 \text{Harga per} &= \text{Rp } 5.500,- \quad (\text{www.matche.com}) \\
 \text{Harga per tahun} &= \text{Rp } 9.645.818,268 \text{ kg/Tahun}
 \end{aligned}$$

e. Natrium Hidroksida (NaOH)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 3,090519151 \text{ kg/jam} \\
 &= 3,090519151 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 365 \text{ hari/tahun} \\
 &= 24.476,91168,- \text{ kg/tahun} \\
 \text{Harga per} &= \text{Rp } 5.152,- \quad (\text{www.matche.com}) \\
 \text{Harga per tahun} &= \text{Rp } 126.105.049 \text{ /Tahun}
 \end{aligned}$$

**Total biaya utilitas**

Maka total harga utilitas = Rp 28.477.204.296,03 ,-

**F.5 Harga Produk dan Penjualan**

Berikut merupakan harga produk dan hasil penjualan produk tiap tahun:

Etilen Oksida

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi} &= 18.939,39 \text{ kg/jam} \\
 &= 150.000.000 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Harga Produk} &= \text{Rp. } 17.751 \text{ /kg} \\
 \text{Harga penjualan per tahun} &= \text{Rp. } 17.751 \text{ /kg} \times 150.000.000 \text{ kg/tahun} \\
 &= \text{Rp. } 2.662.650.000.085
 \end{aligned}$$

**F.6 Modal Untuk Pembelian Tanah**

a. Biaya tanah lokasi pabrik

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Biaya pembelian tanah lokasi pabrik diperkirakan} &= \text{Rp } 500.000,-/\text{m}^2 \\
 2. \text{ Luas keseluruhan Tanah} &= 51800 \text{ m}^2 \\
 3. \text{ Harga tanah keseluruhan} &= 51800 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 500.000,-/\text{m}^2 \\
 &= \text{Rp } 25.900.000.000,00,-
 \end{aligned}$$

4. Biaya perataan tanah 4-8 % dari harga tanah seluruhnya, diambil 4%  
maka :

$$\begin{aligned} \text{Biaya perataan tanah} &= 0,04 \times \text{Rp } 25.900.000.000,00,- \\ &= \text{Rp. } 1.036.000.000,00,- \\ \text{Total biaya tanah adalah} &= \text{Rp } 25.900.000.000,00,- + \text{Rp } 1.036.000.000,00,- \\ &= \text{Rp } 26.939.000.000,00,- \end{aligned}$$

### **F.7 Gaji Karyawan**

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan seperti terlihat pada tabel 9.2. Jadi, total gaji karyawan selama 1 bulan adalah Rp 1.476.000.000

$$\begin{aligned} \text{Total gaji karyawan selama 1 tahun} &= 12 \text{ bulan} \times \text{Rp. } 1.476.000.000 \\ &= \text{Rp } 17.712.000.000 \end{aligned}$$

### **F.8 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)**

*Direct cost* atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

#### 1. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium. Biaya konstruksi dan faktor lain yang berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 50% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned} \text{Pemasangan} &= 50 \% \times \text{PEC} \\ &= 50 \% \times \text{Rp } 36.571.682.137,59 \\ &= \text{Rp } 18.285.841.068,79 \end{aligned}$$

#### 2. Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8–50% dari harga total peralatan. Diambil sebesar 40% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Instrumentasi} = 40\% \times \text{PEC}$$

$$= 40\% \times \text{Rp } 36.571.682.137,59,-$$

$$= \text{Rp. } 14.628.672.855,04$$

### 3. Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemancangan lengkap semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 80% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Perpipaan} = 80\% \times \text{PEC}$$

$$= 80\% \times \text{Rp } 36.571.682.137,59,-$$

$$= \text{Rp } 29.257.345.710,07$$

### 4. Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerja instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya servis. Besarnya sekitar 10-40% dari total biaya peralatan, diambil sebesar 40%. (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Listrik} = 40\% \times \text{PEC}$$

$$= 40\% \times \text{Rp } 36.571.682.137,59,-$$

$$= \text{Rp } 14.628.672.855,04$$

**Tabel 5.** Biaya *Direct cost*

No.	Nama	(PEC)	Total (Rp)
1.	Harga Peralatan	100%	36.571.682.137,59
2.	Pembelian Peralatan, instalasi	50%	18.285.841.068,79
3.	Instrumentasi dan kontrol	40%	14.628.672.855,04
4.	Perpipaaan	80%	29.257.345.710,07
5.	Pelistrikan	40%	14.628.672.855,04
<b>Free On Board (FOB)</b>			<b>113.372.214.626,53</b>



