

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETILEN OKSIDA DARI
ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN**

Dengan Tugas Khusus R-01

SKRIPSI



Handwritten signature
Ket.
P. Saragih

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Persyaratan dalam Menyelesaikan

Program Sarjana Teknik Kimia di Universitas Jambi

Oleh:

Putwi Aufa Saragih

M1B119008

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS SAINS DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS JAMBI**

2025

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETILEN OKSIDA DARI
ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN

(Tugas Khusus R-01)

Oleh:

Putwi Aufa Saragih

MIB119008

Telah disidangkan pada tanggal 06 November 2024

Pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi

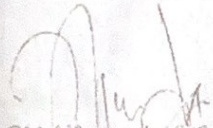
Universitas Jambi

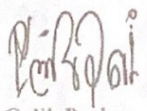
Jambi, Juli 2025

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II


Ir. Oki Alfermando, S.T., M.T.
NIP. 199001192019031009

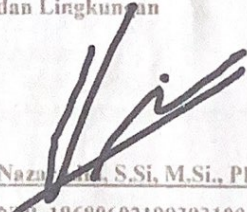

Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM.
NIP. 197310182024212004

Mengetahui,

Dekan Fakultas Sains dan
Teknologi Universitas Jambi

Ketua Jurusan Teknik Sipil, Kimia
dan Lingkungan


Drs. Jefri Mardiana, M.Sc., D.I.T.
NIP. 197301121999031004


Nazir, S.Si, M.Si., Ph.D.
NIP. 196806021993031004

LEMBAR PERSETUJUAN

TUGAS AKHIR

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETILEN OKSIDA DARI
ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN**

(Tugas Khusus R-01)

Oleh:

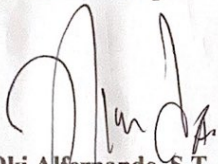
Putwi Aufa Saragih

M1B119008

**Telah disetujui untuk ikut dalam Sidang Tugas Akhir guna memenuhi syarat
kurikulum Tingkat Sarjana pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas
Sain dan Teknoogi Universitas Jambi
Jambi, Juli 2025**

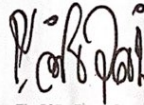
Menyetujui,

Dosen Pembimbing I



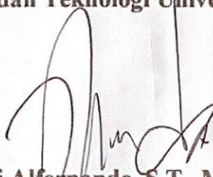
Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.
NIP. 199001192019031009

Dosen Pembimbing II



Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM.
NIP. 197310182024212004

**Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi**



Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.
NIP. 199001192019031009

LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS

Sebagai sivitas akademika Universitas Jambi, saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Putwi Aufa Saragih

NIM : M1B119008

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Sains dan Teknologi

Judul Skripsi : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen Oksida Dari Etilen Dan Oksigen Dengan Kapasitas 90.000 Ton/Tahun (Tugas Khusus R-01)

Dengan ini menyatakan bahwa sesungguhnya skripsi ini benar-benar karya saya sendiri dan bukan jiplakan dari hasil pihak lain. Apabila di kemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan bahwa skripsi ini merupakan jiplakan atau plagiarisme, maka saya bersedia menerima sanksi dicabut gelar dan ditarik ijazah.

Demikian pernyataan ini dibuat dengan sebenarnya.

Jambi, Juli 2025

Yang membuat pernyataan,



Putwi Aufa Saragih

NIM. M1B119008

**LEMBAR PERBAIKAN
TUGAS AKHIR**

Dengan ini menyatakan bahwa:

Putwi Aufa Saragih

M1B119008

Judul Tugas Akhir:

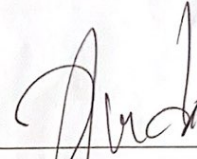
“Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen Oksida Dari Etilen Dan Oksigen Dengan Kapasitas 90.000 Ton/Tahun”. Mahasiswa tersebut di atas telah melakukan perbaikan tugas akhir yang diberikan pada sidang di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi pada tanggal 6 November 2024.

Tim Penguji

Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.

NIP. 199001192019031009

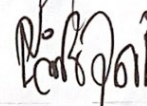
Ketua



Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM.

NIP. 197310182024212004

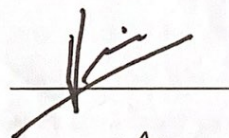
Sekretaris



Nazarudin, S.Si, M.Si., Ph.D.

NIP. 197404121999031004

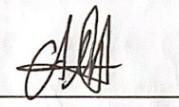
Penguji Utama



Aldillah Herlambang, S.T., M.Eng.

NIP. 199409252024061001

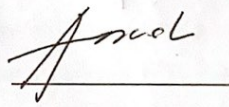
Anggota



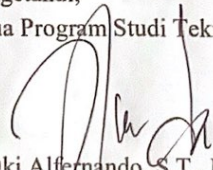
Rahma Amalia, S.T., M.T.

NIP. 199801062024062001

Anggota



Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia



Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.
NIP. 199001192019031009

INTISARI

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan impor Etilen Oksida (C_2H_4O) di Indonesia dari tahun 2019-2023 terus mengalami kenaikan. Hal ini membuktikan kebutuhan akan Etilen Oksida di Indonesia sangat tinggi dan sangat bergantung dari produk impor. Maka dari itu pabrik Etilen Oksida ini sangat berpotensi untuk didirikan. Dari analisa ekonomi pabrik ini juga layak didirikan, hasil analisa ekonomi yaitu sebagai berikut:

<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	: US \$ 29.714.692,5803
NPOTLP	: US \$ 296.456.135,7866
<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	: US \$ 278.152.234,7572
<i>Rate of Return on Investment (ROI)</i>	: 53,61%
<i>Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)</i>	: 44,0121%
<i>Break Even Point (BEP)</i>	: 27,2851%
<i>Pay Out Time (POT)</i>	: 1,7258 tahun

Etilen Oksida merupakan senyawa kimia penting yang banyak digunakan sebagai bahan baku dalam industri kimia, terutama dalam produksi etilen glikol, surfaktan, dan bahan antiseptik. Proses produksi Etilen Oksida secara industri umumnya dilakukan melalui reaksi oksidasi langsung antara etilen (C_2H_4) dan oksigen (O_2) menggunakan katalis perak (Ag) pada kondisi suhu dan tekanan tertentu. Reaksi ini berlangsung secara eksotermik dan memerlukan kontrol yang ketat untuk meminimalkan pembentukan produk samping seperti karbon dioksida dan air. Pabrik pembuatan Etilen Oksida ini direncanakan berproduksi dengan kapasitas 90.000 ton/tahun dengan massa kerja 300 hari dalam satu tahun yang berlokasi di Kecamatan Ciwandan, Cilegon, Provinsi Banten. Tenaga kerja yang dibutuhkan 144 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan struktur organisasi *line system and staff*. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik Etilen Oksida ini juga dinyatakan layak dengan BEP 27,2851%.

Kata Kunci: Etilen Oksida, Etilen, Oksigen, Katalis Perak, Bahan Baku.

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Alhamdulillah Puji syukur kepada Allah subhanahu wa ta'ala karena atas segala izin dan rahmat-Nya, penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen Oksida Dari Etilen Dan Oksigen Dengan Kapasitas Produksi 90.000 Ton/tahun". Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.

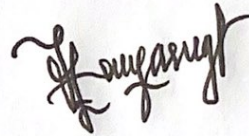
Penulis menyampaikan terima kasih kepada semua pihak yang telah mendukung, mendoakan, dan memberikan bantuan selama pengerjaan tugas akhir ini, yaitu:

1. Kedua orang tua tersayang, terutama ibuku tercinta, Omay Komariah, yang telah memberikan dukungan baik secara materil maupun moril.
2. Bapak Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T. selaku Dekan Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.
3. Bapak Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi sekaligus sebagai Dosen Pembimbing Akademik dan Dosen Pembimbing Utama dalam penulisan skripsi ini.
4. Ibu Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM. sebagai Dosen Pembimbing Pendamping dalam penulisan skripsi ini.
5. Bapak dan Ibu Dosen Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi yang telah memberikan ilmu, bantuan, saran, dan motivasi.

6. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah berkontribusi hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
7. Seseorang yang tak kalah penting kehadirannya, Ariesta Anugrah Pratama. Terimakasih telah menjadi bagian dari perjalanan hidup saya. Banyak berkontribusi dalam penulisan karya tulis ini, baik tenaga, waktu, maupun materi kepada saya. Telah menjadi rumah, pendamping dalam segala hal yang menemani, mendukung ataupun menghibur dalam kesedihan, mendengar keluh kesah, dan memberi semangat.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019.

Penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak dan menambah ilmu dibidang pengetahuan.

Jambi, Juli 2025



Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
KATA PENGANTAR	i
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR TABEL	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Pendahuluan	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	3
1.3. Jenis-jenis Proses Pembuatan Etilen Oksida	4
1.4. Sifat Fisika dan Kimia	8
BAB II PERENCANAAN PABRIK	9
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	9
2.2. Pemilihan Kapasitas	10
2.3. Pemilihan Bahan Baku	12
2.4. Pemilihan Proses	13
2.5. Uraian Proses	13
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	16
3.1. Lokasi Pabrik	16
3.2. Tata Letak Pabrik	20
BAB IV NERACA MASSA	27
BAB V NERACA PANAS	30
BAB VI UTILITAS	35

6.1. Sistem Pengolahan dan Penyediaan Air	36
6.2. Unit Penyediaan Steam	41
6.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik	42
6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	46
BAB VII SPESIFIKASI PERALATAN	48
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN	74
1.1. Bentuk Perusahaan	74
1.2. Struktur Organisasi Perusahaan	75
1.3. Tugas dan Wewenang	78
1.4. Sistem Kerja	82
1.5. Penentuan Jumlah Pekerja	86
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	97
9.1. Limbah Cair Domestik dan Proses	97
BAB X ANALISA EKONOMI	107
10.1. Keuntungan (<i>Profitabilitas</i>)	108
10.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	109
10.3. Total Modal Akhir	111
10.4. Laju Pengembalian Modal	114
10.5. <i>Break Even Point</i> (BEP)	115
BAB XI TUGAS KHUSUS	119
BAB XII PENUTUP	134
12.1. Kesimpulan	134
12.2. Saran	134
DAFTAR PUSTAKA	136
LAMPIRAN A	139
LAMPIRAN B	159

LAMPIRAN C

213

LAMPIRAN D

440

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Impor Etilen Oksida 2019-2023	16
Tabel 6.1. Parameter Standar Bahan Baku Mutu Air Domestik	57
Tabel 6.2. Parameter Standar Baku Mutu Air Umpan Boiler	58
Tabel 6.3. Kebutuhan Air Pendingin	66
Tabel 6.4. Kebutuhan Air Domestik	69
Tabel 6.5. Kebutuhan Air	71
Tabel 6.6. Kebutuhan Steam Pemanas	72
Tabel 6.7. Kebutuhan Listrik Peralatan	73
Tabel 6.8. Lumen Berdasarkan Luas Bangunan	74
Tabel 6.9. Kebutuhan Daya Listrik Pabrik Etilen Oksida	76
Tabel 6.10. Kebutuhan <i>Refrigerant</i> CO ₂	80
Tabel 8.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja <i>Shift</i>	123
Tabel 8.2. Jumlah Pekerja Pabrik	127
Tabel 10.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI	151
Tabel 10.2. Kesimpulan Analisis Ekonomi	158

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. <i>Flowsheet</i>	22
Gambar 3.1 Peta Lokasi Pabrik (mode Satelit)	23
Gambar 3.2 Peta Lokasi Pabrik (mode map)	23
Gambar 3.2 Layout Pabrik	29
Gambar 3.3. <i>Layout Alat Proses</i>	33
Gambar 10.1. <i>Break Even Point</i>	157

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Pendahuluan

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

Salah satu industri kimia yang perlu dikembangkan saat ini di Indonesia adalah pabrik etilen oksida. Etilen oksida merupakan komoditas bahan kimia yang cukup potensial untuk di produksi di Indonesia karena belum terdapatnya pabrik kimia yang menghasilkan etilen oksida di Indonesia. Di sisi lain, kebutuhan industri di Indonesia yang menggunakan etilen oksida sebagai bahan baku terus mengalami peningkatan dari tahun ke tahun.

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan impor etilen oksida (C_2H_4O) di Indonesia dari tahun 2019-2023 terus mengalami kenaikan. Hal ini membuktikan kebutuhan akan etilen oksida di Indonesia sangat tinggi dan sangat bergantung dari produk impor. Sehingga, pentingnya didirikan pabrik etilen oksida agar mampu mengurangi ketergantungan pada produk impor serta mampu menghemat devisa negara dan juga dari segi sosial ekonomi, pendirian pabrik ini dapat menyerap tenaga kerja sehingga dapat mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia dan dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat yang tinggal disekitar lokasi pabrik.

Pra rancangan etilen oksida dengan memanfaatkan akses bahan baku yang tersedia dalam negeri, diharapkan dapat menopang industri lain yang menggunakan etilen oksida sebagai bahan pokok atau sebagai bahan pelengkap serta mendorong Indonesia untuk menambah kapasitas produksi dari industri kimia untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri dan membangun kemampuan Indonesia menjadi eksportir dalam sektor industri kimia. Maka karena itu, dalam pra rancangan pabrik etilen oksida ini penulis berusaha memberikan sumbangan pemikiran yang diharapkan dapat berguna untuk pengembangan industri kimia di Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Etilen Oksida

Etilen oksida pertama kali ditemukan oleh John Wurtz pada tahun 1859 dan diperoleh melalui proses klorohidrin, yaitu dengan cara mereaksikan etilen klorohidrin (2-kloroetanol) dengan larutan kalsium hidroksida. Wurtz mengukur titik didih etilen oksida sebagai $13,5^{\circ}\text{C}$, sedikit lebih tinggi dari nilai sekarang, dan menemukan kemampuan etilen oksida bereaksi dengan asam dan garam logam. Wurtz keliru menganggap bahwa etilen oksida memiliki sifat-sifat basa organik. Kekeliruan ini bertahan sampai tahun 1896 ketika Georg Bredig menemukan bahwa etilen oksida mempunyai sifat elektrolit yang berbeda dari jenis eter lainnya. Proses sintesis terdahulu tetap menjadi satu-satunya metode untuk menghasilkan etilen oksida, meskipun telah dilakukan berbagai upaya untuk menghasilkan etilen oksida langsung dari etilena.

Pada tahun 1931 kimiawan Perancis Theodore Lefort mengembangkan metode oksidasi langsung etilena dengan adanya bantuan katalis perak. Sejak tahun 1940, hampir semua produksi industri Etilen Oksida telah mengandalkan

proses ini. Sterilisasi dengan Etilen Oksida untuk pelestarian rempah-rempah telah dipatenkan pada tahun 1938 oleh kimiawan Amerika Lloyd Hall. Etilen oksida dicapai industri penting selama Perang Dunia I sebagai bahan baku pembuatan etilen glikol dan gas *mustard* senjata kimia.

Produksi komersial etilen oksida terjadi pada tahun 1914 ketika BASF membangun pabrik pertama yang menggunakan proses klorohidrin dengan mereaksikan etilen klorohidrin dengan kalsium hidroksida. Proses klorohidrin tidak menarik karena beberapa alasan, termasuk efisiensi rendah dan hilangnya klorin berharga kalsium klorida. Oksidasi langsung yang lebih efisien etilena melalui udara diciptakan oleh Lefort pada tahun 1931 dan pada tahun 1937 Union Carbide membuka pabrik pertama menggunakan proses ini. Proses itu lebih ditingkatkan pada tahun 1958 oleh *Shell Oil Co* dengan mengganti udara dengan oksigen dan menggunakan suhu tinggi 200-300°C dan tekanan (1-3 MPa). Proses lebih efisien ini menyumbang sekitar setengah dari produksi etilen oksida pada tahun 1950 di AS, dan menjadi proses utama pembuatan etilen oksida.

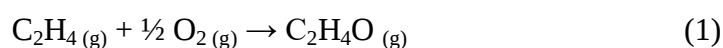
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan

Ada beberapa proses yang dikenal dalam pembuatan etilen oksida, yaitu :

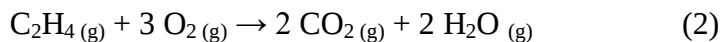
1.3.1. Reaksi Oksidasi Etilen Dengan Oksigen

Berdasarkan US Patent No. 10035781B2, dalam proses ini terjadi reaksi utama yaitu pembentukan etilen oksida dan reaksi samping menghasilkan karbon dioksida dan air.

Reaksi utama :



Reaksi samping :

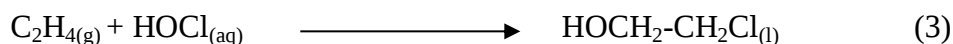


Dalam proses ini, reaksi dijalankan dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan kondisi tekanan 2,25 Mpa dan suhu 70°C dan menggunakan katalis perak. Selain terbentuk etilen oksida, juga terbentuk produk samping berupa CO₂ dan H₂O dengan kandungan CO₂ yang tinggi. Hal ini menyebabkan diperlukannya rangkaian CO₂ absorber dan CO₂ stripper untuk mengurangi kadar CO₂ yang dihasilkan gas yang akan keluar sebelumnya dapat di *recycle* kedalam reaktor (Kirk dan Othmer, 1978).

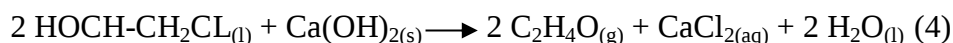
1.3.2. Reaksi Klorohidrin

Pada proses pembuatan etilen oksida dengan klorohidrin ini terjadi beberapa reaksi, yaitu:

- a. Reaksi etilen dengan asam hipoklorit untuk menghasilkan klorohidrin



- b. Reaksi Klorohidrin dengan Kalsium Hidroksida untuk menghasilkan Etilen Oksida.



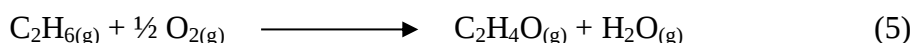
Reaksi tersebut berlangsung di dalam kolom berunggun yang terbuat dari material tahan korosi pada kondisi optimum yaitu temperatur 27-43°C dan tekanan 2-3 atm. Di dalam proses ini *selectivity* teoritis sebesar 85-90%. Pada proses klorohidrin terdapat beberapa kekurangan dibandingkan proses oksidasi langsung, seperti terdapat produk samping yang mengandung klor, bahan baku yang lebih beraneka ragam dan terdapat klor dalam aliran bahan baku sehingga dibutuhkan peralatan tahan korosi yang harganya mahal.