### 5. Biaya Pengadaan Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Biaya pengadaan alat adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai kelokasi pabrik. Biaya terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{a. Biaya Angkutan (kapal)} &= 15\% \text{ FOB} \\ &= 15\% \times \text{Rp } 113.372.214.626,53 \\ &= \text{Rp } 17.005.832.193,98 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka: Cost \& Freight (C\&F)} &= \text{Biaya angkutan kapal} + \text{FOB} \\ &= \text{Rp } 17.005.832.193,98 + \text{Rp } 113.372.214.626,53 \\ &= \text{Rp } 130.378.046.820,51 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Asuransi pengangkutan} &= 1\% \text{ C\&F} \\ &= 1\% \times \text{Rp } 130.378.046.820,51 \\ &= \text{Rp } 1.303.780.468,21 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka: CIF} &= \text{C\&F} + \text{Asuransi pengangkutan} \\ &= \text{Rp } 130.378.046.820,51 + \text{Rp } 1.303.780.468,21 \\ &= \text{Rp. } 131.681.827.288,71 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Transportasi kelokasi} &= 20\% \text{ CIF} \\ &= 20\% \times \text{Rp. } 131.681.827.288,71 \\ &= \text{Rp } 26.336.365.457,74 \end{aligned}$$

### 6. Biaya Bangunan (*Building Including Services*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri biaya pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemancangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya total alat, diambil sebesar 30%.

$$\begin{aligned} \text{Bangunan} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 36.571.690.652,52,- \\ &= \text{Rp } 10.971.507.195,76 \end{aligned}$$

### 7. Pengembangan Lahan (*Yard Improvement*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya sekitar 10-70% dari total biaya peralatan diambil sebesar 50%. (Peters & Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned} \text{Yard improvement} &= 50\% \times \text{PEC} \\ &= 50\% \times \text{Rp } 36.571.682.137,59,- \\ &= \text{Rp } 10.971.504.641,28 \end{aligned}$$

### 8. Service facilities

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada didalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30–80% dari total pembelian alat diambil sebesar 50% (Peters & Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned} \text{Service facilities} &= 50\% \times \text{PEC} \\ &= 50\% \times \text{Rp } 36.571.682.137,59 \\ &= \text{Rp } 18.285.841.068,79 \end{aligned}$$

### 9. Biaya transportasi karyawan

**Tabel 6.** Jenis-jenis kendaraan

Janis kendaraan	Unit	Tipe	Harga/unit	Harga total
dewan komisaris	toyota fortunier TRD	1	Rp. 489.100.000,00	Rp. 489.100.000,00
direktur	toyota rush	3	Rp. 258.200.000,00	Rp. 774.600.000,00
manager	toyota inova	3	Rp. 264.600.000,00	Rp. 793.800.000,00
mobil kepala bagian	toyota agya	6	Rp. 157.150.000,00	Rp. 942.900.000,00
staff ahli	toyota agya	1	Rp. 157.150.000,00	Rp. 157.150.000,00
dokter	toyota avanza	1	Rp. 204.350.000,00	Rp. 204.350.000,00
ambulan	isuzu ELP	1	Rp. 217.000.000,00	Rp. 217.000.000,00
buldozer	komatsu	1	Rp. 275.000.000,00	Rp. 275.000.000,00
mobil keamanan	mitsubishi strada	2	Rp. 262.650.000,00	Rp. 525.300.000,00
motor keamanan	honda verza 150	6	Rp. 19.920.000,00	Rp. 119.520.000,00

bus karyawan	hino bus RN 285	3	Rp. 745.000.000,00	Rp. 2.235.000.000,00
truk	toyota forklift	3	Rp. 250.000.000,00	Rp. 750.000.000,00
mobil pemadam	pacivica	2	Rp. 401.000.000,00	Rp. 802.000.000,00
<b>Total</b>			<b>Rp. 3.701.120.000,00</b>	<b>Rp. 8.285.720.000,00</b>

### F.9 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

#### A. Total Direct Cost (DC)

1. *Cost of Insurance & Freight* (CIF) = Rp. 131.681.827.288,71
2. Transportasi ke lokasi = Rp. 26.336.365.457,74
3. Biaya Bangunan = Rp. 10.971.504.641,28
4. *Yard Improvement* = Rp. 18.285.841.068,79
5. Tanah = Rp. 26.936.000.000,00
6. *Service facilities* = Rp. 18.285.841.068,79
7. biaya transportasi karyawan = Rp. 8.285.720.000,00 +
8. *Direct Cost* (DC) = **Rp. 240.783.099.525,32**

#### B. Indirect Cost (IC)

*Indirect cost* atau biaya tidak langsung meliputi:

##### a. Biaya Teknik dan Supervise (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksi dan biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi, dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 5-30% dari biaya langsung. Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Teknik dan supervise} &= 15\% \times \text{DC} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 240.783.099.525,32 \\
 &= \text{Rp. } 36.117.464.928,80
 \end{aligned}$$

b. Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung. Diambil sebesar 30% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned} \text{Konstruksi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 240.783.099.525,32 \\ &= \text{Rp. } 72.234.929.857,60 \end{aligned}$$

c. Biaya jasa kontraktor (*Contractor's fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari total *Direct cost*. Diambil sebesar 15% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya jasa kontraktor} &= 15\% \times \text{DC} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 240.783.099.525,32 \\ &= \text{Rp. } 36.117.464.928,80 \end{aligned}$$

d. Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. Seperti badai, banjir. Perubahan harga. Perubahan desain yang kecil. kesalahan dalam estimasi. Dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-30% dari total FCI. Diambil sebesar 15%. (Peters& Timmerhaus. 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 15\% \times \text{FCI}$$

e. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi. Kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0 -12% dari modal tetap (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Biaya start up} = 5\% \times \text{FCI}$$

Biaya Teknik dan Supervise	= Rp. 36.117.464.928,80
Biaya Konstruksi	= Rp. 72.234.929.857,60
Biaya jasa kontraktor	= Rp. 36.117.464.928,80
Biaya Tak Terduga	= 15% FCI
<i>Plant Start Up</i>	= 5% FCI
<b>Total Indirect Cost (IC)</b>	<b>= Rp. 144.469.859.715,19 + 20% FCI</b>

#### *Fixed Capital Investment (FCI)*

FCI = *Direct Cost + Indirect Cost*

FCI = Rp. 240.783.099.525,32 + Rp. 144.469.859.715,19 + 20 % FCI

FCI = Rp. 385.252.959.240,51

Sehingga dapat dihitung:

Biaya tak terduga = 15% × FCI = Rp. 38.525.295.924,05

Biaya *start up* = 5% × FCI = Rp. 19.262.647.962,03

*Indirect Cost (IC)* = Rp. 202.257.803.601,27

#### **F.10 Working Capital Investment (WCI)**

*Working capital* untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk (1) stok bahan baku dan persediaan. (2) stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat. (3) uang diterima (*account receivable*). (4) uang terbayar (*account payable*) dan (5) pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda. namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10 – 20 % dari *total capital investment*. Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus. 1991).

WCI = 15% *Total Capital Investment*

WCI = TCI – FCI

15% TCI = TCI – FCI

FCI = 85% TCI

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= (100/85) \text{ FCI} \\ \text{TCI} &= (100/85) \times \text{Rp. } 385.252.959.240,51 \\ \text{TCI} &= \text{Rp. } 453.238.775.577,07 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, WCI} &= \text{TCI} - \text{FCI} \\ &= \text{Rp. } 453.238.775.577,07 - \text{Rp. } 385.252.959.240,51 \\ &= \text{Rp. } 67.985.816.336,56 \end{aligned}$$

Modal Investasi terbagi atas :

$$\begin{aligned} \text{Modal sendiri (equity)} &= 60\% \text{ TCI} \\ &= 60\% \times \text{Rp. } 453.238.775.577,07 \\ &= \text{Rp. } 271.943.265.346,24 \\ \text{Modal Pinjaman (Loan)} &= 40\% \text{ TCI} \\ &= 40\% \times \text{Rp. } 453.238.775.577,07 \\ &= \text{Rp. } 181.295.510.230,83 \end{aligned}$$