1.3.3. Reaksi Oksidasi Etilen dari Etana Dengan Oksigen Sebagai *Oxidizing Agent*

Pada proses ini, terdapat dua tahapan reaksi pembuatan etilen oksida, yaitu:

a. Proses Pembuatan Etilen

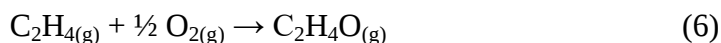
Etilen akan dibuat dari proses oxydehidrogenation etana, oksigen digunakan sebagai oxidizing agent. Pada reaksi ini dibutuhkan bantuan katalis (MoVaTeNbO) yang terjadi pada temperatur 200-500°C pada tekanan 1-10 atm, dimana reaksi yang terjadi:



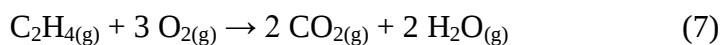
b. Proses Pembuatan Etilen Oksida

Dalam proses ini, etilen yang telah di bentuk pada reaksi etana dan udara sebelumnya digunakan sebagai bahan baku untuk membentuk etilen oksida, pada proses reaksi sebelumnya terdapat etana yang tidak terkonversi semuanya. Etana yang tidak dapat terkonversi ini dapat digunakan sebagai inert gas yang akan menggantikan fungsi dari metana atau nitrogen yang menjadi inert gas. Katalis yang digunakan pada proses ini adalah perak, reaksi pembuatan etilen oksida ini berlangsung pada temperatur 200-300°C dan tekanan berkisar 1-10 atm, mekanisme reaksinya:

Reaksi utama :



Reaksi samping :



Adapun keuntungan dan kekurangan proses pembuatan etilen oksida diatas, hal ini dapat dilihat pada tabel 1.1

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Produksi Etilen Oksida

Metode	Keuntungan	Kekurangan
Oksidasi Etilen dan Oksigen (US Patent 10035781B2)	• Selektivitas proses yang dihasilkan tinggi 82-90% • Konversi yang dihasilkan juga tinggi 99%	• Membutuhkan CO₂ <i>removal</i> section
Klorohidrin (US Patent 10858328B2)	• Selektivitas proses yang dihasilkan 80% • Konversi yang dihasilkan 40-65%	• Proses mahal karena membutuhkan klorin dalam jumlah yang cukup banyak • Pencemaran lingkungan yang serius dan korosi peralatan
Oxidizing Agent (ODH) (US Patent 0108370A1)	• Selektivitas proses yang dihasilkan tinggi 90% • Konversi yang dihasilkan 60-65%	• Proses mahal karena penggunaan demethanizer • Proses yang cukup kompleks • Suhu yang tinggi biasanya 800-900°C

1.4. Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Bahan Baku

- **Etilen (C₂H₄)**

Rumus molekul	: C ₂ H ₄
Berat molekul	: 28,0528 kg/kmol
Wujud	: gas
Berat jenis	: 0,577 g/cm ³
Titik didih	: -103,9°C

Kelarutan : Larut dalam air
 Warna : Tidak berwarna (Perry, 2008)

- **Oksigen (O₂)**

Rumus molekul : O₂
 Berat molekul : 31,999 kg/kmol
 Wujud : gas
 Berat jenis : 1,149 g/cm³
 Titik didih : -183°C
 Kelarutan : Larut dalam air
 Warna : Tidak berwarna (Perry, 2008)

- **Perak (Ag)**

Rumus molekul : Ag
 Berat molekul : 107,88 kg/kmol
 Wujud : padat
 Titik leleh : 960,5°C
 Titik didih : 1950°C
 Kelarutan : Tidak larut dalam air
 Warna : Silver (Perry, 2008)

1.4.2. **Produk**

Rumus molekul : C₂H₄O
 Berat molekul : 44,053 kg/kmol
 Wujud : gas
 Berat jenis : 0,899 g/cm³
 Titik didih (1 atm) : 10,8°C

Titik lebur (1 atm)	: -112,5°C
Warna	: Tidak berwarna
Titik beku	: -112,5°C
Temperature kritis	: 195,8°C
Tekanan kritis	: 91 atm
Volume kritis	: 140 ml/gmol
Kompresibilitas kritis	: 0,259
Densitas kritis	: 314 kg/m ³
Densitas cairan pada 20°C	: 876 kg/m ³
Densitas pada gas 20°C	: 2,98 g/l
Refractive index	: 1,359
Tegangan permukaan pada 20°C	: 24,5 m N/m
Kapasitas panas cairan 20°C	: 2 kJ/kg K
Kapasitas panas gas 20°C	: 1,1 kJ/kg K
Panas penguapan (25°C, 101 kPa)	: 5,495 kJ/kg K
Panas pembakaran	: 29,648 kJ/kg K
Panas pembentukan gas	: 117,86 kJ/kg K
Viskositas	: 0,325

(CRC, Physical and Chemistry Handbook)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1 Alasan Pendirian Pabrik

Permintaan Etilen Oksida (C_2H_4O) di Indonesia sangat tinggi dan terus mengalami peningkatan. Namun Indonesia belum memiliki kebutuhan Etilen Oksida (C_2H_4O) yang mencukupi, sehingga selama ini Indonesia masih mengandalkan impor untuk memenuhi kebutuhan Etilen Oksida (C_2H_4O) di dalam negeri. Banyaknya Kebutuhan akan Etilen Oksida membawa kesempatan besar untuk dilakukan ekspansi pendirian pabrik dari bahan baku etilen dan oksigen untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri serta berkompetisi dengan produsen industri luar negeri.

Etilen Oksida berbentuk gas, tidak berbau dan mudah larut dalam air. Etilen Oksida biasanya digunakan sebagai bahan baku pembuatan etilen glikol, sterilisasi alat kedokteran, dan pembersih.

Adapun alasan dari pendirian pabrik etilen oksida dari etilen dan oksigen, yaitu:

1. Menurunkan ketergantungan Etilen Oksida dari luar negeri
2. Meningkatkan nilai ekspor Etilen Oksida
3. Menciptakan lapangan kerja sehingga dapat mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.
4. Meningkatkan perekonomian masyarakat yang tinggal disekitar pabrik.

5. Membuka peluang bagi pengembangan-pengembangan industri dengan bahan baku etilen dan oksigen, sehingga tercipta diversifikasi produk yang mempunyai nilai ekonomi lebih tinggi.
6. Meningkatkan devisa negara dari sektor industri khususnya Etilen Oksida.

2.2 Pemilihan Kapasitas

Kapasitas produksi dari pra-rencana pabrik pembuatan Etilen Oksida ditentukan berdasarkan kebutuhan impor. Data mengenai perkembangan kebutuhan produk etilen oksida di Indonesia dapat digunakan untuk memprediksikan kebutuhannya di dalam negeri dan kebutuhannya untuk diekspor ke luar negeri pada tahun mendatang. Data tersebut dapat diambil berdasarkan kebutuhan etilen oksida dalam negeri di Badan Pusat Statistik bagian impor pada tahun 2018-2022.

Tabel 2.1 Data Impor Ekspor Etilen Oksida Tahun 2019-2023

Tahun	Jumlah (Ton)	
	Impor	Ekspor
2019	153.569	0
2020	119.061	0
2021	198.070	0
2022	466.567	480,00
2023	426.953	925,00
Jumlah	1.364.220	1.405,00

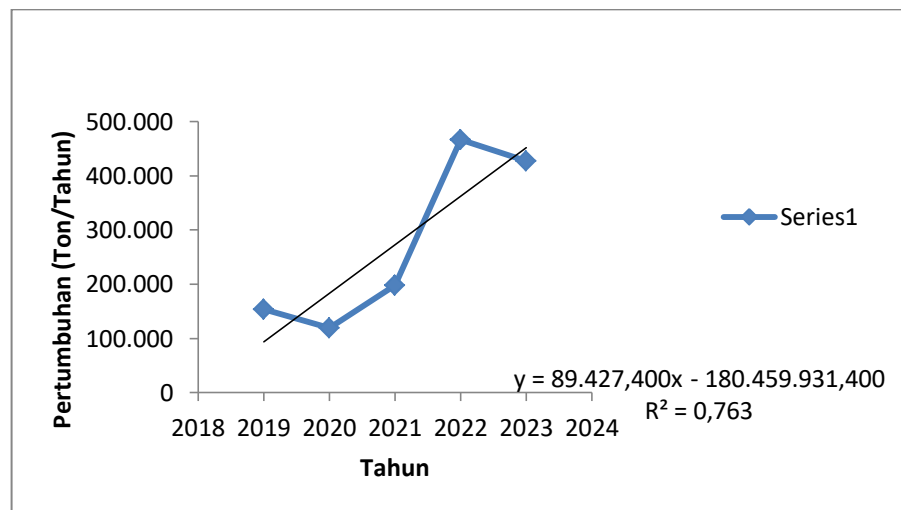
(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2023)

Dari data tersebut pertumbuhan rata-rata setiap tahun suatu produk pabrik dihitung dengan rumus berikut:

Tabel 2.2 Pertumbuhan Impor dan Ekspor Etilen Oksida

Tahun	Pertumbuhan (%)	
	Impor	Ekspor
2019	-	-
2020	-22,4707	-
2021	66,3601	-
2022	135,5566	-
2023	-8,4905	92,7083
Jumlah	42,7389	23,1771

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2023)

**Gambar 2.1.** Grafik Pertumbuhan

Dapat dilihat pada data dan grafik diatas dengan menggunakan regresi linier didapatkan persamaan sebagai berikut:

Diketahui :

X = Tahun pabrik didirikan

Y = $89.427,400 (x) - 180.459.931,400$

= $89.427,400 (2028) - 180.459.931,400$

= 898.835,80 kg/tahun

Berdasarkan data diatas diketahui bahwa etilen oksida pada tahun 2028 yaitu 781.746,20 ton/tahun. Diambil 10% dari kebutuhan etilen oksida pada tahun 2028 dan didapatkan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pabrik} &= 898.835,80 \text{ kg/tahun} \times 10\% \\ &= 89.883,58 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = 90.000 \text{ ton/tahun}$$

2.3 Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pra-rencana pabrik pembuatan etilen oksida ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$) ini adalah etilen (C_2H_4) dan oksigen (O_2). Pemilihan bahan baku tersebut berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Bahan baku dapat diperoleh di Indonesia, antara lain etilen (C_2H_4) diperoleh dari PT Chandra Asri Petrochemical dan oksigen (O_2) diperoleh dari PT Samator Indogas.
- 2) Harga bahan baku dan biaya transportasi pengadaan bahan baku masih relatif wajar, karena terdapat penyedia bahan baku serta lokasi pabrik yang tidak terlalu jauh dari lokasi bahan baku.

Tabel 2.3 Data Suplai Bahan Baku

No	Bahan Baku	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	C_2H_4	PT Chandra Asri Petrochemical, Banten	860
2.	O_2	PT Samator Indogas, Banten	318.700

2.4 Uraian Proses

Proses pembuatan etilen oksida dari etilen dan oksigen ini secara umum dapat dibagi menjadi 3 tahapan, yaitu:

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

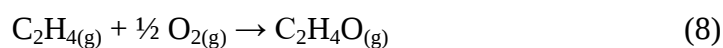
2.4.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku gas etilen dengan kemurnian 99,95% dan etana 0,05% sebagai impuritas yang didapatkan dari PT Chandra Asri Petrochemical dimasukkan dalam tanki penyimpanan (T-01). Kemudian mengalir melewati kompresor (K-01) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 22 atm. Lalu dialirkan melewati *chiller* (CH-01) untuk diturunkan suhunya menjadi 70°C menuju reaktor (R-01). Sementara itu bahan baku gas oksigen dengan kemurnian 99,96% dan nitrogen 0,04% sebagai impuritas didapatkan dari PT Samator Indogas menuju tanki penyimpanan (T-02). Kemudian mengalir melewati kompresor (K-02) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 22 atm. Lalu dialirkan melewati *chiller* (CH-02) untuk diturunkan suhunya menjadi 70°C menuju reaktor (R-01).

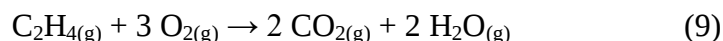
2.4.2. Tahap Reaksi

Reaksi berlangsung pada reaktor *fixed bed multitube* yang berisi katalis perak. Reaksi berlangsung pada suhu 70°C dan tekanan 22 atm. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:

Reaksi utama :



Reaksi samping :

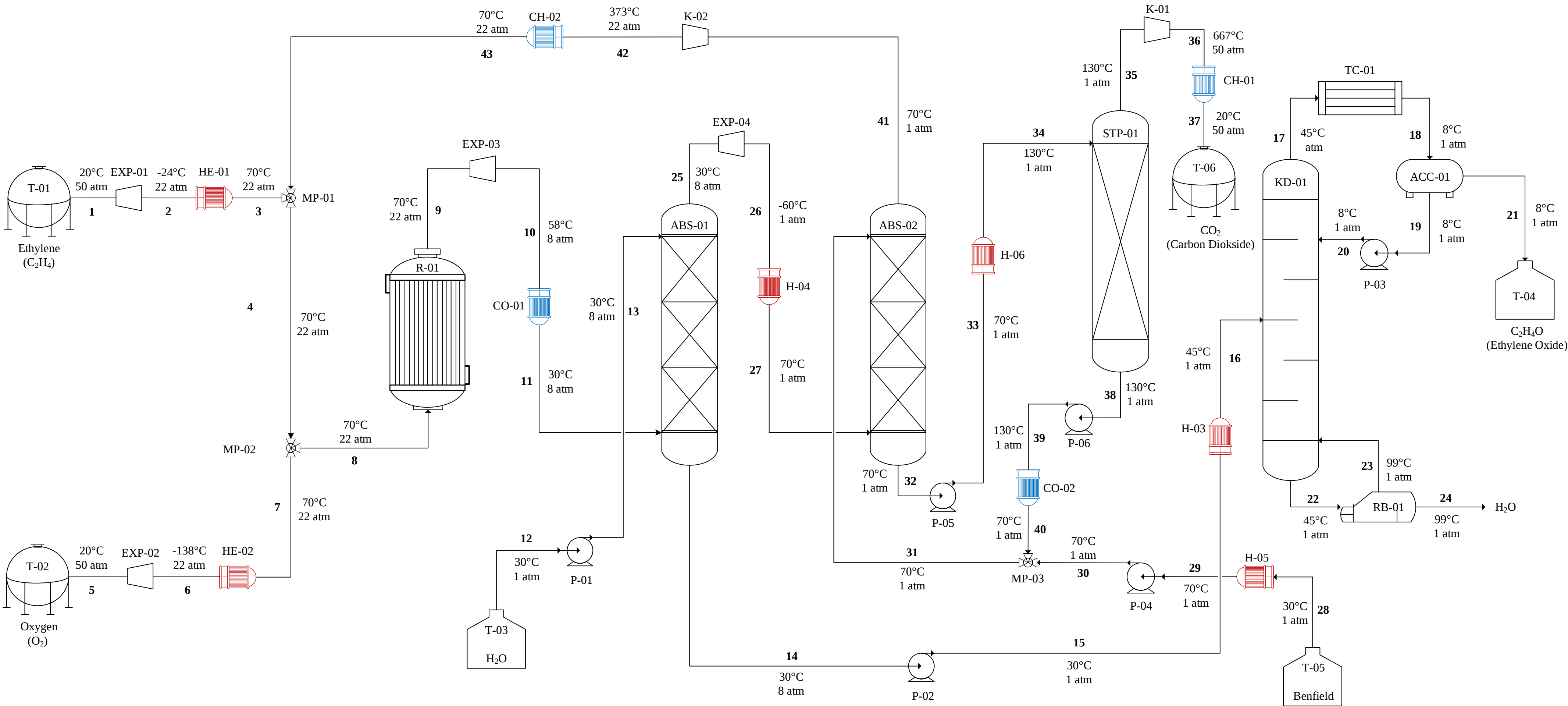


Hasil reaksi dari R-01 kemudian dilewatkan menuju ekspander (EXP-01) dan *cooler* (CO-01) untuk menyesuaikan kondisi operasi alat berikutnya. Setelah melewati ekspander (EXP-01) dan *cooler* (CO-01), keluaran R-01 akan dialirkan ke absorber (ABS-01).

2.4.3. Tahap Permuanian

Gas keluaran reaktor (R-01) diturunkan terlebih dahulu tekanannya menggunakan ekspander (EXP-01) dan temperaturnya menggunakan *cooler* (CO-01) hingga sesuai dengan kondisi operasi pada absorber (ABS-01) pada suhu 30°C dan tekanan 8 atm. Seksi ini bertujuan untuk memisahkan etilen oksida dari campuran gas berupa etilen dan oksigen yang tidak bereaksi, etana, nitrogen dan gas CO₂. Di kolom absorber ini, etilen oksida akan terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 30°C dan tekanan 8 atm. Hasil bawah berupa larutan etilen oksida, air dan sedikit gas sisa, sedangkan hasil atas berupa gas sisa reaktan dan gas CO₂. Larutan etilen oksida dimasukkan kedalam sebuah kolom destilasi untuk dimurnikan. Hasil atas kolom destilasi (KD-01) adalah produk etilen oksida dengan kemurnian 99% sedangkan hasil bawah sebagian besar adalah air. Sebagian destilat akan dikembalikan ke kolom destilasi (KD-01) sebagai refluk sedangkan lainnya akan disimpan di tanki produk etilen oksida (T-04) pada suhu 8°C dan tekanan 1 atm.

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETILEN OKSIDA DARI
ETILEN DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN**

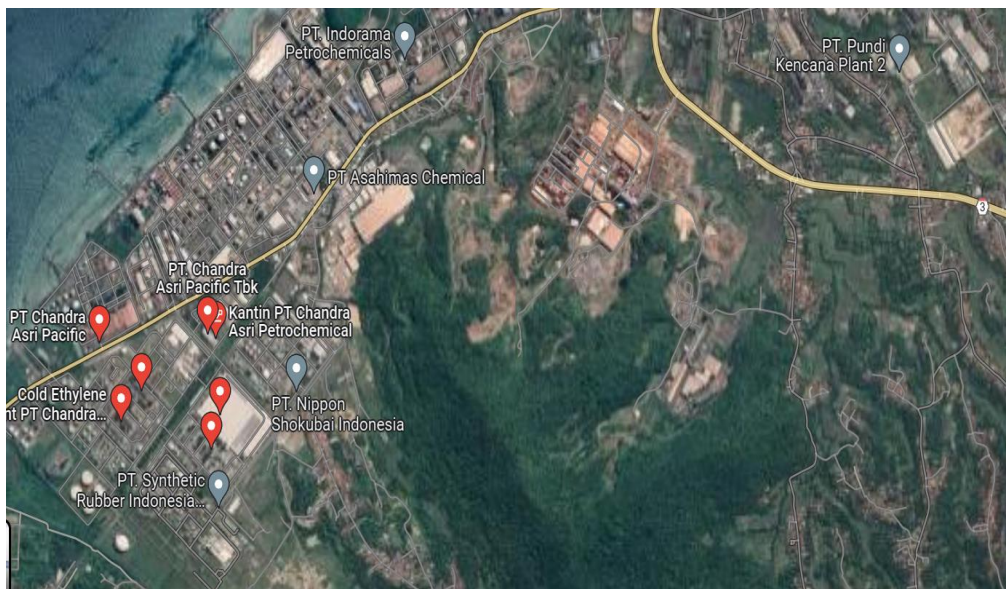


BAB III

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

3.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan aspek penting yang menentukan keberhasilan pabrik yang akan dibangun. Lokasi pabrik dapat mempengaruhi daya saing pabrik dan menentukan kelangsungan serta perkembangan pabrik. Pertimbangan teknis dan ekonomis diperlukan untuk menentukan lokasi pabrik yang sesuai. Beberapa pertimbangan yang dijadikan acuan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain lokasi pabrik dengan bahan baku operasional atau penunjang pabrik, transportasi, tenaga kerja, lokasi pabrik dan target penjualan, sosial politik dan keamanan, serta kebijakan pemerintah setempat.



Gambar 3.1. Peta Digital Lokasi Pabrik Etilen Oksida

(Sumber: google.com, 2023)

Pabrik etilen oksida ini direncanakan akan didirikan di Kecamatan Ciwandan, Cilegon, Provinsi Banten. Pemilihan ini bertujuan untuk mencapai manfaat baik secara teknis dan ekonomis, berdasarkan pertimbangan berikut :

3.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku menjadi prioritas utama karena dalam proses suatu industri hal pertama yang di perhatikan adalah sumber bahan baku yang tidak jauh dari tempat pabrik di dirikan. Bahan baku dalam memproduksi etilen oksida adalah etilen dan oksigen, berdasarkan data jumlah produksi etilen di PT. Chandra Asri Petrochemical sebanyak 860.000 Ton/tahun, dan data jumlah produksi oksigen di PT. Samator Indogas sebanyak 318.700 Ton/tahun.

Air yang digunakan pada pabrik ini merupakan air sungai yang dapat mendukung kelancaran operasional pabrik seperti air proses, air umpan ketel, air pendingin, serta air minum maupun air untuk keperluan lainnya. Selain itu, air juga digunakan untuk sumber pembangkit *steam*. Tenaga listrik diperoleh dari pembangkit listrik yang dibangun sendiri dan dibangkitkan oleh generator. Lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku ini diharapkan agar pasokan bahan baku dapat tercukupi dengan lancar.

3.1.2 Pemasaran

Pemasaran adalah salah satu aspek yang sangat mempengaruhi studi kelayakan pendirian pabrik. Jika dalam proses pemasaran tepat sasaran, maka dapat memberikan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Pendirian pabrik etilen oksida paling utama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Bahan kimia yang juga dikenal sebagai *oxirane* ini banyak digunakan dalam industri kimia dan farmasi. Secara langsung etilen oksida digunakan

sebagai bahan desinfektan yang efektif dan banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga. Bidang kedokteran biasa memanfaatkan etilen oksida untuk mensterilkan peralatan-peralatan bedah, plastik dan alat-alat lain yang tidak tahan panas yang tidak dapat disterilkan dengan uap. Sedangkan pada bidang industri yang memerlukan bahan baku etilen oksida, yaitu etilen glikol yaitu PT. Polychem Indonesia. Selain itu, di dekat lokasi pabrik terdapat beberapa industri yang membutuhkan bahan baku etilen oksida, seperti industri etanolamina, industri surfaktan non ionik, industri polietilen oksida, dan industri pembuatan deterjen dan surfaktan yang juga terbuat dari bahan etilen oksida.

3.1.3 Sumber Daya Manusia

Provinsi Banten merupakan daerah dengan jumlah penduduk yang cukup tinggi yaitu sebanyak 13,16 juta jiwa pada tahun 2020 (BPS, 2020). Dengan banyaknya jumlah penduduk tersebut penyediaan tenaga kerja relatif mudah terpenuhi. Tenaga kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, maupun tenaga ahli.

3.1.4 Sarana Transportasi

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

etillen oksida ini menunjukkan perkembangan yang sangat pesat di setiap tahunnya. Dengan demikian pemasaran tidak akan terhambat.