### F.11 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

#### a. Biaya Produksi Langsung (*Direction Production Cost*)

Bahan Baku (1 tahun)	(A)	= Rp. 1.378.461.692.742,00
Tenaga Kerja	(A-2)	= Rp. 17.712.000.000
Pengawasan Langsung	15%(A-2)	= Rp. 2.656.800.000
Maintenance & Perbaikan	7% FCI	= Rp. 26.967.707.146,84
Supply Pabrik	15%FCI	= Rp. 57.787.943.886,08
Laboratorium	20%(A-2)	= Rp. 3.542.400.000
Patent & Royalti	3% TPC	= 0,03 TPC
<b>Total biaya produksi langsung (DPC)</b>		<b>= Rp. 1.487.128.543.774,92</b>

+ 0.03 TPC

#### b. Biaya Tetap (*Fixed Charges*)

Depresiasi (peralatan, Gedung)	10%FCI	= Rp. 38.525.295.924,05
Pajak	5% FCI	= Rp. 19.262.647.962,03

Asuransi	1% FCI	= Rp. 3.852.529.592,41
Bunga	12% FCI	= Rp. 46.230.355.108,86
<b>Total Biaya tetap (<i>Fixed Charges</i>)</b>		<b>= Rp. 107.870.828.587,34</b>

c. Biaya *Plant overhead (Plant Overhead Cost)*

*Plant Overhead (POC)* 5% TPC

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*) :

$MC = FCi + DPC + POC$

$MC = \text{Rp. } 385.252.959.240,51 + \text{Rp. } 1.487.128.543.774,92 + 3\% \text{TPC} + 8\% \text{TPC}$

**$MC = \text{Rp } 1.872.381.503.015,43 + 8\% \text{TPC}$**

Biaya Pengeluaran umum (*General Expenses*)

Biaya Administrasi = 4% TPC

Biaya Distribusi dan Penjualan = 4% TPC

Biaya R&D = 5% TPC +

Biaya Pengeluaran Umum (GE) = 13% TPC

Total Biaya Produksi = MC + GE

= Rp. 1.872.381.503.015,43 + 8% TPC + 13% TPC

TPC = Rp. 1.872.381.503.015,43 + 21% TPC

**TPC = Rp 2.463.659.872.388,72,-**

Sehingga diperoleh :

Biaya Administrasi 4% TPC = Rp. 98.546.394.895,55

Biaya Distribusi dan Penjualan 4% TPC = Rp. 98.546.394.895,55

Biaya R&D 5% TPC = Rp. 123.182.993.619,44 +

Biaya Pengeluaran umum = Rp. 320.275.783.410,53

*Plant Overhead (POC)* 5% TPC = 5% x Rp. 2.463.659.872.388

=Rp. 123.182.993.619,44

### F.12 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal
  - a) Modal sendiri = 60%
  - b) Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank = 12,28% (Bank Indonesia)
3. Inflansi sebesar = 3,55% (Bank Indonesia)
4. Masa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:

- a) Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
  - b) Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisa modal pinjaman.
5. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi sebesar 10% tahun ke -1. 20% tahun ke -2 sampai tahun ke -4 dan 30% tahun ke -5.
  6. Kapasitas produksi :

Tahun ke - 1	= 80%
Tahun ke - 2	= 90%
Tahun ke - 3 hingga ke - 18	= 100%
Tahun ke - 19	= 90%
Tahun ke - 20	= 80%

7. Pajak pendapatan: Rp 25.000.000 = 5%
- Antara Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000 = 10%



Antara Rp 50.000.000 – Rp 100.000.000	= 15%
Antara Rp 100.000.000 – Rp 200.000.000	= 20%
Lebih dari Rp 200.000.000	= 25%

**Investasi Pabrik:**

Investasi mula-mula (TCI)	= Rp 453.238.775.577,07
Modal sendiri	= Rp 271.943.265.346,24
Modal pinjaman	= Rp 181.295.510.230,83

**Perhitungan biaya total produksi:**

Biaya produksi	= TPC
	= Rp. 2.463.659.872.388,72

**Tabel F.7** Biaya Operasi untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya operasi ( rupiah )
1.	80%	Rp. 1.970.927.897.910,98
2.	90%	Rp. 2.217.293.885.149,85
3.	100%	Rp. 2.463.659.872.388,72

**Tabel F.8** Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Massa Konstruksi	%	Modal pinjaman Biaya ( Rp )	Bunga (12%)	Jumlah ( Rp )
-2	0%		0	Rp -
-1	100%	181.295.510.230,83	21.755.461.227,70	203.050.971.458,53
0		-	24.366.116.575,02	227.417.088.033,55

**Tabel F.9** Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Massa Konstruksi	%	Modal sendiri Biaya ( Rp )	Inflasi (3,55%)	Jumlah ( Rp )
-2	100%	271.943.265.346,24	9.653.985.920	281.597.251.266

-1	0%		9.996.702.420	291.593.953.686
0			10.351.585.356	301.945.539.042
Modal sendiri pada akhir masa konstruksi				878.136.917.945

Total biaya pada akhir masa konstruksi

= Modal pinjaman + Modal sendiri

= Rp. 227.417.088.033,55 + Rp. 875.136.743.993,84

= Rp. 1.102.553.832.027,39

### Analisa Ekonomi Metode Linear

Total *Capital Investment*, (TCI) = Rp. 453.238.775.577

Modal sendiri (*Equity*), 60% TCI = Rp. 271.943.265.346

Modal pinjaman (*Loan*), 40% TCI = Rp. 181.295.510.231

Biaya Produksi, TPC = Rp. 2.463.659.872.389

Depresiasi 20 tahun umur pabrik = Rp. 770.505.918.481

Depresiasi per tahun = Rp. 38.525.295.924

Harga Jual Produk = Rp. 2.662.650.000.085

#### A. Perhitungan Laba

##### 1. Sebelum Pajak

Laba sebelum pajak = Harga jual produk – Biaya produksi

= (Rp. 2.662.650.000.085,21) – (Rp. 2.463.659.872.388,72)

= Rp. 198.990.127.696,49

##### 2. Pajak perusahaan

Pajak perusahaan = 25% × Laba sebelum pajak

= 25% × Rp. 198.990.127.696,49

= Rp. 49.747.531.924,12

##### 3. Sesudah pajak

Laba sesudah pajak = Laba sebelum pajak – pajak perusahaan

= Rp. 198.990.127.696,49 – Rp. 49.747.531.924,12

= Rp. 149.242.595.772,36

### F.13 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Waktu pengembalian modal adalah angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun, untuk itu pabrik dianggap memproduksi pada kapasitas penuh tiap tahun,

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{a. POT sebelum pajak} &= (\text{TCI} / (\text{depresiasi} + \text{laba sebelum pajak})) \times 1 \text{ tahun} \\ &= \text{Rp. } 453.238.775.577,07 / (\text{Rp. } 38.525.295.924,05 + \\ &\quad \text{Rp. } 198.990.127.696,49) \times 1 \text{ tahun} \\ &= \mathbf{1,91 \text{ tahun}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. POT sesudah pajak} &= (\text{TCI} / (\text{depresiasi} + \text{laba sesudah pajak})) \times 1 \text{ tahun} \\ &= \text{Rp. } 453.238.775.577,07 / (\text{Rp. } 38.525.295.924,05 \\ &\quad + \text{Rp. } 149.242.595.772,36) \times 1 \text{ tahun} \\ &= \mathbf{2,41 \text{ tahun}} \end{aligned}$$

### F.14 Return On Investment (ROI)

*Return on investment* adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun-tahun.

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= (\text{Laba sesudah pajak} / \text{modal investasi}) \times 100\% \\ &= (\text{Rp. } 149.242.595.772,36 / \text{Rp. } 453.238.775.577,07) \times 100\% \\ &= \mathbf{33\%} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{RON} &= (\text{Laba sesudah pajak} / \text{total modal pribadi}) \times 100\% \\ &= \text{Rp. } 149.242.595.772,36 / 271.943.265.346,24 \times 100\% \\ &= \mathbf{55\%} \end{aligned}$$

### F.15 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate Of Return, IRR*)

*Internal rate of return* (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Sebelum mencari nilai IRR, harus dicari dahulu nilai *cash flow*. Perhitungan nilai *cash flow* dapat dilihat pada tabel F.10 dan F.11

Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.12.