3.1.5 Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah di Kecamatan Ciwandan ini masih relatif luas dan struktur tanahnya kokoh dan datar, karena sejak awal areal ini memang direncanakan sebagai kawasan industri, sehingga tanah disekitarnya cukup stabil. Daerah ini memiliki kontur tanah yang datar mencakup kawasan Industri I dengan luas 550 hektar dan kawasan Industri II dengan luas 75 hektar. Kawasan ini memiliki kondisi tanah yang sesuai untuk bangunan ataupun pabrik. Tentunya dengan dukungan iklim yang stabil sepanjang tahun, pemilihan lokasi ditempat ini akan sangat menguntungkan.

3.1.6 Kebijakan Pemerintah

Kebijakan pemerintah terhadap perkembangan industri cukup baik, khususnya perhatian pemerintah daerah Banten. Hal ini ditandai dengan adanya kebijaksanaan pengembangan industri dalam hubungannya dengan pemerataan kesempatan kerja dan hasil-hasil pembangunan yang berhasil menumbuhkan iklim investasi yang baik di Banten. Hal ini merupakan salah satu alternatif proses pembangunan ekonomi daerah, yakni dengan adanya pembangunan industri, perbaikan kapasitas tenaga kerja, alih ilmu pengetahuan, dan lainnya. Berdasarkan Peraturan Presiden no 2 tahun 2018 kota Cilegon termasuk wilayah yang dikembangkan untuk industri kimia, sehingga akan memudahkan perijinan untuk pendirian pabrik Etilen Oksida di kota Cilegon.

3.2 Tata Letak Pabrik

3.2.1 Tata Letak Area Pabrik

Tata letak pabrik atau *plant layout* adalah pembagian ruangan atau luasan pabrik untuk peletakkan bangunan maupun peralatan pabrik. Perencanaan *layout* pabrik diatur sedemikian rupa untuk menunjang operasi yang baik, konstruksi yang ekonomis, distribusi utilitas yang ekonomis, ruang gerak bagi karyawan yang memadai dan keselamatan kerja bagi karyawan serta menerapkan *green industry* dalam pengaplikasiannya. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
2. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
3. Keselamatan kerja para pekerja harus dijamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
6. Adanya servis area seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan, serta lapangan olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.
7. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.

8. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Secara garis besar *layout* pabrik terbagi atas beberapa daerah utama yaitu:

a. Daerah administrasi / perkantoran, dan fasilitas pendukung

Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: *Mess*, koperasi, poliklinik, kantin, aula, lapangan olahraga, taman dan masjid.

b. Daerah Proses Ruang Kontrol dan Laboratorium

Daerah proses dan ruang kontrol dan laboratorium merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses. Sedangkan Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

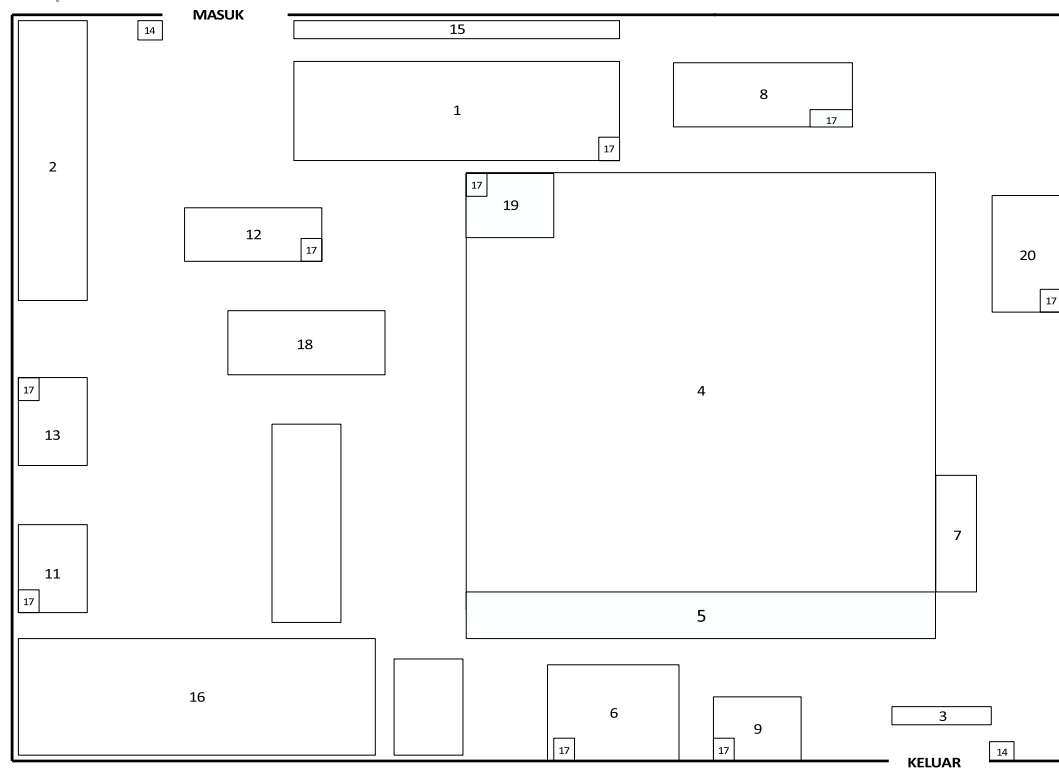
c. Daerah Pergudangan, Bengkel, dan Pemadam Kebakaran

Daerah pergudangan merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi. Sedangkan pemadam kebakaran merupakan lokasi satuan pemadam kebakaran.

d. Daerah utilitas dan Pengolahan Limbah dan Gudang LNG

Daerah utilitas merupakan pusat lokasi kegiatan penyediaan air, *steam*, air pendingin, dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses produksi. Area pengolahan limbah merupakan tempat lokasi kegiatan pengolahan limbah proses dan *domestic*.

Berdasarkan pertimbangan dan pembagian daerah pabrik, tata letak area pabrik yang digunakan pada pendirian pabrik etilen oksida dapat dilihat pada Gambar 3.2



Gambar 3.2. *Layout Pabrik*

Keterangan :

- | | |
|----------------------|-------------------------|
| 1 = Area Perkantoran | 11 = Masjid |
| 2 = Tempat Parkir | 12 = Perpustakaan |
| 3 = Ruang Timbang | 13 = Klinik |
| 4 = Ruang Proses | 14 = Pos Satpam |
| 5 = Area Perluasan | 15 = Taman |
| 6 = Utilitas | 16 = Perumahan Karyawan |
| 7 = Gudang | 17 = Toilet |
| 8 = Laboratorium | 18 = Kantin |

9 = Pemadam Kebakaran

19 = *Control Room*

10 = Lapangan Olahraga

20 = Bengkel

3.2.2 Tata Letak Alat Proses

Desain tata ruang peralatan pabrik atau *equipment layout* menjadi sangat penting karena berpengaruh pada efisiensi pabrik, yang berkaitan dengan ruang dan waktu operasi maupun sistem perpipaannya. Tata ruang peralatan proses secara umum berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan bekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pengaturan ruang peralatan proses pabrik (*equipment layout*), antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.

2. Aliran udara

Diperlukannya perhatian mengenai kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan bagi keselamatan para pekerja, dan selain itu juga harus memperhatikan arah hembusan angin.

3. Operasi

Pada peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*, *valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau

oleh operator.

4. Pencahayaan

Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan, maka harus diberikan penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai demi keselamatan.

5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan, maka yang perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, dan selain itu juga keamanan menjadi prioritas utama.

6. Keamanan

Letak alat-alat proses harus tepat dan sebaik mungkin, apabila terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
- c. Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.

e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

7. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan *tube*.

8. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

9. Pertimbangan ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

10. Jarak antar alat proses

Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan rendah, meskipun demikian sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi kerusakan pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

3.2.3 Luas Tanah

Perkiraan pabrik etilen oksida akan dibangun diatas tanah seluas 3,6070 Ha dengan perincian sebagai berikut:

- a. Luas area pabrik = 0,6513 Ha
- b. Luas area perkantoran = 0,4320 Ha

c. Luas fasilitas penunjang = 0,5600 Ha

d. Luas area perluasan pabrik = 1,9637 Ha

Berikut adalah pra rancangan pabrik pembuatan etilen oksida dengan kapasitas 90.000 ton/tahun.

BAB IV

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 90.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 jam operasi
Bahan Baku	: Etilen dan Oksigen
Produk	: Etilen Oksida

4.1. Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2
C ₂ H ₆	4,0625	4,0625
C ₂ H ₄	8.125,0272	147,6181
O ₂	4.633,8775	46,3388
N ₂	18,5355	18,5355
C ₂ H ₄ O		12.506,2531
H ₂ O		17,0478
CO ₂		41,6469
Total	127.815.027	127.815.027

4.2. Absorber (ABS-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6
C ₂ H ₆	4,0625		0,286	3,7765
C ₂ H ₄	147,6181		12,7382	134,8799
O ₂	46,3388		0,403	45,9358
N ₂	18,5355		0,1995	18,3361
C ₂ H ₄ O	12.506,2531		12.506	-
H ₂ O	17,0478	12.506,2531	12.519,8887	3,4122
CO ₂	41,6469		6,0838	35,8162
Total	12.781,5027	12.506,2531	25.045,5992	242,1567
	25.287,7559		25.287,7559	

4.3. Kolom Destilasi (KD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 5	Aliran 7	Aliran 12
C2H4	12,7382	12,7382	0
O2	0,4030	0,4030	0
C2H6	0,2860	0,2860	0
N2	0,1995	0,1995	0
C2H4O	12.506,000	12.501,3428	4,6572
CO2	6,0838	6,0838	0
H2O	12.519,8887	5,4239	12.514,4648
Total	25.045,5992	12.526,4772	12.519,1220
		25.045,5992	

4.4. Total Condensor (TC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 8	Aliran 10	Aliran 11
C2H4	12,7782	0,0400	12,7382
O2	0,4031	0,0001	0,4030
C2H6	0,2875	0,0015	0,2860
N2	0,1995	0	0,1995
C2H4O	14.544,0435	2.042,7064	12.501,3428
CO2	6,1050	0,0212	6,0838
H2O	80,6340	75,2103	5,4239
Total	14.644,4509	2.117,9796	12.526,4772
		14.644,4509	

4.5. Accumulator (ACC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 11
C2H4	12,7782	0,0400	12,7382
O2	0,4031	0,0001	0,4030
C2H6	0,2875	0,0015	0,2860
N2	0,1995	0	0,1995
C2H4O	14.544,0492	2.042,7064	12.501,3428
CO2	6,1050	0,0212	6,0838
H2O	80,6340	75,2103	5,4239
Total	14.644,4568	2.117,9796	12.526,4772
		14.644,4568	

4.6. Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 12	Aliran 13	Aliran 14
C ₂ H ₄	0	0	0
O ₂	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0
N ₂	0	0	0
C ₂ H ₄ O	5,7600	1,1027	4,6572
CO ₂	0	0	0
H ₂ O	53.540,5411	41.026,0763	12.514,4648
Total	53.546,3011	41.027,1791	12.519,1220
		53.546,3011	

4.7. Absorber (ABS-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 6	Aliran 15	Aliran 16	Aliran 17
C ₂ H ₆	3,7765		3,7765	
C ₂ H ₄	134,8799		134,8799	
O ₂	45,9358		45,9358	
N ₂	18,3361		18,3361	
C ₂ H ₄ O	0		0	
CO ₂	35,8162			0,0358
H ₂ O	3,4122	262,1833		250,9491
K ₂ CO ₃		112,3643		
KHCO ₃				162,7911
Total	242,1566	374,5475	202,9282	413,7760
	616,7042		616,7042	

4.8. Stripper (STP-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 17	Aliran 18	Aliran 19
CO ₂	0,0358		35,8162
H ₂ O	250,9491	265,5955	
K ₂ CO ₃		112,3643	
KHCO ₃	162,7911		
Total	413,7760	374,5475	35,8162
		413,7760	

BAB V

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 90.000 Ton/Tahun
 Operasi Pabrik : 300 Hari/Tahun
 Basis : 1 jam operasi
 Satuan : Kilo Joule (kJ)
 Temperatur Referensi : 25°C

5.1. Chiller (CH-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q2	3.038.222,8637	
Q3		598.436,5270
Qcw in	-1.854.474,9439	
Qcw out		585.311.3927
Total	1.183.747,9198	1.183.747,9198

5.2. Chiller (CH-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q5	1.633.580,9491	
Q6		193.646,4943
Qcw in	-1.094.490,2540	
Qcw out		345.444,2008
Total	539.090,6951	539.090,6951

5.3. Chiller (CH-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q29	3.361,4503	
Q30		151,5857
Qcw in	-2.439,8093	
Qcw out		770,00552
Total	921,6410	921,6410

5.4. Chiller (CH-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q40	13.276,3245	
Q6		13.011,6717
Qcw in	-201,1619	
Qcw out		63,4909
Total	13.075,1627	13.075,1627

5.5. Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q7	792.083,0214	
Q8		672.486,2030
Qr		-209.555.152,3483
Qcw in	52.314.414,5643	
Qcw out		261.989.163,7310
Total	53.106.497,5857	53.106.497,5857

5.6. Cooler (CO-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q9	485.334,1175	
Q10		70.774,8134
Qcw in	103.433,6628	
Qcw out		517.992,9668
Total	588.767,7803	588.767,7803

5.7. Absorber (AB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q10	70.774,9879	
Q11	116.657,8334	
Q22		1.576,3450
Q12		185.855,9781
Qr		0,4983
Total	187.432,8214	187.432,8214

5.8. Heater (H-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q12	185.855,9781	
Q13		3.876.640,8725
Qs in	10.433.459,2644	
Qs out		9.714.171,1597
Total	10.619.315,2424	10.619.315,2424

5.9. Kolom Destilasi (KD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q13	905.144,0828	
Q14		-327.142,8460
Q19 (reboiler)		1.738.516,5663
Qc	6.789.841,8290	
Qv		6.283.612,1915
Total	7.694.985,9118	7.694.985,9118

5.10. Total Condensor (TC-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q13	-267.187,4349	
Q14 reflux		-39.489,3104
Q17		-227.698,1245
Qlaten	324.391,2013	
Qcw in	-246.568,8679	
Qcw out		77.822,3335
Total	-189.365,1015	-189.365,1015

5.11. Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q19	7.436.614,4165	
Q20		5.698.097,8502
Q21		1.738.402,5850
Qv		2.033.993,7761
Qs in	29.501.950,3987	
Qs out		27.468.070,7761
Total	36.938.564,8152	36.938.564,8152

5.12. Heater (H-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q23	-24.635,3440	
Q24		14.695,1114
Qs in	570.498,3886	
Qs out		531.167,9332
Total	545.863,0446	545.863,0446

5.13. Heater (H-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q25	21.138,7713	
Q26		21.143,1397
Qs in	63,3649	
Qs out		58,9965
Total	21.202,1362	21.202,1362

5.14. Absorber (AB-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q24	13.280,2013	
Q26	27.681,5063	
Q33		13.276,3245
Q27		31.236,6048
Qr		709.249,9103
Qs in	10.339.364,0564	
Qs out		9.626.562,9242
Total	10.380.325,7639	10.380.325,7639

5.15. Cooler (CO-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q31	15.956,7939	
Q32		27.681,5063
Qcw in	-2.925,3473	
Qcw out		-14.650,0597
Total	13.031,4465	13.031,4465

5.16. Heater (H-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q27	31.236,6048	
Q28		73.175,3845
Qs in	608.332,8032	
Qs out		566.394,0235
Total	639.569,4080	639.569,4080

5.17. Stripper (ST-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q28	73.175,3845	
Q29		3.361,4503
Q31		15.956,7939
Qr		696.324,9686
Qs in	9.319.161,3640	
Qs out		8.676.693,5357
TOTAL	9.392.336,7485	9.392.336,7485

5.18. Ekspander (EXP-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q8	672.486,2030	
Q9		485.334,1175
Qs in	-187.152,0854	
Total	485.334,1175	485.334,1175

5.19. Ekspander (EXP-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q22	1.576,3450	
Q23		-24.635,3440
Qs	-26.211,6891	
Total	-24.635,3440	-24.635,3440

5.20. Kompresor (K-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q1	63.457,3247	
Q2		3.038.222,8637
Q in	2.974.765,54	
Total	3.038.222,8637	3.038.222,8637

5.21. Kompresor (K-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q4	21.426,7203	
Q5		1.683.657,8694
Qs in	1.662.231,15	
Total	-301.172,5405	-301.172,5405

5.22. Kompresor (K-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q33	13.276,3245	
Q34		13.276,3245
Qs in	0	
Total	13.276,3245	13.276,3245

BAB VI

UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang operasional pabrik yang menyediakan, menyiapkan, dan mendistribusikan kebutuhan unit proses untuk produksi. Kebutuhan bahan penunjang yang harus disediakan oleh unit utilitas secara kontiniu demi kelangsungan operasi pabrik ini adalah sebagai berikut:

- | | | |
|---|---|------------------------|
| 1. Kebutuhan <i>steam</i> proses (250°C) | = | 22.027,8908 kg/jam |
| 2. Kebutuhan air pendingin | = | 11.443.268,4291 kg/jam |
| 3. Kebutuhan <i>refrigerant</i> CO ₂ | = | 51.864.420,2898 kg/jam |
| 4. Kebutuhan listrik | = | 255,0426 kW |
| 5. Kebutuhan bahan bakar (LNG) | = | 1.058,1341 kg/jam |

Perincian perhitungan kebutuhan bahan penunjang dapat dilihat di bawah ini.

6.1. Unit Penyediaan *Steam*

Unit penyediaan *steam* bertugas untuk menyediakan *steam* untuk pemanas aliran proses maupun penggerak turbin.

6.1.1 *Steam* Pemanas

Steam yang digunakan untuk pemanas aliran proses adalah *saturated steam* pada temperatur 162°C. Kebutuhan *steam* untuk pemanas adalah sebagai berikut :

Tabel 6.1. Kebutuhan *Steam* Pemanas

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Heater 01	3.781,7461
Heater 02	206,7847
Heater 03	0,0230
Heater 04	220,4983
Absorber-02	3.747,6400

Stripper-01	3.377,8540
Reboiler 01	10.693,3448
Total	22.027,8908

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan steam pemanas} &= (1 + 10\%) \times \text{kebutuhan steam} \\
 &= (1 + 10\%) \times 22.027,8908 \text{ kg/jam} \\
 &= 24.230,6799 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

6.1.2. Steam Penggerak Turbin

Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah *superheated steam*

60 bar dan 400°C. Data dari Tabel 29-9 (Perry, R. H., 1999):

$$\text{Kebutuhan steam, } m_{\text{steam}} = 25,5 \text{ lb/kW.jam} \quad (\text{Perry, R. H., 1999})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya turbin} &= 340 \text{ hp} \quad (\text{Perry, R. H., 1999}) \\
 &= 280,65468 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah steam} &= 25,5 \text{ lb/kW.jam} \times 280,65468 \text{ kW} \\
 &= 7.153,9442 \text{ lb/jam} \\
 &= 3.247,8907 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan steam} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah steam} \\
 &= (1 + 10\%) \times 3.247,8907 \text{ kg/jam} \\
 &= 3.572,6797 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

6.2. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan bagian dari unit utilitas yang bertugas mengolah dan menyediakan air untuk memenuhi kebutuhan air, yaitu:

- a) Air pendingin
- b) Air umpan *boiler*

- c) Air domestik
- d) Air pemadam kebakaran

6.2.1 Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk mendinginkan aliran proses. Berikut ini jumlah air pendingin yang dibutuhkan oleh alat proses:

Tabel 6.2. Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Pompa-01	12.506,2531
Pompa-02	25.045,5992
Pompa-03	105,2246
Pompa-04	374,5475
Pompa-05	413,7760
Pompa-06	377,9598
Cooler-01	11.088.814,5568
Cooler-02	313.617,7630
Total	11.443.268,4291

Pemakaian air pendingin dilakukan secara sirkulasi. Air pendingin yang telah digunakan untuk pendinginan didinginkan kembali di *cooling tower*. Selama air didinginkan di *cooling tower*, terjadi beberapa kehilangan (*loss*), yaitu *evaporation loss*, *drift loss*, dan *blowdown*.

a) *Evaporation loss*

Evaporation loss merupakan kehilangan air pendingin karena penguapan, dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan :

W_e = *Evaporation loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam) = 11.443.268,4291 kg/jam

T_1 = Temperatur air pendingin masuk *cooling tower* (°F) = 86 °F

$$T_2 = \text{Temperatur air pendingin keluar } \textit{cooling tower} (^{\circ}\text{F}) = 122^{\circ}\text{F}$$

maka :

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_2 - T_1) \\ &= 0,00085 \times 11.443.268,4291 \text{ kg/jam} \times (122 - 86)^{\circ}\text{F} \\ &= 350.164,0139 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) *Drift loss*

Drift loss merupakan jumlah air pendingin yang hilang karena terbawa aliran udara keluar *cooling tower*. Kehilangan karena *drift loss* ini berkisar antara 0,1-0,2% dari sirkulasi air pendingin (Perry, R. H., 1999).

$$\begin{aligned} W_d &= 0,2\% \times W_c \\ &= 0,2\% \times 11.443.268,4291 \text{ kg/jam} \\ &= 22.886,5369 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah total } \textit{make-up} \text{ air pendingin} &= W_e + W_d \\ &= 373.505,5508 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan sebagai campuran dalam fluida proses maupun bahan hidrolisis. Berikut jumlah air proses yang dibutuhkan pada pabrik ini

$$\text{Jumlah air proses} = 12.506,2531 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan 10 %

$$\begin{aligned} \text{Total air proses} &= (1+10\%) \times 12.506,2531 \text{ kg/jam} \\ &= 13.756,8784 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6.2.2 Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* merupakan air yang dimasukkan ke dalam *boiler* untuk diubah menjadi uap/*steam* di dalam *boiler*. Diketahui :

Kebutuhan *steam* pemanas = 24.230,6799 kg/jam

Kebutuhan *steam* penggerak turbin = 3.572,6799 kg/jam

Maka air umpan *boiler* dapat dii hitung dengan cara sebagai berikut :

a) Air umpan *boiler* power

Berdasarkan Smith dan van Ness, didapat data entalpi liquid dan entalpi uap saturated *steam* 400°C adalah:

Entalpi *superheated steam*, 400°C = 1,715.3200 kJ/kg

Kebutuhan air *steam* pemanas didapat dari hasil faktor evaporasi terhadap massa *steam* yang dibutuhkan. Untuk mencari faktor evaporasi maka dapat dilakukan dengan rumus di bawah ini:

$$\begin{aligned}\text{Faktor evaporasi} &= (H_g - H_f)/970,3 \\ &= 1,715,3200/970,3 \\ &= 1,7678\end{aligned}$$

Untuk mengetahui berapa banyak air yang digunakan untuk *steam* maka dapat di hitung dengan rumus di bawah ini:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air boiler power (turbin)} &= \text{Faktor evaporasi} \times \text{massa steam} \\ &= 1,7678 \times 24.230,6799 \\ &= 42.834,9959 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b) Air umpan *boiler* untuk *steam* proses

Berdasarkan Smith dan van Ness, didapat data entalpi liquid dan entalpi uap saturated *steam* 200°C adalah:

Entalpi liquid (H_f) MP *steam*, 200°C = 849 kJ/kg

Entalpi uap (H_g) MP *steam*, 200°C = 853 kJ/kg

Kebutuhan air *steam* pemanas didapat dari hasil faktor evaporasi terhadap massa *steam* yang dibutuhkan. Untuk mencari faktor evaporasi maka dapat dilakukan dengan rumus di bawah ini:

$$\begin{aligned}\text{Faktor evaporasi} &= (H_g - H_f)/970,3 \\ &= 4/970,3 \\ &= 0,0041\end{aligned}$$

Untuk mengetahui berapa banyak air yang digunakan untuk *steam* maka dapat dihitung dengan rumus di bawah ini:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air umpan boiler} &= \text{Faktor evaporasi} \times \text{massa steam} \\ &= 0,0041 \times 24.230,6799 \\ &= 99,8894 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

c) Make-up air umpan boiler

Kondensat dari *steam* disirkulasi kembali sebagai air umpan boiler.

Kehilangan (*loss*) di *steam trap* dan pada saat *blowdown* sebesar 5%.

Kebutuhan *make-up* air umpan boiler :

Make-up air umpan boiler untuk *steam* pemanas

$$\begin{aligned}\text{Make-up} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam pemanas} \\ &= 5\% \times 24.230,6799 \text{ kg/jam} \\ &= 1.211,5340 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Maka, total kebutuhan air keseluruhan untuk umpan boiler adalah

$$\begin{aligned}\text{Total air umpan boiler} &= 42.834,9959 + 99,8894 + 1.211,5340 \\ &= 44.146,4193 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

6.2.3 Air Domestik

Air domestik digunakan untuk keperluan rumah, perkantoran, laboratorium dan fasilitas umum. Adapun rincian kebutuhan air domestik berdasarkan Kriteria Perencanaan Air Bersih Direktorat Jenderal Cipta Karya Dinas PU (Anonim, 1996) meliputi:

- 1) Kebutuhan rumah tangga 120 liter/hari/orang (SNI 03-7065-2005).

Sehingga kebutuhan air rumah tangga adalah

$$\text{Jumlah karyawan mess} = 144 \text{ orang}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan rumah tangga} &= 144 \times 120 : 24 \text{ liter/jam} \\ &= 720 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- 2) Kantor dan pabrik 120 liter/hari/orang (Kusnarjo, 2010).

Sehingga kebutuhan air pada pabrik dan kantor adalah

$$\text{Jumlah karyawan} = 144 \text{ orang}$$

$$\text{Jam kerja} = 8 \text{ jam/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air karyawan} &= 120 \times 144 : 3 \text{ liter/jam} \\ &= 5.760 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- 3) Laboratorium dan taman

Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan air laboratorium dan taman adalah 20% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air laboratorium dan taman adalah

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan labroratorium dan taman} &= 20\% \times 5.760 \text{ liter/jam} \\ &= 1.152 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

4) Kantin, masjid dan poliklinik

Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan air kantin, masjid, dan poliklinik adalah 25% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air kantin, masjid, dan poliklinik adalah

$$\begin{aligned}\text{Untuk 1 unit} &= 20\% \times 5.760 \text{ liter/jam} \\ &= 1.152 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Maka, total air kebutuhan domestik adalah 8.904 kg/jam

6.2.4. Air Pemadam Kebakaran

Air pemadam kebakaran dan cadangan ditetapkan 40% dari total kebutuhan air domestik (Kusnarjo, 2010). Sehingga total air pemadam kebakaran dan cadangan adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Air pemadam kebakaran dan cadangan} &= 40\% \times 8.904 \text{ liter/jam} \\ &= 3.561,6 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas} = 1 \text{ kg/liter}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pemadam kebakaran} &= 3.561,6 \text{ liter/jam} \times 1 \text{ kg/liter} \\ &= 3.561,6 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Total air domestik dan air pemadam kebakaran

$$\begin{aligned}&= 8.904 \text{ liter/jam} + 3.561,6 \text{ liter/jam} \\ &= 12.456,6 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Faktor keamanan 10 %

Total kebutuhan air domestic dan air pemadam kebakaran

$$\begin{aligned}&= (1+10\%) \times 12.456,6 \\ &= 13.356 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

6.3. Unit Penyediaan *Refrigerant*

Pada prarancangan pabrik Etilen Oksida ini membutuhkan pendingin karbon dioksida (CO_2) dengan suhu masuk -60°C untuk menurunkan suhu drastis. *Refrigerant* merupakan suatu zat yang digunakan sebagai pendingin peralatan proses dan perpindahan panas dalam *Heat Exchanger*. Berikut adalah jumlah pendingin CO_2 yang dibutuhkan yang dapat dilihat di tabel dibawah ini.

Tabel 6.3. Kebutuhan *Refrigerant*

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
<i>Chiller-01</i>	27.341.535,5149
<i>Chiller-02</i>	16.136.666,7411
<i>Chiller-03</i>	35.971,4387
<i>Total Condensor-01</i>	3.635.299,2960
Total	47.149.472,9907

Faktor Keamanan yang digunakan adalah 10%, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \text{refrigerant } \text{CO}_2 &= (1+10\%) \times \text{jumlah kebutuhan } \text{refrigerant } \text{CO}_2 \\
 &= (1+10\%) \times 47.149.472,9907 \\
 &= 51.864.420,2898 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Refrigerant tersedia} = 35,8162 \text{ kg/jam}$$

Sehingga *refrigerant* CO_2 yang harus dipenuhi adalah :

$$\text{Kebutuhan } \text{refrigerant} \text{ dibeli} = 51.864.384,4736 \text{ kg/jam}$$

6.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

a) Daya listrik peralatan

Tabel 6.3. Kebutuhan Listrik Peralatan

Alat	Daya (Hp)
Pompa-01	1
Pompa-02	2
Pompa-03	1

Pompa-04	1
Pompa-05	1
Pompa-06	1
Kompresor-01	1
Kompresor-02	1
Ekspander-01	1
Ekspander-02	1
Total	12

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan listrik peralatan} &= 12 \text{ hp} \times 0,74 \text{ kW/hp} \\ &= 3,9045 \text{ kW}\end{aligned}$$

b) Daya Listrik Penerangan Pabrik

Penerangan pabrik :

$$\text{Luas area pabrik} = 36.070 \text{ m}^2$$

Nilai *candle* didapatkan berdasarkan SNI 6197-2011.

$$\text{Iluminasi lampu} = 90 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 500 \text{ lumen/m}^2 \quad (\text{SNI 6197-2011})$$

$$\begin{aligned}\text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{36.070 \text{ m}^2 \times 500 \text{ lumen/m}^2}{90 \text{ lumen/watt}} \\ &= 200.387,7433 \text{ watt} \\ &= 200,3877 \text{ kW}\end{aligned}$$

c) Daya Listrik Domestik

Kebutuhan daya listrik domestik digunakan untuk peralatan kantor, lemari es, pendingin ruangan dan peralatan listrik rumah tangga. Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan daya listrik domestik adalah 10 kW. Total kebutuhan daya listrik pabrik Asam Metana Sulfonat dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 6.4 Total Kebutuhan Daya Listrik

Komponen	Daya Listrik (kW)
Peralatan Proses	68,4950
Penerangan	13,8875
Lain-lain	282,7702
Total	286,6748

Digunakan faktor keamanan, sehingga :

Total Kebutuhan Daya Listrik = $(1+10\%) \times \text{Jumlah Kebutuhan Daya Listrik}$

$$= (1+10\%) \times 286,6748 \text{ kW}$$

$$= 315,3422 \text{ kW}$$

Sehingga kapasitas turbin dapat dicari :

Kapasitas turbin = Total kebutuhan daya listrik / Efisiensi utilitas

$$= 315,3422 / 0,8$$

$$= 394,1778 \text{ kW}$$

6.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Penyediaan bahan bakar berkaitan dengan pemenuhan kebutuhan *steam* power dan *steam* untuk proses. Bahan bakar yang digunakan adalah LNG. Rincian kebutuhan bahan bakar pada *boiler* adalah sebagai berikut :

a) Boiler Penghasil Listrik

Boiler penghasil listrik ini disuplai oleh *boiler* 1 yang berfungsi untuk menghasilkan *power* dan MP *steam* yang dapat digunakan untuk *steam* proses.

Efisiensi *boiler* = 80%

$$\text{HHV LNG} = 21,500.0000 \text{ Btu/lb} = 50,009.0000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan steam, } m_{\text{steam}} = 24.230,6799 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = \frac{M_s \times H_{M_s} \times H}{H \times E_b H \times E_b}$$

$$= 172,17817 \text{ kg/jam}$$

b) *Boiler Penghasil Steam Proses*

Boiler penghasil *steam* proses ini disuplai oleh *boiler* 2 yang berfungsi untuk menghasilkan MP *steam* proses.

Efisiensi *boiler* = 80%

$$\text{HHV LNG} = 21,500.0000 \text{ Btu/lb} = 50,009.0000 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar boiler} &= \frac{M_s \times H}{LHV \times Eb} \frac{M_s \times H}{LHV \times Eb} \\ &= 888,3419 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Total bahan bakar} &= (1+10\%) \times (\text{Jumlah bahan bakar}) \\ &= (1+10\%) \times 1.060,5199 \\ &= 1.166,5719 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

BAB VII

SPESIFIKASI PERALATAN

7.1. Tangki (T-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tanki-01 (gas)
Kode Alat	T-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan bahan baku C ₂ H ₄
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30 °C
Tekanan	2 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tangki	1.210,2922 m ³
OD	6,6136 m
ID	6,6121 m
Tinggi Tangki	11,5711 m
Tebal Silinder	0,0007 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Lama Penyimpanan	2 Hari

7.2. Tangki (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-02 (gas)
Kode Alat	T-02
Jumlah	1 buah

Fungsi	Menyimpan bahan baku O ₂
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30°C
Tekanan	2 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tangki	224,1318 m ³
OD	3,7694 m
ID	3,7689 m
Tinggi Tangki	6,5956 m
Tebal Silinder	0,0004 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Lama Penyimpanan	2 Hari

7.3. Tangki (T-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki H ₂ O
Kode Alat	T-03
Jumlah	15 buah
Fungsi	Menyimpan H ₂ O
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan <i>head elipsoidal</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	18,9581 m ³
Tinggi Tangki	8,2620 m
OD	2,5625 m

t silinder	0,010156574 m
T head	0,010156564 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	1 Hari

7.4. Tangki (T-04)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Produk
Kode Alat	T-04
Jumlah	15 buah
Fungsi	Menyimpan C ₂ H ₄ O
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan <i>head elipsoidal</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	18,9876 m ³
Tinggi Tangki	8,2749 m
OD	2,5664 m
t silinder	0,010156925 m
T head	0,010156915 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	1 Hari

7.5. Tangki (T-05)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Larutan Benfield
Kode Alat	T – 05

Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat Penyimpanan Larutan Benfield

DATA DESIGN

Tipe	Silinder vertikal dengan head elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

Volume Tangki	8,4196 m ³
Tinggi Tangki	3,6693 m
OD	1,1491 m
T Silinder	0,01005274
Tebal Tutup dan alas	0,010052738
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Waktu Tinggal	1 hari

7.6. Tanki (T-06)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki Produk
Kode Alat	T-06
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan H ₂ O

DATA DESIGN

Tipe	Silinder vertikal dengan <i>head elipsoidal</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

Volume Tangki	0,8144 m ³
Tinggi Tangki	0,3549 m

OD	0,1292 m
t silinder	0,010003903 m
T head	0,010003903 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	1 Hari

7.7. Reaktor (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat pembentukan Etilen Oksida
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multitubular fixed bed reaktor</i>
Temperatur	70 °C
Tekanan	22 atm
Laju alir volumetrik	9,9006 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Diameter	0,0119 m
Tebal dinding	0,0023 m
Tinggi Reaktor	8,0036 m
Diameter luas katalis	1,397 m
Katalis	Perak
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

7.8. Chiller (CH-01)

Identifikasi	
Nama Alat	<i>Chiller-01</i>
Kode Alat	CH-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan suhu output K-01 ke R-01
Data Desain	
Tipe	<i>Double pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
<i>Actual design coefficient, Ud</i>	0,8442 Btu/hr ft ² °F
<i>Clean Overall Coefficient, Uc</i>	0,8464 Btu/hr ft ² °F
ANNULUS	
ID 3,0680 in	ID 2,4690 in
OD 3,5000 in	OD 2,8800 in
Δp_a 44,4101 Psi	Δp_p 11,2887 Psi
<i>Dirt Factor</i>	: 0,0030
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>

7.9. Chiller (CH-02)

Identifikasi	
Nama Alat	<i>Chiller-02</i>
Kode Alat	CH-02
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan suhu output K-02 ke R-01
Data Desain	
Tipe	<i>Double pipe Heat Exchanger</i>

Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
<i>Actual design coefficient, Ud</i>	4,0605 Btu/hr ft ² °F
<i>Clean Overall Coefficient, Uc</i>	4,1106 Btu/hr ft ² °F

ANNULUS**INNER PIPE**

ID	3,0680 in	ID	2,4690 in
OD	3,5000 in	OD	2,8800 in
Δp_a	1,4113 Psi	Δp_p	3,2900 Psi
<i>Dirt Factor</i>			: 0,0030
Bahan Konstruksi			: <i>Carbon steel</i>

7.10. Chiller (CH-03)**Identifikasi**

Nama Alat	<i>Chiller – 03</i>
Kode Alat	CH-03
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan suhu top product STP-01 menuju T-06

Data Desain

Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
<i>Actual design coefficient, Ud</i>	2,0512 Btu/hr ft ² °F
<i>Clean Overall Coefficient, Uc</i>	2,0639 Btu/hr ft ² °F

ANNULUS**INNER PIPE**

ID	3,0680 in	ID	2,4690 in
OD	3,5000 in	OD	2,8800 in
Δp_a	0,0001 Psi	Δp_p	0,0000 Psi

<i>Dirt Factor</i>	: 0,0030
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>

7.11. Chiller (CH-04)

Identifikasi	
Nama Alat	<i>Chiller – 04</i>
Kode Alat	CH-04
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan suhu dari K-03 menuju MP-01

Data Desain	
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
<i>Actual design coefficient, Ud</i>	2,0512 Btu/hr ft ² °F
<i>Clean Overall Coefficient, Uc</i>	2,0639 Btu/hr ft ² °F
ANNULUS INNER PIPE	
ID 3,0680 in	ID 2,4690 in
OD 3,5000 in	OD 2,8800 in
Δp_a 0,0005 Psi	Δp_p 0,0000 Psi
<i>Dirt Factor</i>	: 0,0030
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>

7.12. Absorber (ABS-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Absorber-01
Kode Alat	ABS-01
Jumlah	1 buah

Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk Menyerap C2H4O Menggunakan H2O
DATA DESIGN	
Tipe	Packed Tower
Tekanan	8,0000 atm
Temperatur	30,0000 C
Diameter Kolom	2,0440 m
Tinggi Absorber	13,3676 m
Tebal Dinding	0,0167 m
Packing:	
Jenis Packing	Ceramic Rasching Rings
Nominal Size	38 mm (1,5 inch)
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

7.13. Absorber (ABS-02)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	CO2 Absorber		
Kode Alat	ABS-02		
Jumlah	1 buah		
Operasi	Kontinyu		
Fungsi	Untuk Menyerap CO2 Menggunakan Larutan Benfield		
DATA DESIGN			
Tipe	Packed Tower		
Tekanan	1,0000		atm
Temperatur	70,0000		C
Diameter Kolom	0,2813		m
Tinggi Absorber	7,3638		m

Tebal Dinding	0,0109	m
Packing:		
Jenis Packing	Ceramic Rasching Rings	
Nominal Size	38 mm (1,5 inch)	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	

7.14. Stripper (STP-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Stripper-01</i>
Kode Alat	STP-01
Fungsi	Melepaskan CO ₂ yang terkandung dalam larutan benfield
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pass Sieve Tray</i>
Temperatur	130
Tekanan	1
DATA MEKANIK	
Diameter	1,7606
Tinggi	16,775
Tebal dinding	0,1303
Bahan Konstruksi	SA 283 Grade B (Brownell dan Young, hal.251)

7.15. Kompresor (K-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-01
Kode Alat	K-01
Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	Mengalirkan keluaran T-01 menuju CH-01

Tipe	<i>Single Stage Ekspander</i>
Kapasitas	242,1566483 kg/jam
Temperatur	30 C
Tekanan	8 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA MEKANIK

Densitas	3,257 lb/ft ³
Laju Volumetrik	0,005193291 m ³ /min
Tekanan Masuk	22 atm
Tekanan Keluar	8,00 atm
Efisiensi	80%
Power	10 HP

7.17. Kolom Destilasi (KD-01)

IDENTIFIKASI

Nama/Kode Alat	Kolom Destilasi /KD-01
Jenis	<i>Sieve Tray Column</i>
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinu
Fungsi	C ₂ H ₄ O

DATA DESAIN

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	49,0000 °C	99,0000 °C

KOLOM

Tinggi Kolom	11,4194 m
Total Tray	27,0000 buah

PELAT				
	Top		Bottom	
<i>Active Area</i>	0,7102	m2	1,1470	m2
<i>Hole Diameter</i>	5,0000	mm	5,0000	mm
<i>Hole Area</i>	0,0710	m2	0,1147	m2
Panjang weir	45,0000	m	45,0000	mm
Tebal Pelat	5,0000	mm	5,0000	mm
Jumlah <i>hole</i>	115,0000	buah	90,0000	buah

7.18 *Total Condenser (TC-01)*

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Total Condensor		
Kode Alat	TC-01		
Jumlah	1 Buah		
Fungsi	Mengubah fase EO Menjadi Liquid dan Refluks		
DATA DESAIN			
Tipe	1-4 Shell and Tube		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel		
Uc	563		
UD	37,2652		
DATA MEKANIK			
	Tube Side		Shell Side
Panjang	35 m	ID	39 in
		Baffle Space	19,5 in
OD	1 m	Pass	1
BWG	18	ΔP	0,0014 psi

Pass	2
ΔP	0,48 psi

7.19 *Accumulator* (ACC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Tempat menampung hasil kondensasi
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Temperatur	8,0000
Tekanan	1,0000
Kapasitas	25.045,5992
DATA MEKANIK	
Volume	3,4017
Diameter	2,0905
Panjang	8,3622
Tebal dinding	0,0058
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

7.20 *Reboiler* (RB-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Reboiler-01</i>
Kode Alat	RE-01
Fungsi	Menaikkan suhu untuk menguapkan Kembali cairan atau fraksi yang lebih berat dari destilasi
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN	
Tipe	1-2 Shell and Tube Heater
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A
Rd <i>required</i>	0,0030
Rd <i>calculated</i>	0,0171
UC	61,0212 BTU/jam ft F
UD	49,8653BTU/jam ft F
DATA MEKANIK	
Shell Side	
Tube Side	
ID	29
B	14,5
	Length
	OD
	BWG
Passes	1
	Passes
ΔPs	0,6919 psi
	ΔPt
	16,45
	0,75 in
	18
	2
	6,6807 psi