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n}$$

Keterangan:

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke -n

**Tabel F.12** *Trial* laju bunga (i)

Tahun ke	Net Cash Flow	Present Value	IRR
		net casflow /((1+i)^n)	net casflow/((1+i)^n) , i=trial
		12.00%	38,86%
1	157.919.372.542	140.999.439.770	113.728.879.229
2	172.843.632.119	137.789.885.299	89.644.589.541
3	187.767.891.696	133.649.476.483	70.133.801.295
4	187.767.891.696	119.329.889.717	50.508.297.297
5	187.767.891.696	106.544.544.390	36.374.587.556
6	187.767.891.696	95.129.057.491	26.195.906.231
7	187.767.891.696	84.936.658.474	18.865.519.842
8	187.767.891.696	75.836.302.209	13.586.391.543
9	187.767.891.696	67.710.984.115	9.784.518.885
10	187.767.891.696	60.456.235.817	7.046.522.214
11	187.767.891.696	53.978.781.980	5.074.697.682
12	187.767.891.696	48.195.341.053	3.654.647.752
13	187.767.891.696	43.031.554.512	2.631.969.632
14	187.767.891.696	38.421.030.814	1.895.466.981
15	187.767.891.696	34.304.491.798	1.365.059.473
16	187.767.891.696	30.629.010.534	983.075.613
17	187.767.891.696	27.347.330.834	707.982.091

18	187.767.891.696	24.417.259.673	509.867.842
19	172.843.632.119	20.068.317.031	338.006.479
20	157.919.372.542	16.370.990.495	222.403.901
<b>Total</b>		<b>1.359.146.582.492</b>	<b>453.252.191.082</b>

Dari perhitungan diperoleh nilai  $i = 38,86\%$  per tahun. Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 12,28%.

#### **F.17 Analisa Titik Impas (*Break Event Point*, BEP)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

**Tabel F.11** Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	<b>Biaya Tetap (FC)</b>	385.252.959.240,51
2	<b>Biaya Variabel (VC)</b>	
	Bahan baku	1.378.461.692.742,00
	Utilitas	28.477.204.296,03
	<b>Total</b>	1.406.938.897.038,03
3	<b>Biaya Semi Variabel (SVC)</b>	
	Gaji karyawan	17.712.000.000,00
	Pengawasan	2.656.800.000,00
	Pemeliharaan dan perbaikan	26.967.707.146,84
	<i>Operating supplies</i>	57.787.943.886,08
	Laboratorium	3.542.400.000,00
	Paten dan royaltie	73.909.796.171,66
	<b>Total</b>	182.576.647.204,57
4	<b>Total Penjualan (S)</b>	2.662.650.000.085,21

Biaya tetap (FC)	= 385.252.959.240,51
Biaya semi variabel (SVC)	= 182.576.647.204,57
Total penjualan (S)	= 2.662.650.000.085,21
Biaya variabel	= 1.406.938.897.038,03
0,3	0,7
FC + 0,3 SVC	= 567.829.606.445,38
S – 0,7 (SVC – CV)	= 1.127.907.450.003,97

$$\text{BEP} = \frac{\text{Biaya tetap} + 0,3 + \text{Biaya semi variabel}}{\text{Total penjualan} - 0,7 \times \text{Biaya semi variabel} - \text{biaya variabel}} \times 100\%$$