7.21 Heater (HE-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater-01</i>
Kode Alat	HE-01
Fungsi	Menaikkan suhu produk dari ABS-01 menuju KD-01
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heater</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
<i>Rd required</i>	0,0030
<i>Rd calculated</i>	0,0032
UC	59,5388 BTU/jam ft F

UD	50,0004 BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	15,25	Length	6,0980
B	7,625	OD	0,0191 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	4,8606 psi	ΔP_t	1,6036 psi

7.22 Heater (HE-02)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Heater-02		
Kode Alat	HE-02		
Fungsi	Menaikkan suhu <i>top product</i> ABS-01 menuju ABS-02		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heater		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
Rd <i>required</i>	0,0030		
Rd <i>calculated</i>	0,0049		
UC	66,2309 BTU/jam ft F		
UD	50,0680 BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	17,25	Length	6,0960
B	8,625	OD	0,0191 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2

ΔP_s	5,6040 psi	ΔP_t	0,6351 psi
--------------	------------	--------------	------------

7.23 *Heater*(HE-03)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Heater-03	
Kode Alat		HE-03	
Fungsi		Menaikkan suhu dari T-05 ke ABS-02	
Jumlah		1 unit	
DATA DESAIN			
Tipe		1-2 Shell and Tube Heater	
Bahan Konstruksi		Carbon Steel SA-212 Grade A	
Rd required		0,0030	
Rd calculated		12.977,8305	
UC		61,0212 BTU/jam ft F	
UD		50,0000 BTU/jam ft F	
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	29	Length	16,45
B	14,5	OD	0,75 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,0006 psi	ΔPt	6,6807 psi

7.24 *Heater* (HE-04)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater-04</i>
Kode Alat	HE-04

Fungsi	Menaikkan suhu dari P-06 ke STP-01		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heater		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
Rd <i>required</i>	0,0030		
Rd <i>calculated</i>	1,2450		
UC	61,0212 BTU/jam ft F		
UD	50,0680 BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	29	Length	16,45
B	14,5	OD	0,75 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	6,6807 psi	ΔPt	0,007 psi

7.25 Cooler (CO-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Coller-01</i>
Kode Alat	CO-01
Fungsi	menurunkan suhu dari R-01 menuju ABS-01
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>-4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
<i>Rd required</i>	0,0030

Rd <i>calculated</i>	0.003024154
UC	563 BTU/jam ft F
UD	208.3564 BTU/jam ft F

DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	39	Length	35 in
B	19,5	OD	1 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0.001127627 psi	ΔP_t	0.0224 psi

7.26 Cooler (CO-02)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Cooler-02	
Kode Alat		CO-02	
Fungsi		menurunkan suhu buttom product STP-01 menuju ABS-02	
Jumlah		1 unit	
DATA DESAIN			
Tipe		1-4 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi		Carbon Steel	
Rd <i>required</i>		0,0030	
Rd <i>calculated</i>		-2.228	
UC		563 BTU/jam ft F	
UD		-0.4491 BTU/jam ft F	
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	39 in	Length	35 m

B	19,5 in	OD	1 m
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	9.46418E-07psi	ΔP_t	0,216 psi

7.28 Pompa (P-01)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-01	
Fungsi	Mengalirkan senyawa ke CO-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	70,0000 °C	
Densitas	797.2373 kg/m ³	
Laju alir massa	12,781.5027 kg/jam	
Viskositas	11.4939 Cp	
Tekanan uap	2.1081 psi	
Kapasitas pompa	77.6804 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0.1731 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	Suction	Discharge
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2.0670 in	1.0490 in
OD	2.3800 in	1,32000 in
L	4,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0.2783 ft/s	0.5031 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0.7116 ft lbf/lb	0.0213 ft lbf/lb
NPSH	-41.4562 ft lbf/lb	

<i>Power</i>	1,0000 HP
Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

7.29 Pompa (P-02)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-02	
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O ke ABS-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	30,0000 °C	
Densitas	1,022.8823 kg/m ³	
Laju alir massa	12,506.2531 kg/jam	
Viskositas	0.8150 Cp	
Tekanan uap	0.0056 psi	
Kapasitas pompa	103,7743 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	59.2405 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	Suction	Discharge
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2.0670 in	1.0490 in
OD	2.3800 in	1,3200 in
L	4.0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0.2122 ft/s	0.3837 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0.4139 ft lbf/lb	0,0118 ft lbf/lb
NPSH	38.9713 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	

Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

7.30 Pompa (P-03)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-03	
Fungsi	Mengalirkan <i>bottom product</i> ABS-01 ke KD-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	30,0000 °C	
Densitas	889.5243 kg/m ³	
Laju alir massa	25,045.5992 kg/jam	
Viskositas	6.9154 Cp	
Tekanan uap	0,0905 psi	
Kapasitas pompa	136.4240 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,3040 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2.0670 in	1.3200 in
OD	2.3800 in	1.0490 in
L	4,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0.4887 ft/s	0,8836 ft/s
<i>Total friction loss</i>	2.1949 ft lbf/lb	2,4168 ft lbf/lb
NPSH	38.8939 ft lbf/lb	

<i>Power</i>	1,0000 HP
Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

7.31 Pompa (P-04)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-04	
Fungsi	Mengalirkan keluaran ACC-01 menuju KD-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	8 °C	
Densitas	891,9676 kg/m ³	
Laju alir massa	2.117,9738 kg/jam	
Viskositas	5,8753 Cp	
Tekanan uap	0,0206 psi	
Kapasitas pompa	5,107 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0011 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	4,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0412 ft/s	0,0745 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0,0000 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	39,6853 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	

Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

7.32 Pompa (P-05)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-05	
Fungsi	Mengalirkan Larutan dari HE-03 menuju MP-02	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	70 °C	
Densitas	1.250,1412 kg/m ³	
Laju alir massa	374,5475 kg/jam	
Viskositas	0,9935 Cp	
Tekanan uap	0,5911 psi	
Kapasitas pompa	1,4517 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0032 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	5,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0052 ft/s	0,0094 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0,0002 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	17,5043 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	

Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

7.33 Pompa (P-06)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-06	
Fungsi	Mengalirkan Keluaran ABS-02 menuju HE-04	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	70,0000 °C	
Densitas	1.601,6647 kg/m ³	
Laju alir massa	413,7760 kg/jam	
Viskositas	4,3273 Cp	
Tekanan uap	102,3646 psi	
Kapasitas pompa	1,2517 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0028 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	5,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0045 ft/s	0,0081 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0,0002 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	2.140,4825 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	

Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

7.34 Pompa (P-07)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-07	
Fungsi	Mengalirkan Aliran Keluaran STP-01 menuju CO-02	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	130 °C	
Densitas	1.198,1529 kg/m ³	
Laju alir massa	377,9598 kg/jam	
Viskositas	0,5055 Cp	
Tekanan uap	19,6809 psi	
Kapasitas pompa	1,5284 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0034 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	5,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0055 ft/s	0,0099 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0,0003 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	522,5002 ft lbf/lb	

<i>Power</i>	1,0000 HP
Jumlah	1,0000
Bahan	Carbon Steel

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Berdasarkan hukum pendiriannya, perusahaan dapat dibagi menjadi perusahaan badan hukum dan bukan badan hukum. Perseroan Terbatas (PT), koperasi, dan yayasan tergolong bentuk perusahaan badan hukum, sedangkan persekutuan perdata, persekutuan firma, dan Persekutuan Komanditer (CV) tergolong bentuk perusahaan bukan badan hukum. Pabrik pembuatan Asam Methanasulfonat ini menggunakan bentuk perusahaan berupa PT. PT merupakan badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam Undang-Undang serta peraturan pelaksanaannya (Undang- Undang Republik Indonesia No. 1 Tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas). Berikut merupakan beberapa alasan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas:.

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dari bank atau dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab memegang saham terbatas yaitu dengan menjual saham perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris.
6. Lapangan usaha luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
7. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual sahamnya kepada orang lain.
8. Penempatan pemimpin atas kemampuan pelaksanaan tugas.

8.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Dalam mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan sebagai pedoman, antara lain:

- a. Perumusan perusahaan dengan jelas
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- d. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- e. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Menurut Widjaja (2003), bentuk-bentuk organisasi itu dapat dibedakan atas beberapa jenis sebagai berikut.

1. *Line System*

Struktur organisasi pada *line system* ini biasanya digunakan pada perusahaan yang kecil. Pemegang kekuasaan tertinggi berada dipemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada karyawan.

2. *Functional System*

Struktur organisasi *functional system* ini biasanya digunakan pada perusahaan besar dan kompleks. Dimana pada jenis ini, karyawan ditempatkan sesuai dengan bidang yang dimiliki dan wewenangnya hanya sebatas bidang keahliannya saja.

3. *Line and Staff System*

Struktur line and staff diterapkan pada organisasi skala besar, bidang kerja yang beragam, dan jumlah karyawan yang banyak. Keberagaman bidang kerja dan skala perusahaan yang besar mengakibatkan pimpinan memerlukan bantuan dari banyak karyawan atau staf. Bagian yang berpengaruh pada sistem ini adalah line dan staff.

1. Line, sekelompok orang yang menjalankan tugas untuk mencapai tujuan perusahaan.
2. Staff, sekelompok orang yang memiliki keahlian pada bidang yang spesifik.

Keuntungan penggunaan sistem organisasi line and staff, terutama untuk bentuk perusahaan PT adalah sebagai berikut:

1. Koordinasi menjadi lebih mudah sehingga dapat mencapai tujuan perusahaan dengan lebih baik.
2. Setiap kelompok memiliki tugas spesifik masing-masing, dengan kelompok lini yang melaksanakan tugas pokok serta kelompok staf yang melaksanakan tugas pendukung.
3. Pertanggung-jawaban masing-masing kelompok menjadi lebih jelas sehingga pekerja menjadi lebih disiplin dan taat.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pabrik pembuatan *Etilen Oksida* ini menggunakan struktur organisasi line dan staff.

Pada RUPS, pemimpin pabrik atau Dewan Komisaris dapat ditunjuk langsung oleh para pemegang saham. Kemudian Dewan Komisaris tersebut dapat langsung menunjuk bawahannya yaitu Direktur untuk langsung bertanggung-jawabkan seluruh operasi pabrik. Beberapa manajer pada bagian yang spesifik akan diangkat untuk membantu tugas daripada seorang Direktur, dimana manajer tersebut akan dibantu oleh beberapa karyawan. Rincian mengenai posisi-posisi jabatan tersebut pada struktur organisasinya dijelaskan sebagai berikut.

1. Manajer Teknik dan Produksi
 - a. Bagian Operasi dan Produksi
 - b. Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi
 - c. Bagian Riset dan Pengembangan
2. Manajer Personalia dan Umum
 - a. Bagian Personalia
 - b. Bagian Pelayanan Umum
3. Manajer Keuangan dan Pemasaran

- a. Bagian Keuangan
- b. Bagian Pemasaran

8.3 Tugas dan Wewenang

Menurut Kusnarjo (2010), tugas dan tanggung jawab pada bentuk organisasi *line and staff system* adalah sebagai berikut.

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang ikut dalam pengumpulan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang besarnya tergantung dari presentase kepemilikan saham. Kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Penanam saham wajib menanamkan modalnya paling sedikit 1 tahun. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) adalah rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan. RUPS biasanya dilakukan paling sedikit sekali dalam setahun atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan (neraca telah). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan dewan direksi serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
- b. Mengangkat dan memberhentikan *general manager*
- c. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan, atau ditanamkan kembali.

d. Meminta pertanggung jawaban kepada dewan komisaris dan *general manager*

e. Mengadakan rapat umum sedikitnya satu kali dalam setahun.

2. Direktur Utama

Direktur utama ini bertindak sebagai perwakilan dari pemegang saham dan semua keputusan diputuskan serta dipegang oleh rapat persero. Direktur utama diangkat dan ditunjuk sesuai ketentuan yang ada dalam perjanjian saat rapat umum pemegang saham dan dapat diberhentikan setiap waktu rapat umum pemegang saham bila ia bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Direktur utama biasanya adalah pemegang saham yang mempunyai modal mayoritas dan dipilih dari Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Direktur utama merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham. Berikut merupakan tugas dan wewenang dewan komisaris :

1. Menetapkan kebijakan perusahaan dan memutuskan dan memilih siapa yang menjabat sebagai *general manager*.
2. Melakukan pengawasan terhadap kinerja dari *general manager* serta memberikan nasihat dan arahan kepada *general manager* jika ingin melakukan perubahan dalam perusahaan.
3. Mengadakan pertemuan/rapat secara berkali terkait kondisi perusahaan.
4. Membantu direktur utama dalam melakukan tugas-tugas penting.
5. Meminta laporan pertanggungjawaban kepada *general manager* secara berkala

3. General Manager

General manager adalah pemegang kepengurusan perusahaan dan merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris. Posisi *general manager* merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. *general manager* membawahi semua kepala departemen. Tugas dan wewenang *general manager* :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara pelaksanaannya.
- b. Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing
- c. Mempertanggung jawabkan kepada Dewan Komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- d. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- e. Mengangkat ataupun memberhentikan pegawai atau karyawan.
- f. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.
- g. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- h. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- i. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
- j. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- k. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.

- l. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
- m. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan.

4. *Manager*

Secara umum tugas Manajer adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan. Manajer bertanggung jawab kepada *general manager* sesuai dengan bagiannya masing-masing. Manajer terdiri dari :

1. Manajer Produksi

Manajer produksi bertanggungjawab kepada *general manager* dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi pabrik. Manajer produksi membawahi :

a. Kepala bagian proses

Kepala bagian proses membawahi kepala seksi operator dan kepala seksi utilitas. Kepala bagian proses berkewajiban untuk mengawasi jalannya proses pada bagian produksi dan utilitas, menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum nantinya diperbaiki oleh seksi yang berwenang, serta menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

b. Kepala bagian *quality control*

Kepala bagian *quality control* membawahi kepala seksi laboratorium dan kepala seksi K3 dan lingkungan. Kepala bagian *quality control* berkewajiban dan bertanggung jawab untuk mengawasi mutu bahan baku dan bahan pembantu agar sesuai dengan ketentuan yang berlaku,

memastikan hasil produk sesuai dengan mutu yang diinginkan perusahaan, memastikan hasil buangan pabrik sesuai dengan standar yang ada agar tidak mencemari lingkungan sekitar serta mengatur dan mengawasi sistem Kesehatan dan keselamatan kerja (K3).

2. Manajer Teknik

Manajer teknik bertanggungjawab kepada *general manager* atas kelancaran alat-alat dalam proses produksi pabrik, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Manajer Teknik membawahi :

a. Kepala bagian *maintenance*

Kepala bagian *maintenance* membawahi kepala seksi *planning* dan *support* dan kepala seksi *execution*. Kepala bagian *maintenance* berkewajiban untuk mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan produksi dan sarana pendukung, melakukan perbaikan alat operasi serta mendukung kelancaran operasional produksi.

b. Kepala bagian teknologi

Kepala bagian teknologi membawahi kepala seksi IT dan kepala seksi instrumentasi. Kepala bagian teknologi berkewajiban untuk merencanakan pengembangan, perbaikan, dan pemeliharaan sistem instrumentasi. Melakukan inovasi terkait teknologi baru dan inovasi dalam bidang instrumentasi yang dapat meningkatkan efisiensi operasi pabrik, serta bertanggung jawab atas instalasi, perawatan dan perbaikan sistem instrumentasi.

3. Manajer Keuangan

Manajer keuangan bertanggungjawab kepada *general manager* untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan. Manajer keuangan membawahi :

a. Kepala bagian pendanaan proses

Kepala bagian pendanaan proses membawahi kepala seksi administrasi dan akuntansi bagian pendanaan proses. Kepala bagian pendanaan proses bertanggungjawab untuk mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku atau bahan penunjang proses, mengatur dan merencanakan pembelian barang inventaris serta merencanakan dan mengatur anggaran belanja perusahaan.

b. Kepala bagian pendapatan

Kepala bagian pendapatan membawahi kepala seksi administrasi dan akuntansi bagian pendapatan. Kepala bagian pendapatan bertanggungjawab untuk mengatur dan mengawasi pemasukan hasil penjualan produk, serta menetapkan harga jual produk.

4. Manajer SDM, Pemasaran dan Umum

Manajer SDM, pemasaran dan umum bertanggungjawab kepada *general manager* untuk melaksanakan kegiatan yang memiliki unsur organisasi. Manajer SDM, pemasaran dan umum membawahi :

a. Kepala bagian pemasaran dan pengadaan

Kepala bagian pemasaran dan pengadaan membawahi kepala seksi pemasaran dan pengadaan. Kepala bagian pemasaran dan pengadaan bertanggungjawab untuk mengawasi dan mengatur sasaran dan tempat pemasaran hasil produksi, melakukan kegiatan promosi (memperkenalkan

produk kepada masyarakat), mengatasi permasalahan terkait keluhan konsumen atas produk yang dijual, serta menganalisa perilaku pasar untuk menentukan kebijakan pemasaran.

b. Kepala bagian umum

Kepala bagian umum membawahi kepala seksi personalia dan kepala seksi pelayanan dan umum. Tugas bagian umum bertanggungjawab untuk mengatur dan meningkatkan hubungan kerjasama yang harmonis antara karyawan perusahaan dengan lingkungan Masyarakat sekitar guna menjalin hubungan yang baik dan harmonis, memberikan dan meningkatkan layanan Kesehatan serta mengadakan semua kebutuhan karyawan berkaitan dengan hak mereka.

8.4 Waktu Kerja

Pabrik pembuatan asam oksalat dari tandan kosong kelapa sawit ini direncanakan beroperasi 300 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah *shut down*. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan *Non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan *non-shift* yaitu direksi, *general manager*, kepala departemen, manajer seksi, serta karyawan yang berada di kantor administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu.

Jam kerja karyawan *non-shift* ditetapkan sesuai **UU Cipta Kerja No.11/2020** yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur. Perincian jam kerja *non-shift* perusahaan ini, meliputi :

- a. Hari senin s/d kamis : Pukul 07.00 - 12.00 WIB
Pukul 13.00 – 16.30 WIB
- b. Hari jumat : Pukul 07.00 – 11.30 WIB
Pukul 13.30 – 16.30 WIB

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang terlibat langsung dalam produksi pabrik yang berhubungan langsung dengan permasalahan keamanan dan kelancaran proses produksi yang terjadi terus menerus selama 24 jam. Pekerjaan dalam satu hari dibagi menjadi 3 *shift*, dengan masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam. Jadwal kerja untuk masing-masing *shift* adalah sebagai berikut :

- a. *Shift* pagi : 08.00 – 16.00 WIB
- b. *Shift* sore : 16.00 – 24.00 WIB
- c. *Shift* malam : 24.00 – 08.00 WIB

Pembagian jadwal *shift* untuk masing-masing tim dapat dilihat pada tabel dibawah ini, dimana pergantian *shift* dilakukan berdasarkan standar operasional yang berlaku di perusahaan.

Tabel 8.1 Pembagian Waktu Kerja Pekerja *Shift*

Waktu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I (Pagi)	A	A	A	B	B	B	C	C	C	D	D	D

II (Sore)	B	B	C	C	C	D	D	D	A	A	A	B
III (Malam)	C	D	D	D	A	A	A	B	B	B	C	C
IV (Libur)	D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A

8.5 Jumlah Karyawan

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan/pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan dapat dihitung melalui jumlah kapasitas produksi (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991).

1. Pengelompokan Pekerja Pabrik

Adapun kelompok pekerja yang berada di dalam lingkungan pabrik adalah sebagai berikut:

a. *Direct Operating Labor*

Direct Operating Labor adalah pekerja atau buruh yang berhubungan langsung dengan jalannya operasi proses di pabrik, dalam hal ini dapat dikategorikan untuk buruh pada bidang teknik, produksi, dan utilitas.

b. *Indirect Operating Labor*

Indirect Operating Labor adalah pekerja atau buruh yang tidak berhubungan langsung dengan jalannya operasi pabrik. Jenis pekerja ini dapat dikategorikan untuk buruh pada bidang perbengkelan/pemeliharaan, bidang puslitbang (pusat penelitian dan pengembangan), bagian umum dan bagian pemasaran serta keuangan.