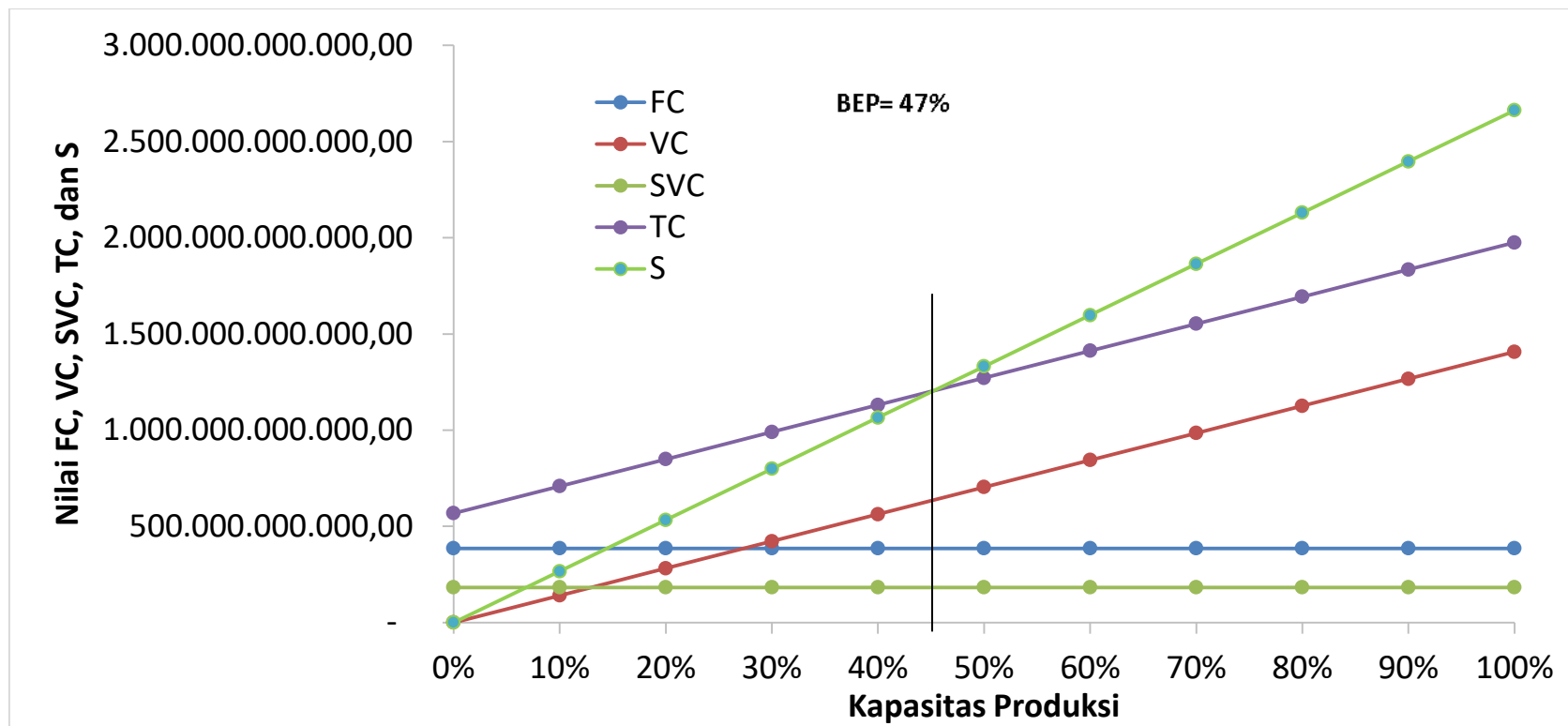
$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{385.252.959.240,51 + 0,3 + 182.576.647.204,57}{2.662.650.000.085,21 - 0,7 (182.576.647.204,57 - 1.406.938.897.038,03)} \\ &= \frac{567.829.606.445,38}{1.127.907.450.003,97} \end{aligned}$$

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

**Tabel F.12** FC, VC, dan S berdasarkan Kapasitas Produksi

No	Kapasitas Produksi	FC	VC	SVC	TC	S
1	0%	385,253,035,817.40	-	182,576,667,739.27	567,829,703,556.67	-
2	10%	385,253,035,817.40	140,693,889,703.80	182,576,667,739.27	708,523,593,260.47	266,265,000,008.52
3	20%	385,253,035,817.40	281,387,779,407.61	182,576,667,739.27	849,217,482,964.27	532,530,000,017.04
4	30%	385,253,035,817.40	422,081,669,111.41	182,576,667,739.27	989,911,372,668.08	798,795,000,025.56
5	40%	385,253,035,817.40	562,775,558,815.21	182,576,667,739.27	1,130,605,262,371.88	1,065,060,000,034.08
6	50%	385,253,035,817.40	703,469,448,519.02	182,576,667,739.27	1,271,299,152,075.68	1,331,325,000,042.60
7	60%	385,253,035,817.40	844,163,338,222.82	182,576,667,739.27	1,411,993,041,779.48	1,597,590,000,051.12
8	70%	385,253,035,817.40	984,857,227,926.62	182,576,667,739.27	1,552,686,931,483.29	1,863,855,000,059.64
9	80%	385,253,035,817.40	1,125,551,117,630.43	182,576,667,739.27	1,693,380,821,187.09	2,130,120,000,068.16
10	90%	385,253,035,817.40	1,266,245,007,334.23	182,576,667,739.27	1,834,074,710,890.89	2,396,385,000,076.68
11	100%	385,253,035,817.40	1,406,938,897,038.03	182,576,667,739.27	1,974,768,600,594.70	2,662,650,000,085.21

### Break Even Point (BEP)



Gambar F.1 Grafik Break Event Point (BEP)