2. Metode Penentuan Jumlah Pekerja

a. *Direct Operating Labor*

Metode penentuan jumlah buruh pada bagian proses/operasi dilakukan dengan gambar 6-8, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), prosedur perhitungan dilakukan dengan cara berikut:

Kapasitas produksi (P) = 90.000 ton/tahun = 300 ton/hari

Masukkan harga (P) ke persamaan:

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

$$\begin{aligned} M &= 15,2 \times (300)^{0,25} \\ &= 64 \text{ Pekerja} \end{aligned}$$

Tahapan proses:

1. *Compressing*
2. *Cooling*
3. *Reaction*
4. *Pumping*
5. *Heating*
6. *Separation 1*
7. *Separation 2*
8. *Separation 3*
9. *Utility*
10. *Waste*

Pekerja *shift* bekerja selama 8 jam per hari sesuai dengan jadwal *shift* yang ditentukan, maka:

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{M}{\text{Time work}} \times \text{PS} \\
 &= \frac{64}{8 \text{ Jam}} \times 10 \\
 &= 80 \text{ Pekerja/hari}
 \end{aligned}$$

Jadi, jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk *direct operating labor* adalah 80 orang yang terbagi pada berbagai posisi/jabatan bagian produksi, pemeliharaan, utilitas, dan laboratorium.

b. *Indirect Operating Labour*

Diperkirakan jumlah buruh pada kelompok ini didasarkan pada kondisi rata-rata kebutuhan pabrik terhadap buruh untuk bagian teknik dan produksi (bidang seksi pemeliharaan, perbengkelan serta litbang), bagian umum, bagian pemasaran dan keuangan.

Setelah dilakukan perhitungan tersebut, dapat ditentukan jumlah total karyawan yang dibutuhkan pada pabrik asam oksalat ini. Rincian dari jumlah karyawan tersebut terdapat pada tabel dibawah ini. Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan/pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

Tabel 8.2 Perincian Jumlah Karyawan

Posisi Jabatan	Jumlah
Direktur Utama Perusahaan	1
General Manager	2
Sekretaris Umum	1
A. Manager Produksi	1
I. Kepala Bagian Proses	1
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1
Operator Kontrol	8

Operator Lapangan	8
Kepala Seksi Utilitas	1
Operator Kontrol	8
Operator Lapangan	8
II Kepala Bagian Quality Control	1
Kepala Seksi Laboratorium	1
Analisis	5
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1
Ahli K3	3
Ahli Lingkungan	3
B. Manajer Teknik	1
I Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1
Kepala Seksi Planning & Support	1
Engineer	8
Kepala Seksi <i>Execution</i>	1
Staff	1
II Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1
Kepala Seksi IT	1
Ahli IT	4
Kepala Seksi Instrumentasi	1
Instrumentasi	4
C. Manajer Keuangan	1
Sekretaris Manager Keuangan	1
I Kepala Bagian Pendanaan Proses	1
Kepala Seksi Administratif	1
Sekretaris	1
Kepala Seksi Akuntansi	1
Sekretaris	1
II Kepala Bagian Pendapatan	1
Kepala Seksi Administratif	1
Sekretaris	1
Kepala Seksi Akuntansi	1

Sekretaris	1
D. Manajer SDM dan Umum	1
I Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1
Kepala Seksi Pemasaran	1
Bagian Penjualan dan promosi	4
Bagian Pergudangan	4
Kepala Seksi Pengadaan	1
Bagian Pembelian	4
I Kepala Bagian Umum	1
Kepala Seksi Personalia	1
Bagian Humas	2
Bagian Kepegawaian	4
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1
Dokter	4
Perawat	4
Satpam	6
Pemadam Kebakaran	6
Supir	5
Penjaga Gudang	4
Jumlah Karyawan	144

Tabel 8.3 Jumlah Karyawan Shift

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Operator Kontrol	8	Shift
Operator Lapangan	8	Shift
Operator Kontrol	8	Shift
Operator Lapangan	16	Shift
Analisis	8	Shift
Engineer	12	Shift
Staff	12	Shift
Instrumentasi	4	Shift

Tabel 8.4 Jumlah Karyawan *Non-Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Direktur Utama Perusahaan	1	<i>Non-Shift</i>
General Manager	2	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Manager Produksi	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Utilitas	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Laboratorium	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli K3	3	<i>Non-Shift</i>
Ahli Lingkungan	3	<i>Non-Shift</i>
Manajer Teknik	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Planning & Support	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Execution</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi IT	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli IT	3	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Instrumentasi	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pendanaan Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pendapatan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>

Kepala Seksi Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer SDM dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pemasaran	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Penjualan dan promosi	5	<i>Non-Shift</i>
Bagian Pergudangan	5	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Personalia	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Humas	3	<i>Non-Shift</i>
Bagian Kepegawaian	4	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Dokter	4	<i>Non-Shift</i>
Perawat	4	<i>Non-Shift</i>
Satpam	6	<i>Non-Shift</i>
Pemadam Kebakaran	6	<i>Non-Shift</i>
Supir	5	<i>Non-Shift</i>
Penjaga Gudang	4	<i>Non-Shift</i>

8.6 Sistem Penggajian

Sistem penggajian karyawan dalam perusahaan didasarkan pada jawaban, tingkat Pendidikan, keahlian dan resiko kerja. Berdasarkan Peraturan Menteri Tenaga Kerja Republik Indonesia No. 18 Tahun 2022. Pada tabel dibawah ini dapat dilihat perincian gaji karyawan pabrik Asam Metanasulfonat sebagai berikut

Tabel 8.5 Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	General Manager	2	35.000.000,00	70.000.000,00

3	Sekretaris Umum	1	10.000.000,00	10.000.000,00
4	Kabag	8	25.000.000,00	200.000.000,00
5	Kasi	16	20.000.000,00	320.000.000,00
6	Sekretaris Manager	4	8.000.000,00	32.000.000,00
7	Operator Kontrol	16	6.000.000,00	96.000.000,00
8	Operator Lapangan	16	5.000.000,00	80.000.000,00
9	Analisis	5	3.500.000,00	17.500.000,00
10	Ahli K3	3	7.000.000,00	21.000.000,00
11	Ahli Lingkungan	3	7.000.000,00	21.000.000,00
12	Engineer	8	12.000.000,00	96.000.000,00
13	Staff	26	3.200.000,00	83.200.000,00
14	Ahli IT	3	7.000.000,00	21.000.000,00
15	Instrumentasi	3	8.000.000,00	24.000.000,00
16	Dokter	4	10.000.000,00	40.000.000,00
17	Perawat	4	3.200.000,00	12.800.000,00
18	Satpam	6	3.000.000,00	18.000.000,00
19	Pemadam Kebakaran	6	3.000.000,00	18.000.000,00
20	Supir	5	2.900.000,00	14,500.000,00
21	Penjaga Gudang	4	2.900.000,00	11,600.000,00
	Total	144		1.256.600.000,00

8.7 Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja

Badan Penyelenggaran Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya.

1. Ruang Lingkup

Sesuai dengan Undang-undang No. 24/2011, termasuk peraturan pelaksanaannya perusahaan mengikutsertakan setiap karyawannya dalam

program Badan Penyelenggaran Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan yang meliputi :

- a. Jaminan kesehatan kerja
 - b. Jaminan kematian
 - c. Jaminan hari tua
 - d. Perusahaan menyediakan jaminan Kesehatan karyawan melalui progam bantuan Kesehatan.
2. Iuran
- a. Iuran kecelakaan kerja dan kematian ditanggung oleh perusahaan
 - b. Iuran jaminan hari tua akan ditanggung oleh perusahaan sebesar 3,7% dan ditanggung oleh karyawan sendiri sebesar 2% dari gaji bulanan yang dibayarkan langsung oleh perusahaan ke kantor BPJS Ketenagakerjaan
 - c. Perhitungan iuran dapat berubah dengan ketetapan pemerintah yang berlaku

Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa :

1. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari
2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter
3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan
4. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok

5. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja
6. Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja
7. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan sarana olahraga
8. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu dan sarung tangan)
9. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali
10. Bonus 1% dari keuntungan perusahaan akan didistribusikan untuk seluruh karyawan

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH

Setiap kegiatan industri menghasilkan produk dan juga limbah. Limbah industri perlu di tangani secara khusus sebelum di buang ke lingkungan, untuk itu di butuhkan metode untuk mengolah limbah agar tidak menimbulkan masalah terhadap lingkungan. Limbah terdiri dari 3 jenis, yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas. Pada limbah cair, instalasi pengolahan air limbah (IPAL) dirancang untuk mengelola air limbah cair dari aktivitas proses, maupun operasional pabrik, sedangkan limbah padat dan gas yang dihasilkan, akan diserahkan kepada pihak ketiga.

9.1. Limbah Cair

Limbah cair berasal dari buangan limbah cair oleh karyawan pabrik sebanyak 144 orang, dimana berdasarkan limbah hasil karyawan diperhitungkan mengkonsumsi air sebanyak 120 liter/orang/hari dikali dengan 0,8 liter/orang/hari.

$$\begin{aligned}\text{Limbah Cair Domestik} &= 144 \text{ orang} \times 120 \text{ liter/orang/hari} \\ &= 17.280 \text{ liter/hari} \times 0,8 \text{ liter/orang/hari} \\ &= 13,8240 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Limbah cair domestik dan proses ini dapat digabungkan pengolahannya. Pada pabrik pembuatan Etilen Oksida ini tidak memiliki limbah cair proses. Kapasitas IPAL yang direncanakan pada pabrik Etilen Oksida adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pengolahan} &= 0 \text{ m}^3/\text{hari} + 13,8240 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 13,8240 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

BOD air limbah rata-rata	: 300 mg/liter
Konsentrasi SS	: 300 mg/liter
Total efisiensi pengolahan	: 85-90 %
BOD air olahan	: 30 mg/l
SS air olahan	: 30 mg/l

9.1.1. Desain Bak Pemisah Lemak/ Minyak

Bak pemisah lemak/minyak (*grease removal*) yang direncanakan dengan aliran gravitasi sederhana. Bak ini dilengkapi dengan *bar screen* pada bagian inletnya.

Kapasitas Pengolahan	: 13,8240 m ³ /hari	
Kriteria perencanaan	: <i>Retention time</i> = ± 30 menit	(Said, 2006)
Volume bak yang diperlukan = $\frac{30}{60 \times 24}$ hari $\times$ 13,8240 m ³ /hari		
= 0,2880 m ³		
Dimensi Bak direncanakan	:	
Panjang	: 1,5 m	
Lebar	: 1 m	
Tinggi	: 1 m	
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m	
Volume efektif	: 1,5 m ³	
Konstruksi	: Beton K300	
Tebal dinding	: 0,2 m	

9.1.2. Desain Bak Equalisasi

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 8 jam	(Said, 2006)
--	--------------

Ditetapkan : waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi : 2 Jam

$$\text{Volume bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 13,8240 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 1,1520 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 2,5 m
Lebar	: 1 m
Tinggi	: 1 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 2,5 m ³
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 0,2 cm

9.1.3. Desain Bak Pengendapan Awal

Debit Air Limbah	: 13,8240 m ³ /hari
BOD masuk	: 300 mg/liter
Efisiensi	: 25 %
BOD keluar	: 225 mg/liter

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 8 jam (Said, 2006)

Ditetapkan : waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi : 2 Jam

$$\text{Voluma bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 13,8240 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 1,1520 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 2,5 m
Lebar	: 1 m
Tinggi	: 1 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 2,5 m ³

Konstruksi : Beton K275

Tebal dinding : 0,2 m

9.1.4. Bak Biofilter Anaerob

Debit air limbah : 13,8240 m³/hari

BOD masuk : 225 mg/liter

Efisiensi : 80 %

BOD keluar : 75 mg/liter

Untuk pengolahan air dengan proses biofilter standar beban BOD per volume media 0,4 – 4,7 Kg BOD/m³ hari (Said, 2006). Ditetapkan beban BOD yang digunakan = 3 Kg BOD/m³.hari.

$$\begin{aligned}\text{Beban BOD di dalam air limbah} &= 13,8240 \text{ m}^3/\text{hari} \times 225 \text{ g/m}^3 \\ &= 3.110,4000 \text{ g/hari} \\ &= 3,1104 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{3,1104 \text{ kg/hari}}{3 \text{ kgBOD/m}^3 \cdot \text{hari}} = 1,0368 \text{ m}^3$$

Volume media = 40 % dari total volume reaktor

$$\text{Volume reaktor diperlukan} = \frac{100}{40} \times 1,0368 \text{ m}^3 = 2,5920 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal di dalam reaktor anaerob} = \frac{2,5920 \text{ m}^3}{13,8240 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}} = 4,5 \text{ jam}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang : 1 m

Lebar : 1 m

Tinggi : 1 m

Ruang bebas (*Free board*) : 0,5 m

Volume efektif : 1 m³

Jumlah ruang : Di bagi menjadi 3 ruangan

Konstruksi : Beton K275

Tebal dinding : 20 cm

Dilakukan Pengecekan pada waktu tinggal :

$$td \text{ (jam)} = \frac{\text{Volume efektif (m}^3\text{)}}{\text{Debit(m}^3\text{/hari)}}$$

$$td = \frac{1 \text{ m}^3}{13,8240 \text{ m}^3\text{/hari}} = 1,7361 \text{ jam}$$

Jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 1,7361 jam

$$\text{Beban BOD per volume media} = \frac{1,0368 \text{ kg} \frac{\text{BOD}}{\text{hari}}}{(1 \times 1 \times 1) \text{ m}^3} / 3 = 1,0368 \text{ kgBOD/m}^3 \cdot \text{hari}$$

Standar *high rate trickling filter* : 0,4 – 4,7 Kg BOD/m³.hari (Ebie Kunio, 1995)

9.1.5. Bak Biofilter Aerob

Debit air limbah : 13,8240 m³/hari

BOD masuk : 75 mg/liter

Efisiensi : 50 %

BOD keluar : 30 mg/liter

$$\begin{aligned} \text{Beban BOD di dalam air limbah} &= 13,8240 \text{ m}^3\text{/hari} \times 75 \text{ g/m}^3 \\ &= 1.036,8 \text{ g/hari} \\ &= 1,0368 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah BOD dihilangkan} = \frac{50}{100} \times 1,0368 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,5184 \text{ kg/hari}$$

Beban BOD per volume media yang digunakan = 0,3 Kg/m³.hari

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{0,5184 \text{ kg/hari}}{0,3 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hari}} = 1,7280 \text{ m}^3$$

Volume media = 50% dari total volume reaktor.

$$\text{Volume reaktor yang diperlukan} = \frac{100}{50} \times 1,7280 \text{ m}^3 = 3,4560 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal di dalam reaktor aerob} &= \frac{3,4560 \text{ m}^3}{1,3820 \text{ m}^3/\text{hari}} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 6 \text{ jam}\end{aligned}$$

Biofilter aerob terdiri dari dua ruangan yaitu ruang aerasi dan ruang bed media.

Dimensi Reaktor Biofilter Aerob direncanakan terdiri dari:

Panjang	: 2,5 m
Lebar	: 2 m
Kedalaman air efektif	: 1 m
Tinggi Ruang bebas	: 0,5 m
Volume Efektif	: 5 m ³

Kebutuhan oksigen di dalam reaktor biofilter aerob sebanding dengan jumlah BOD yang dihilangkan. Jadi, kebutuhan teoritis = jumlah BOD yang dihilangkan yaitu 3 Kg/hari. Faktor keamanan di tetapkan $\pm 1,4$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan oksigen teoritis} &= 1,4 \times 0,5184 \text{ Kg/hari} \\ &= 0,7258 \text{ Kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Temperatur udara rata-rata} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Berat udara pada suhu } 28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 0,7258 \text{ Kg/m}^3$$

Diasumsikan jumlah oksigen di dalam udara 23.2%

Sehingga, jumlah kebutuhan oksigen teoritis

$$= \frac{0,7056 \text{ kg /hari}}{1.1725 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0.232 \text{ g O}_2 / \text{g Udara}} = 2,6680 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Efisiensi difuser = 5%

$$\text{Kebutuhan Udara Aktual} = \frac{2,6680 \text{ m}^3/\text{hari}}{0.05} = 53,3608 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 53,2234 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,0371 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}}$$

$$= 37,0561 \text{ liter/menit}$$

Blower Udara Yang Diperlukan:

Tipe	: HILBLOW 200
Kapasitas Blower	: 37,0561 <i>liter/menit</i>
Head	: 2500 mm – aqua
Jumlah	: 3 Unit
Pipa outlet	: $\frac{3}{4}$ in
Tipe Diffuser	: <i>fine bubble diffuser</i>

Jika kapasitas blower adalah $0,0176 \text{ m}^3/\text{menit} \times 3 \text{ unit} = 0,0529 \text{ m}^3/\text{menit}$.

Maka, jumlah diffuser yang diperlukan = $\frac{36,0258 \text{ liter/menit}}{2100 \text{ liter/menit}} = 1 \text{ buah}$.

9.1.6. Bak Pengendapan Akhir

Kapasitas Pengolahan	: 13,8240 m^3/hari
BOD masuk	: 75 mg/liter
BOD keluar	: 30 mg/liter

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 5 jam (Rita, 2017)

Ditetapkan : waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi : 5 Jam

Volume bak yang diperlukan = $\frac{5}{24} \text{ hari} \times 13,8240 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 2,8800 \text{ m}^3$

Dimensi Bak direncanakan

Panjang	: 2,5 m
Lebar	: 2 m
Kedalaman air efektif	: 1 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0.5 m
Volume efektif	: 5 m^3
Tebal dinding	: 0,2 m

Digunakan pengecekan pada waktu tinggal :

$$td \text{ (jam)} = \frac{\text{Volume efektif (m}^3\text{)}}{\text{Debit(m}^3\text{/hari)}}$$

$$td = \frac{5 \text{ m}^3}{13,8240 \text{ m}^3\text{/hari}} = 8,6806 \text{ jam}$$

jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 8,6806 jam

$$\begin{aligned} \text{Beban permukaan (surface loading)} &= \frac{\text{Debit (m}^3\text{)}}{\text{panjang} \times \text{lebar}} \\ &= \frac{13,8240 \text{ m}^3\text{/hari}}{2,5 \text{ m} \times 2 \text{ m}} = 2,7648 \text{ m}^3\text{/m}^2\text{hari} \end{aligned}$$

9.2. Limbah Cair Komunal

Debit rata-rata air limbah dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$Q \text{ rata-rata air limbah} = (70 - 80) \% \times Q \text{ air minum} \quad (\text{Martin dkk, 2015})$$

$$Q \text{ air minum} = 60\text{-}80 \text{ liter/ orang/ hari}$$

$$Q \text{ rata-rata air limbah} = 70 \% \times 70 \text{ liter/orang/ hari}$$

$$= 49 \text{ liter/orang/ hari}$$

Debit puncak (Q peak) menggunakan rumus:

$$Q \text{ air limbah} = 1,8 \times Q \text{ rata-rata air limbah}$$

$$= 1,8 \times 49 \text{ liter/ orang/ hari}$$

$$= 88,2 \text{ liter/ orang/ hari}$$

Untuk menghitung debit minimum air limbah (Q min) air limbah dapat menggunakan rumus :

$$Q \text{ min air limbah} = 0,5 \times Q \text{ rata-rata air limbah}$$

$$= 0,5 \times 49 \text{ liter/ orang/ hari}$$

$$= 24,5 \text{ liter/orang/ hari}$$

9.2.1. Sistem Jaringan Pemipaan

A. Pipa dari kloset (*black water*)

Diameter pipa minimal = 75 mm

Bahan = PVC

Asbes = Semen

Kemiringan pipa = 1 - 3%

B. Pipa untuk pengaliran air limbah non tinja (*grey water*)

Diameter pipa minimal = 50 mm

Bahan = PVC

Asbes = Semen

Kemiringan = 0,5 -1 %

Khusus air limbah dari dapur harus dilengkapi dengan unit perangkap lemak (*grease trap*).

9.2.2. Perencanaan Teknis IPAL komunal

Kapasitas IPAL yang direncanakan yaitu:

$$\text{Kapasitas IPAL} = Q_{\text{peak}} \times P_n$$

Dimana :

Q_{peak} = debit puncak

P_n = jumlah penduduk tahun rencana

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas IPAL} &= Q_{\text{peak}} \times P_n \\ &= 88,2 \text{ liter/orang/hari} \times 144 \text{ orang} \\ &= 12.701 \text{ liter/orang/ hari} \end{aligned}$$

Desain bak pemisahan lemak/minyak :

$$\text{Volume} = \frac{\text{retention time}}{6 \times 24} \times \text{kapasitas pengolahan}$$

Dimana, *Retention time* = ± 30 menit

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{30 \text{ menit}}{6 \times 24} \times 12.701 \text{ liter/orang/hari} \\ &= 2.646 \text{ liter}\end{aligned}$$

Desain bak ekualisasi :

$$\text{Volume yang diperkirakan} = \frac{HRT}{24} \times \text{Kapasitas pengolahan}$$

Dimana, HRT = waktu tinggal dalam bak (4-8) jam

$$\begin{aligned}\text{Volume yang diperkirakan} &= \frac{HRT}{24} \times \text{Kapasitas pengolahan} \\ &= \frac{4 \text{ jam}}{24} \times 12.701 \text{ liter/orang/hari} \\ &= 2.117 \text{ liter}\end{aligned}$$

Reaktor *Biofilter* Anaerob :

$$\text{Volume yang diperlukan} = \frac{\text{BOD yang dibutuhkan limbah}}{\text{BOD yang digunakan}}$$

$$\begin{aligned}\text{BOD yang digunakan} &= \frac{300 \text{ mg/l}}{2.117 \frac{\text{liter}}{\text{orang}}/\text{hari}} \\ &= 0,1417 \text{ mg/hari}\end{aligned}$$

Bak Pengendap Akhir :

Bak pengendapan akhir terbuat dari pasangan batu dilengkapi lubang kontrol, berbentuk bak persegi panjang dengan pipa inlet dan outlet secara gravitasi. Bak ini berfungsi sebagai pengendap akhir sesuai kebutuhan dan air limpasan masuk ke bak.

BAB X

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi bertujuan untuk mendapatkan gambaran umum dari segi ekonomi mengenai layak tidaknya Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Oksida ini didirikan. Analisa dilakukan dengan menghitung *Total Capital Investment* (TCI) dan *Total Production Cost* (TPC) terlebih dahulu (Lampiran IV, Perhitungan Ekonomi), kemudian menghitung parameter-parameter ekonomi yang diperlukan untuk menganalisa kelayakan dan prospek dari Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Oksida.

Parameter yang diambil dalam menentukan layak tidaknya pendirian pabrik Pembuatan Etilen Oksida adalah :

1. Profitabilitas
 - a. *Net Profit Before Tax* (NPBT)
 - b. *Net Profit After Tax* (NPAT)
2. Kemampuan Waktu Pengembalian
 - a. Kemampuan Pengangsuran Hutang
 - b. *Pay Out Time* (POT)
3. Total Modal Akhir
 - a. *Net Profit Over Total Life Time of Project* (NPOLTP)
 - b. *Total Capital Sink* (TCS)
4. Laju Pengembalian Modal
 - a. *Rate of Return Investment* (ROR)
 - b. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR)

c. *Net Return*

5. *Break Even Point (BEP)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima hal di atas, perlu dilakukan perhitungan terhadap beberapa hal berikut :

1. Modal Industri (*Total Capital Investment*), terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Biaya Produksi (*Total Production Cost*), terdiri dari :
 - a. Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)
 - b. Belanja Umum (*General Expenses*)

Perhitungan *Total Production Cost* dapat dilihat pada lampiran D.

10.1 Keuntungan (Profitabilitas)

Keuntungan adalah selisih antara penjualan (SP) dan modal (TPC). Estimasi keuntungan yang dihasilkan setiap tahun berasal dari perhitungan arus kas tahunan (ACF). Arus kas tahunan adalah kas yang diperoleh setiap tahun dari laba setelah pajak (NPAT) dan depresiasi. Kriteria kelayakan untuk mendirikan pabrik adalah proporsi pendapatan dari ACF ke TCI lebih tinggi dari bunga bank. Di bawah ini adalah perhitungan arus kas tahunan (ACF).

Produksi Etilen Oksida	= 90.000 ton/tahun
	= 90.000.000 kg/tahun
Harga jual Etilen Oksida	US \$ 1,5250 /kg
Hasil penjualan produk per tahun	US \$ 137.264.743,9440
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	US \$ 94.815.183,1149
<i>Net Profit Before Tax (NPBT)</i>	US \$ 42.449.560,8291

<i>Income Tax</i> (35% NPBT)	US \$ 14.857.346,2902	—
<i>Net Profit After Tax</i> (NPAT)	US \$ 27.592.214,5389	
<i>Depreciation</i>	US \$ 3.743.083,4441	+
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	US \$ 29.714.692,5803	

Uang tunai yang diperoleh setiap tahun (ACF) adalah sebesar US \$ 29.714.692,5803. Kelayakan keuntungan yang didapat setiap tahun dapat diketahui dari perbandingan %ACF terhadap TCI.

$$\% \text{ ACF terhadap TCI} = \frac{\text{ACF}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

$$= 57,7350\%$$

Karena %ACF terhadap TCI 57,7350% jauh lebih besar dari bunga bank (10%), maka dari segi keuntungan, pabrik Etilen Oksida ini layak didirikan.

10.2 Lama Waktu Pengembalian Modal

Lama waktu pengembalian modal dapat dilihat dari:

1. Lama Pengembalian Modal TCI
2. *Pay Out Time* (POT)

10.2.1. Lama Pengembalian Modal TCI

Total Capital Investment (TCI) adalah modal berupa dana yang dibutuhkan untuk membangun pabrik. Jika modal TCI diperoleh kembali sebelum titik tengah umur pabrik, pabrik tersebut dinyatakan memenuhi syarat. Modal TCI akan dilunasi oleh ACF. Periode pengembalian TCI dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{US \$ } 51.467.397,3569$$

$$\text{Annual Cash Flow (ACF)} = \text{US \$ } 29.714.692,5803$$

Bunga Modal (Bank BRI) = 10%

Pinjaman = US \$ 38.600.548,0177

Maka, besarnya angsuran pertahun dapat dihitung dengan rumus :

$$A = P \left(\frac{A}{P}, i, n \right)$$

$$= P \cdot \left[\frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right]$$

$$= \text{US\$ } 12.177.345,9066$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

Tabel 10.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI (US \$)

Tahun Ke-	Pinjaman	Bunga	Total Hutang	Angsuran	Sisa Hutang
0	38.600.548,0177	-	38.600.548,0177	-	38.600.548,0177
1	38.600.548,0177	3.860.054,8018	42.460.602,8194	12.177.345,9066	30.283.256,9128
2	30.283.256,9128	3.028.325,6913	33.311.582,6041	12.177.345,9066	21.134.236,6975
3	21.134.236,6975	2.113.423,6697	23.247.660,3672	12.177.345,9066	11.070.314,4606
4	11.070.314,4606	1.107.031,4461	12.177.345,9066	12.177.345,9066	0,00
Total	10.108.835,6088	149.797.739,7150	48.709.383,6265	101.088.356,0885	

Dari tabel diatas terlihat bahwa modal akan dapat dilunasi dalam jangka waktu 4 tahun. Pada waktu pengembalian modal yang kurang dari separuh umum pabrik ($n < 5,5$ tahun), menunjukan bahwa pabrik Etilen Oksida layak untuk didirikan.

10.2.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah lama pengembalian modal FCI dan bunga TCI. Suatu pabrik layak didirikan apabila nilai POT kurang dari setengah umur pabrik. Lama pengembalian modal dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI} + \text{bunga TCI}}{\text{ACF}}$$

dengan:

FCI (<i>Fixed Capital Investment</i>)	= US \$ 41.173.917,8855
Total bunga + TCI	= US \$ 10.108.835,6088
ACF (<i>Annual Cash Flow</i>)	= US \$ 29.714.692,5803
POT (<i>Pay Out Time</i>)	= 1,7258 tahun

Karena POT (1,7258 tahun) kurang dari setengah umur pabrik, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

10.3 Total Modal Akhir

Total modal akhir adalah uang tunai yang ada hingga akhir umur pabrik. Total modal akhir haruslah bernilai positif. Total modal akhir dapat dinyatakan dalam dua cara, yaitu:

1. *Net Profit Over Total Life of The Project* (NPOTLP)
2. *Total Capital Sink* (TCS)

10.3.1. Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP)

Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP) merupakan total keuntungan yang diperoleh dalam bentuk uang tunai selama umur pabrik ditambah *Capital Recovery* (CR). Kriteria kelayakan NPOTLP adalah apabila nilai NPOTLP lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI. Nilai NPOTLP dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR}$$

Keterangan:

CCP = *Cummulative Cash Position*

CR = *Capital Recovery*

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

a. *Cummulative Cash Position*

Cummulative Cash Position (CCP) merupakan total *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong *Total Capital Investment* (TCI).

Harga CCP ini ditentukan dengan persamaan:

$$CCP = n \cdot ACF - TCI$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

n (umur pabrik) = 11 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 29.714.692,5803

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 51.467.397,3569

CCP = n . ACF - TCI

= (11 × US \$ 29.714.692,5803) - US \$ 51.467.397,3569

= US \$ 275.394.221,0268

b. *Capital Recovery*

Capital Recovery (CR) adalah modal yang ada pada akhir umur pabrik. *Capital Recovery* terdiri dari *Working Capital* (WC), *Salvage Value* (SV) dan *Land* (L). Harga CR dapat ditentukan dengan persamaan:

$$CR = WC + SV + L$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

Keterangan:

WC (*Working Capital*) = US \$ 10.293.479,4714

SV (*Salvage Value*) = US \$ 0,0000

L (*Land*) = US \$ 10.768.435,2884

CR = US \$ 10.293.479,4714 + US \$ 0 + US \$ 10.768.435,2884

= US \$ 21.061.914,7598

$$\begin{aligned}
 \text{NPOTLP} &= \text{CCP} + \text{CR} \\
 &= \text{US \$ } 275.394.221,0268 + \text{US \$ } 21.061.914,7598 \\
 &= \text{US \$ } 296.456.135,7866
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} + \text{bunga} &= \text{US \$ } 51.467.397,3569 + \text{US \$ } 10.108.835,6088 \\
 &= \text{US \$ } 61.576.232,9657
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapat sebesar US \$ 296.456.135,7866 karena nilai tersebut lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI, yaitu US \$ 61.576.232,9657 maka pabrik Etilen Oksida ini layak didirikan.

10.3.2. Total Capital Sink (TCS)

Total Capital Sink (TCS) merupakan *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong angsuran pengembalian modal *Total Capital Investment* (TCI). Kriteria kelayakan TCS adalah jika nilai TCS lebih besar dari TCI. *Total Capital Sink* (TCS) dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut:

$$\text{TCS} = n \cdot \text{ACF} - \Sigma \text{Angsuran TCI}$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

Keterangan:

$$n \text{ (umur pabrik)} = 11 \text{ tahun}$$

$$\text{ACF (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 29.714.692,5803$$

$$\Sigma \text{Angsuran TCI} = \text{US \$ } 48.709.383,6265$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCS} &= n \cdot \text{ACF} - \Sigma \text{Angsuran TCI} \\
 &= (11 \times \text{US \$ } 29.714.692,5803 - \text{US \$ } 48.709.383,6265) \\
 &= \text{US \$ } 278.152.234.7572
 \end{aligned}$$

Nilai TCS yang didapat sebesar US \$ 278.152.234.7572. Nilai ini lebih besar dari TCI, yaitu US \$ 51.467.397,3569. Karena TCS lebih besar dari TCI, pabrik ini layak didirikan.

10.4 Laju Pengembalian Modal

Laju pengembalian modal dapat dinyatakan dengan:

- Rate of Return on Investment (ROI)*
- Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF).*

Kriteria pabrik layak berdiri adalah apabila persentase ROI ataupun DCF. lebih besar dari bunga bank.

10.4.1. Rate of Return on Investment (ROI)

Rate of Return on Investment (ROI) dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{ROI} = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

Dengan:

Net Profit After Tax = US \$ 27.592.214,5389

TCI = US \$ 51.467.397,3569

ROI = (US \$ 27.592.214,5389 / US \$ 51.467.397,3569) × 100%

= 53,61 %

Nilai *Rate of Return on Investment (ROI)* yang diperoleh adalah 53,61%.

Nilai ini lebih besar dari bunga bank. Karena ROI lebih besar dari bunga bank maka pabrik ini layak didirikan.

10.4.2. Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)

Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF) adalah tingkat bunga di mana total investasi modal (TCI) memberikan modal kerja (WC) dan nilai sisa (SV) setiap tahun di samping arus kas tahunan (ACF). Dari pabrik. Pada akhir masa manfaat aset atau DCF-ROR adalah rasio nilai sekarang ACF selama masa manfaat aset ditambah nilai sekarang WC dan SV pada akhir masa manfaat

aset sama dengan nilai TCI. Kriteria pendirian pabrik sebenarnya adalah apakah DCF-ROR lebih tinggi dari bunga bank. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (i) dihitung dengan persamaan:

$$TCI = ACF \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WC + V_s}{(1+i)^n}$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

TCI (<i>Total Capital Investment</i>)	= US \$ 51.467.397,3569
ACF (<i>Annual Cash Flow</i>)	= US \$ 29.714.692,5803
WC (<i>Working Capital</i>)	= US \$ 10.293.479,4714
SV (<i>Salvage Value</i>)	= US \$ 0,0000
n (<i>Service Life</i>)	= 11 tahun
I	= <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>

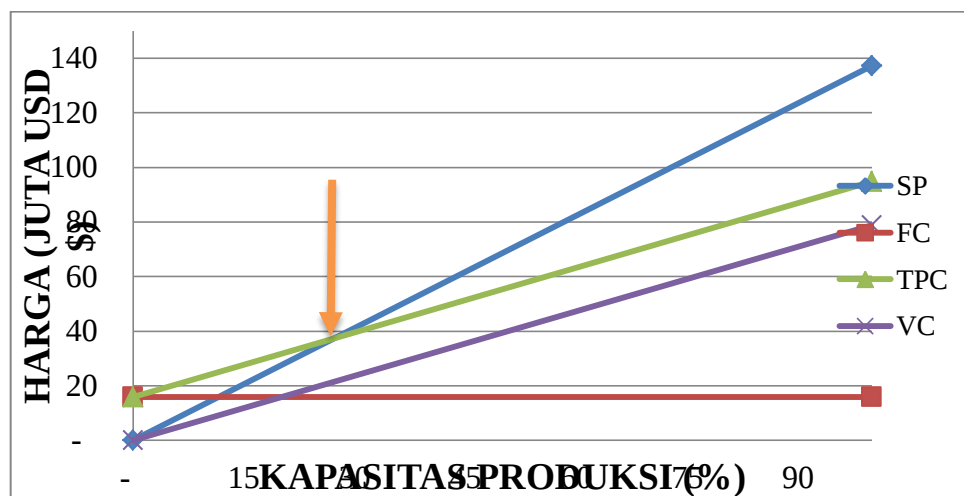
Dari hasil *trial and error*, didapatkan nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (i) sebesar 44,0121%. Pabrik ini layak didirikan karena nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR) lebih besar dari bunga bank.

10.5 Break Even Point (BEP)

Titik impas (BEP) menunjukkan persentase kapasitas yang harus dicapai oleh total biaya produksi (TPC) modal agar dapat dikembalikan dengan harga jual (SP). Artinya, BEP adalah persentase kapasitas jika nilai SP sama dengan TPC. Jika BEP tidak terlalu besar atau terlalu kecil, pabrik tersebut layak. Titik impas (BEP) dapat ditentukan secara grafis atau matematis. Langkah–langkah penentuan *Break Even Point* (BEP) secara grafis adalah sebagai berikut:

- Menggambar grafik *Fixed Cost* (FC) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Menggambar grafik *Variable Cost* (VC) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Menggambar grafik *Total Production Cost* (TPC) dengan $TPC = FC + VC$ sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Menggambar grafik *Selling Price* (SP) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Perpotongan dari grafik TPC dan SP akan memberikan nilai BEP.

Secara grafis, nilai *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh ditunjukkan pada gambar 10.1.



Gambar 10.1. *Break Even Point*

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 1991)

dengan:

$$\text{Fixed Charge} = \text{US \$ } 9.470.001,1137$$

$$\text{Plant Overhead Cost} = \text{US \$ } 2.050.707,3464$$

$$\text{General Expenses} = \text{US \$ } 4.407.819,5285$$

$$\begin{aligned}\text{Fixed Cost} &= \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{US \$ } 15.928.527,9886\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Selling Price} &= \text{Total Income} \\ &= \text{US \$ } 137.264.743,9440\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Variable Cost} &= \text{Direct Production Cost} \\ &= \text{US \$ } 78.886.655,1264\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BEP} &= \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\% \\ &= (15.928.527,9886 / (137.264.743,9440 - 78.886.655,1264)) \times 100\% \\ &= 27,2851 \%\end{aligned}$$

Dari perhitungan *Break Even Point* (BEP) didapat nilai BEP 27,2851%.

Berdasarkan analisis ekonomi teknik (Peter & Timmerhaus, 1991), nilai BEP harus berada pada *range* < 30%. Karena nilai BEP berada pada *range* < 30% , maka pabrik ini layak didirikan.

Tabel 10.2. Kesimpulan Analisis Ekonomi

No	Parameter	Hasil perhitungan	Syarat kelayakan	Kesimpulan
1.	<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	US \$ 29.714.692,5803	Lebih besar dari bunga bank (>10 %)	Layak didirikan
2.	<i>Pay Out Time</i> (POT)	1,7258 tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun)	Layak didirikan
3.	<i>Net Profit Over Total Lifetime of The Project</i> (NPOTLP)	US \$ 296.456.135,7866	Lebih besar dari TCI + total bunga pinjaman (>US \$ 83.102.340,7702)	Layak didirikan

4.	<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	US\$ 278.152.234.7572	Lebih besar dari <i>Total Capital Investment</i> (>US \$ 69.459.610,8630)	Layak didirikan
5.	<i>Rate of Return on Investment (ROI)</i>	53,61 %	Lebih besar dari bunga bank (>10 %)	Layak didirikan
6	<i>Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)</i>	44,0121 %.	Lebih besar dari bunga bank (>10 %)	Layak didirikan
7	<i>Break Even Point (BEP)</i>	27,2851 %.	< 30%	Layak didirikan

Secara keseluruhan, Pra Rancangan pabrik Etilen Oksida ini memenuhi semua parameter analisis ekonomi. Oleh karena itu, pabrik produksi Etilen Oksida ini layak untuk didirikan.

BAB XI

TUGAS KHUSUS

11.1 Reaktor

Reaktor adalah suatu alat proses tempat dimana terjadinya reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau reaksi nuklir. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia, baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Reaktor dibagi menjadi tiga jenis berdasarkan sistem operasinya, yaitu reaktor *batch*, *semi-batch*, dan kontinyu. Reaktor juga dibagi berdasarkan fasa yang terlibat di dalamnya yaitu reaktor homogen dan heterogen. Dalam dunia industri, kebanyakan reaktor dioperasikan secara kontinyu dan dalam kondisi heterogen. Reaktor heterogen terdiri dari *fixed bed* dan *fluidized bed*. Untuk itulah alasan pemilihan jenis reaktor yang tepat tujuan pemilihannya serta parameter yang mempengaruhi rancangannya untuk proses kimia tertentu perlu diketahui.

11.2 Reaktor *Fixed Bed*

Fixed Bed Reactor dapat didefinisikan sebagai suatu tube silindrikal yang dapat diisi dengan partikel-partikel katalis. Selama operasi, gas atau liquid atau keduanya akan melewati tube dan partikel-partikel katalis, sehingga akan terjadi reaksi. *Fixed bed reactor* adalah reaktor yang dalam prosesnya mempunyai prinsip kerja pengontakan langsung antara pereaktan dengan partikel-partikel katalis. *Fixed bed reactor* biasanya digunakan untuk umpan (pereaktan) yang mempunyai viskositas kecil. *Reaktor fixed bed* berbentuk tabung dan diisi dengan partikel katalis padat, paling sering digunakan untuk mengkatalisis reaksi gas.

Reaksi kimia terjadi pada permukaan katalis. Keuntungan menggunakan reaktor *fixedbed* adalah konversi yang lebih tinggi per berat katalis daripada reaktor katalitik lainnya. Konversi didasarkan pada jumlah katalis padat dan bukan volume reaktor (Davis, 2003).

Menurut Cesarina (2013), beberapa masalah yang dapat timbul pada reaktor *fixedbed* adalah terjadinya penurunan tekanan (pressure drop) yang cukup besar di sepanjang reaktor dan terbentuknya hotspot dimana terjadi perbedaan yang cukup besar antara suhu katalis dengan suhu reaktor sehingga dapat memengaruhi kinerja reaktor.

11.3 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Reaktor tipe ini termasuk jenis reaktor kimia khusus karena memiliki pipa-pipa dalam jumlah yang banyak tersusun secara vertikal didalam tabung besar atau shell. penggunaan tabung yang banyak tersebut dapat meningkatkan luas transfer panas antara reaktor dan media pembawa panas, didalam pipa tersebut terdapat katalis yang digunakan saat reaksi berlangsung, pada reaktor ini reaktan masuk berada dalam fase gas dan reaksi kimia antar reaktan terjadi di sepanjang pipa, jika semakin panjang pipa yang digunakan maka konversinya juga semakin tinggi. Reaktor *fixed bed* semakin banyak digunakan dalam beberapa tahun terakhir untuk mensintesis zat berbahaya dan beracun. Reaktor *fixed bed multitube* memiliki beberapa kelebihan dan kekurangan sebagai berikut :

Kelebihan dari reaktor *fixed bed* :

- a. Sedikit katalis yang hilang.
- b. Katalis tidak bergerak, biaya rendah dan tingkat kebocoran rendah.
- c. Kemungkinan untuk beroperasi pada tekanan dan temperature tinggi.

- d. Ukuran reaktor besar (biaya konstruksi menjadi lebih murah)

Kelemahan dari reaktor *fixed bed* :

- a. sulit dalam penjagaan distribusi aliran yang seragam

11.4 Perhitungan Neraca Massa dan Panas

Tabel 11.1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3
C ₂ H ₆	4,0625		4,0625
C ₂ H ₄	8.125,0272		147,6181
O ₂		4.633,8775	46,3388
N ₂		18,5355	18,5355
C ₂ H ₄ O			12.506,2531
H ₂ O			17,0478
CO ₂			41,6469
Total	8.129,0898	4.652,4130	12.781,5027

Tabel 11.2. Neraca Panas Reaktor (R-01)

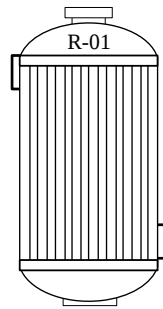
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₆	792.083,0214	
Q ₇		672.486,2030
Q _r		-209.555.152,3483
Q _{cw in}	52.314.414,5643	
Q _{cw out}		261.989.163,7310
Total	53.106.497,5857	53.106,497,5857

11.5 Perhitungan Spesifikasi Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Mereaksikan Etilen dengan Oksigen untuk membentuk Etilen Oksida

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Gambar :



Data Design :

Temperatur = 70°C

Tekanan = 22 atm

Konversi = 99 %

Laju aliran massa, W = 12781,5027 kg/jam

BM rata-rata = 3,6081 kg/kmol

Katalis = Perak

Porositas = 0,5

Diameter katalis = 1397 mm

Densitas katalis (ρ_c) = 536,4777879 kg/m³

Reaksi Yang Terjadi :

Reaksi utama:



$$P, V = n, R, T$$

$$P, V = \frac{m}{BM} \cdot R \cdot T$$

$$\frac{m}{V} = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$\rho = \frac{1 \text{ atm} \times 41,0024 \text{ gr/mol}}{82,06 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{mol}} \times 673,15 \text{ K}} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ g}} = 1290,9763 \text{ kg/m}^3$$

1. Volumetric Flowrate Reactan (Q)

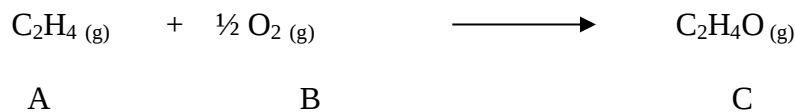
$$q = \frac{w}{\rho}$$

$$= \frac{33.333,3333 \text{ kg/jam}}{0,7423 \text{ kg/m}^3} = 9,9006 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,0028 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Persamaan Laju Reaksi

Reaksi :



Asumsi reaksi orde satu

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

$$= k C_A$$

$$\frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A} = \frac{C_{AO}-C_{AO}X_A}{1+\epsilon X_A}$$

Dimana pada saat t=t :

$$C_A = \frac{\sum \epsilon_{\text{produk}} - \sum \epsilon_{\text{reaktan}}}{\sum \epsilon_{\text{reaktan}}}$$

=

$$\frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A}$$

Sehingga:

$$-r_A = k ,$$

3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan,

Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B, kecepatan tumbukan dapat

dihitung dengan persamaan *Arrhenius* (Levenspiel, 1972) :

$$k = A \cdot e^{-E/R_g T} \quad (\text{levenspiel, hal 24})$$

dimana:

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

Keterangan :

σ = konstanta *Lennard-Jones*

N = Bilangan Avogadro = $6,023 \cdot 10^{23} \text{ mol}^{-1}$

k_b = Konstanta Boltzman = $1,38 \cdot 10^{-16} \text{ m}^2 \cdot \text{kg/s}^2 \cdot \text{K}$

T = Temperatur reaksi = $673,1500 \text{ K}$

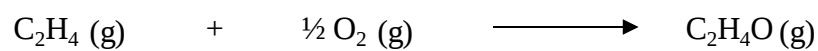
M = Berat molekul, kg/kmol

E = Energy aktivasi, kkal/mol

R = konstanta gas = $8.3140 \text{ j/mol} \cdot \text{K}$

C = Konsentrasi reaktan

Untuk reaksi



A

B

C

$$-r_A = k, C_A$$

Diketahui:

$$\sigma_A = 3,5900 \times 10^{-8} \text{ m}$$

$$M_A = 28,0528 \text{ kg/kmol}$$

$$\Delta H_{298A} = 12.5 \text{ kJ/mol}$$

Mencari nilai energi aktivasi

$$E_A = H_{298A} - R, T$$

$$= (12,5 \text{ kJ/mol}) - (8,314 \text{ kJ/molK} \cdot 343,1500\text{K})$$

$$= 9647,0509 \text{ kJ/mol}$$

$$E = E_A$$

$$= 9647,0509 \text{ kJ/mol}$$

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

$$k = 2,2979 \text{E}^{-06} \text{ cm}^3/\text{mol},\text{s}$$

$$k = 2,2979 \text{E}^{-09} \text{ m}^3/\text{kmol},\text{s}$$

Mencari konsentrasi awal reaktan

$$C_{AO} = F_{AO} / q$$

$$= 37,8339 \text{ kmol/jam} / 44,905,4622 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0008 \text{ kmol/m}^3$$

4. Menentukan kecepatan reaksi

Untuk reaksi



A

B

C

$$-r_A = k, C_A$$

Dimana:

$$C_{AO} = 0,0008 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 99 \%$$

Maka:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_A = 9,5873E+00 \text{ kmol/m}^3, s$$

$$-r_A = k.C_A$$

$$-r_A = 1,2911E-10 \text{ m}^3/\text{kmol}, s \cdot 9,5873E+00 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = 1.24E-09 \text{ kmol/m}^3, s$$

$$\text{Mass flowrate (W)} = 12781,5027 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1290,9763 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow rate (Q)} = 9.9006 \text{ m}^3/\text{jam}$$

5. Menentukan Desain Tube Reaktor

Menentukan Diameter dan Panjang Tube Reaktor, D_T

$$d_k / D_T = 0,15 \text{ dengan } d_k = 2,0000 \text{ cm} \quad (J, M, Smith, p, 571)$$

Diameter tube terkecil harus memenuhi rasio diameter katalis terhadap diameter *tube* dengan harga 0,15,

$$D_T = 2,0000 / 0,15 = 2,0000 \text{ cm} = 0,0200 \text{ m}$$

Dipilih spesifikasi berdasarkan literatur Tabel 10, *Kern* :

BWG

18

OD	1,5 in	= 0,0381 m
ID	1,4 in	= 0,0356 m
a''	1,54 in ²	= 0,0391 m ²
L _T	8 m	

6. Menentukan jumlah *tube* dalam reaktor, N_t

Volume 1 buah *tube*, V_t

$$V_t = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot L_t$$

$$= 3,14 \cdot (0,0356 \text{ m})^2 \cdot 8 \text{ m}$$

$$= 0,0079 \text{ m}^3$$

Jumlah total *tube*, N_t

$$N_t = \frac{V_{tr}}{V_t}$$

$$= \frac{32,0753 \text{ m}^3}{0,0069 \text{ m}^3}$$

$$= 5.7143 \text{ Buah}$$

faktor keamanan = 10%

$$N_t = (1 + fk) \times N_t$$

$$= (1 + 0,1) \times 5.7143$$

$$= 6285,3$$

Volume satu buah tube reaktor,

$$\begin{aligned}
 V_T &= A \times L_t \\
 &= (3,14 \times 0,0356^2 \times 5) / 4 \\
 &= 0,0079 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume tube reaktor,

$$\begin{aligned}
 V_{TR} &= N_T \times V_T \\
 &= 5,7143 \times 0,0079 \text{ m}^3 \\
 &= 0,0476 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Volume Katalis (Vk) dan Berat Katalis (Wk)

Menghitung Volume Katalis

$$\begin{aligned}
 \Phi &= 0,5000 \\
 V_{TR} &= 0,0476 \text{ m}^3 \\
 V_k &= (1 - \Phi), V_{TR} \\
 &= (1 - 0,50), 0,0476 \text{ m}^3 \\
 V_k &= 0,0238 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

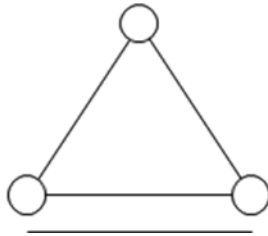
Menghitung Berat Katalis

$$\begin{aligned}
 \rho_k &= 536,4778 \text{ kg/m}^3 \\
 W_k &= \rho_k, V_k \\
 W_k &= 536,4778 \text{ kg/m}^3 \times 0,0238 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$= 12,7807 \text{ kg}$$

8. Menentukan Desain Shell Reaktor

Diameter Shell Equivalent, D_s



Tube disusun secara *triangular pitch* dengan alasan :

- 1) Susunan *tube* lebih kuat
- 2) Koefisien perpindahan panas lebih baik
- 3) Lebih mudah dibersihkan secara kimiawi
- 4) Jumlah lubang tiap satuan lebih besar dari pada susunan *square pitch*
- 5) Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi terjamin,

Dipilih *triangular pitch* :

$$\text{Clearance} = \frac{1}{2} \times \text{OD}$$

$$= \frac{1}{2} \times 0,0381 \text{ m}$$

$$= 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Tube pitch, } p_t = \text{OD} + C$$

$$= 0,0381 \text{ m} + 0,0191 \text{ m}$$

$$= 0,0572 \text{ m}$$

$$\text{Luas } \textit{triangular pitch} (A) = \frac{1}{2} P_t (P_t \sin 60)$$

$$= \frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m} (0,0572 \text{ m} \cdot \sin 60)$$

$$= 0,0014 \text{ m}^2$$

$$\text{Free area, (A}_f\text{)} = A^- \times \text{OD}^2 / 4$$

$$= 0,0014 \text{ m}^2 - (0,0381)^2 / 4$$

$$= 0,0003 \text{ m}^2$$

$$\text{Total free volume, (V}_f\text{)} = A_f \times N_t \times L_t$$

$$= 0,0003 \text{ m}^2 \times 5,7143 \times 8 \text{ m}$$

$$= 4,1143 \times 10^{-6} \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell, (V}_s\text{)} = V_f + V_{Tr}$$

$$= 4,1143 \times 10^{-6} \text{ m}^3 + 3,5298 \text{ m}^3$$

$$= 0,0029 \text{ m}^3$$

$$\text{Area shell, (A}_s\text{)} = V_s / L_t$$

$$= 0,0004 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter shell, (D}_s\text{)} = \frac{4 \times A_s}{3,14^{1/2}}$$

$$= 4,0991 \text{ m}$$

9. Tinggi Head Reaktor, H_S

Head Reaktor berbentuk *ellipsoidal*

$$H_S = 0,25 \times D_s$$

$$= 0,25 \times 4,0991 \text{ m}$$

$$= 0,0018 \text{ m}$$

10. Tinggi Reaktor Total, H_R

$$H_R = \text{Panjangtube reaktor} + 2 \times \text{Tinggi Head reaktor}$$

$$= 8 \text{ m} + (2 \times 1,0248 \text{ m}) = 8,0036 \text{ m}$$

11. Volume Head Reaktor, VH_R

$$VH_R = 2 \times \frac{\pi}{24} D_S^3$$

$$= 2 \times \frac{3,14}{24} 4,0991^3$$

$$= 0,0000 \text{ m}^3$$

12. Volume Total Reaktor, V_R

$$V_R = \text{volume shell} + \text{volume head reaktor}$$

$$= 45,0496 \text{ m}^3 + 18,0230 \text{ m}^3$$

$$= 0,0608 \text{ m}^3$$

13. Tebal Dinding Reaktor, t

$$t = \frac{P \cdot r}{SE - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Peters, table 4, p, 537})$$

Dimana

t = tebal tangki bagian silinder (in)

P = tekanan *design* = 5 x tekanan operasi

$$= 5 \times 22 \text{ atm}$$

$$= 110 \text{ atm}$$

$$= 1617,0000 \text{ psia}$$

$$D_s = \text{diameter shell} = 0,0073 \text{ m}$$

$$r = 0,0036 \text{ m} = 0,1430 \text{ in}$$

$$S = \text{working stress allowable bahan Carbon steel 304}$$

$$= 10,500,0000 \text{ psia}$$

$$= 714,2857 \text{ atm} \quad (\text{Peters, table4, p,537})$$

$$E = \text{welding joint efficiency}$$

$$= 0,85 \quad (\text{Peters, table4, p, 537})$$

Dari *Handbook of Corrosion Data* (Craig,B,D,danD,B,Anderson,1995),
laju korosi untuk *Carbon steel* 304 pada lingkungan Asam Format sebesar 0,20
mm/tahun,

$$C = \text{Tebal korosi yang diizinkan}$$

$$= \text{laju korosi} \times \text{service life}$$

$$= 0,2 \text{ mm/tahun} \times 11 \text{ tahun}$$

$$= 0,21 \text{ mm}$$

$$= 0,0022 \text{ m}$$

Maka:

$$t = \frac{P \cdot r}{SE - 0,6 \cdot P} + C$$

$$= 0,0254 \text{ m}$$

14. Outside Diameter Reaktor, OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 0,0073 + 2 (0,0012 \text{ m})$$

$$= 0,0119 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat pembentukan Etilen Oksida
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multitubular fixed bed reaktor</i>
Temperatur	70 °C
Tekanan	22 atm
Laju alir volumetrik	9,9006 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Diameter	0,0119 m
Tebal dinding	0,0023 m
Tinggi Reaktor	8,0036 m
Diameter luas katalis	1,397 m
Katalis	Perak
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

BAB XII

KESIMPULAN

Beberapa kesimpulan diambil berdasarkan hasil analisis dan perhitungan pabrik pra-desain yang memproduksi 90.000 ton/tahun etilen oksida per tahun dari etilen dan oksigen, antara lain:

1. Kapasitas produksi Etilen Oksida 90.000 ton/tahun dari bahan baku etilen dan oksigen.
2. Pabrik etilen oksida berdasarkan unsur bahan baku, transportasi, pemasaran dan bahan penolong berlokasi di Cilegon, Banten. Industri merupakan perseroan terbatas dengan struktur organisasi garis dan staf dipimpin oleh seorang direktur dengan jumlah anggota 144 orang.
3. Luas lahan yang dibutuhkan untuk pembangunan pabrik adalah 36.070 m² atau 3,6070 ha.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik etilen oksida ini telah dinyatakan layak dengan rincian sebagai berikut:
 - a. *Annual Cash Flow (ACF)* : US \$ 29.714.692,5803
 - b. NPOTLP : US \$ 296.456.135,7866
 - c. *Total Capital Sink (TCS)* : US \$ 278.152.234.7572
 - d. *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)* : 44,0121%.
 - e. *Break Even Point (BEP)* : 27,2851 %
 - f. *Pay Out Time (POT)* : 1,7258 tahun
 - g. *Rate of Return on Investment (ROI)* : 53,61 %

DAFTAR PUSTAKA

- Barth, J., O., Weckbecker, C., Hubert. 2017. *Process For Continously Preparing Methyl Mercaptan From Carbon Compounds, Sulfur, And Hydrogen*. US Patent No. 9745262 B2.
- Basu, P., 2010. *Biomass Gasification And Pyrolysis*. Elsevier, The Boulevard, Langford Lane, Kidlington, : Oxford
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York
- France, A., Freymy G., Barre, P. 2018. *Method For Preparing Methyl Mercaptan*. US Patent No. 10689334 B2.
- Google Maps Lokasi Pabrik (Online) <https://www.google.com/maps/>
- Joshi, J.B. and Doraiswamy, L.K. (2008) *Chemical reaction engineering, Albright's Chemical Engineering Handbook*. doi:10.1201/9781420087567-13.
- Kirk-Othmer. 1983. *Encyclopedia of Chemical Technology Volume 23 Edisi 3*. New York: John Wiley and Sons.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Pabrik Kimia*. Jakarta: Gramedia
- Levenspiel (1999). *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley and Sons Inc: Singapura
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston
- Maloney, J.O. (2007) 'Conversion factors and mathematical symbols', *Perry's*

chemical engineers' handbook, p. 21. doi:10.1036/0071511245.

McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill Book Co: New York.

Moyers, C.G. and Baldwin, G.W. (1999) *Psychrometry , Evaporative Cooling , and Solids Drying, Perry's Chemical Engineers' Handbook*. doi:10.1036/0071511350.

Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.

Perry, R. H. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.

Peters, M.S. dan K.D.Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.

Reklaitis, G.V. 1983. *Introduction to material and Energi Balance*. Mc. Graw Hill Book Company : Newyork

Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. (Hal. 322: Heat Capacities of the Element). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.

Smith, J.M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.

Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 12 April 2022

Thermo Fisher Scientific (2012) 'Safety Data Sheet . قر ش ن ت ان اي ب سال قم . Safety Data Sheet', *Material Safety Data Sheet*, 4(2)(1), pp. 8–10. Available at:

https://us.vwr.com/assetsvc/asset/en_US/id/16490607/contents.

Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.

Walas, S.M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth- Heinemann: New York.

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Book Co: New York.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 90.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 Jam Operasi
Satuan Massa	: Kg (Kilogram)
Bahan Baku	: Etilen (C ₂ H ₄) dan Oksigen (O ₂)
Produk	: Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)

Kapasitas Produksi:

$$= \frac{90.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 12.500 \text{ kg/jam}$$

Kemurnian Etilen Oksida (C₂H₄O) = 99,9% (Sumber: Alibaba)

$$\begin{aligned} \text{Etilen Oksida (C}_2\text{H}_4\text{O)} &= \text{Kemurnian Etilen Oksida} \times \text{Kapasitas Produksi} \\ &= 99,9\% \times 12.500 \text{ kg/jam} \\ &= 12487,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi Etana (C₂H₆):

- | | | |
|----|---|----------------|
| a. | Etana (C ₂ H ₆) | : 0,05%-massa |
| b. | Etilen (C ₂ H ₄) | : 99,95%-massa |

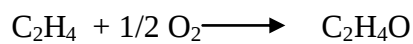
Komposisi Oksigen (O₂):

- | | | |
|----|----------------------------|----------------|
| c. | Oksigen (O ₂) | : 99,60%-massa |
| d. | Nitrogen (N ₂) | : 0,40%-massa |

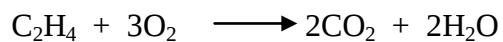
Mekanisme Reaksi :

Reaksi :

Reaksi 1 (Reaksi Utama)



Reaksi 2 (Reaksi Samping)



Konversi pada pembuatan Etilen Oksida (C₂H₄O):

(Sumber: US Patent 2022/0340510 A1)

Konversi di Fixed Bed Multitube Reactor:

Konversi Etilen (C₂H₄) + Oksigen (O₂) menjadi Etilen (C₂H₄) dan Oksigen (O₂):

99%

Konversi Etilen (C₂H₄) + Oksigen (O₂) menjadi Etilen Oksida: 99%

Mol feed:

a. Etilen (C₂H₄) = mol Etilen / konversi Reaktor-01

$$= (283,9001 + 0,4732 \text{ kmol/jam}) / (99\%)$$

$$= 289,6354 \text{ kmol/jam}$$

$$= 8125,0272 \text{ kg/jam}$$

b. Oksigen (O₂) = mol Oksigen / konversi Reaktor-01

$$= (141,9500 + 1,4195 \text{ kmol/jam}) / (99\%)$$

$$= 144,8177 \text{ kmol/jam}$$

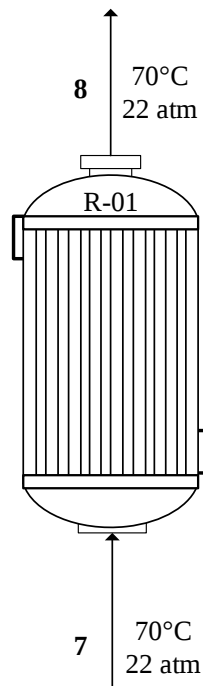
$$= 4633,8775 \text{ kg/jam}$$

Dari *trial and error* yang telah dilakukan, maka *feed* Etilen (C_2H_4) dan Oksigen (O_2) yang dibutuhkan secara berturut-turut untuk mencapai kapasitas produksi yang diinginkan adalah 8125,0272 kg/jam, dan 4633,8775 kg/jam.

A.1 Reaktor 01 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan Bahan Baku Etilen (C_2H_4) dan Oksigen (O_2) menjadi Etilen Oksida (C_2H_4O)

Gambar :



Reaksi Reaktor 1 :

	C_2H_4	+	$0,5 O_2$	$\longrightarrow$	C_2H_4O
m	286,7678		143,3839		0,0000
b	283,9001		141,9500		283,9001
s	2,8677		1,4338		283,9001

Reaksi Samping :

	C₂H₄	+	3O₂	→	2CO₂	+	2H₂O
m	2,8677		1,4338		0,0000		0,0000
b	0,4732		1,4195		0,9463		0,9463
s	2,3945		0,0143		0,9463		0,9463

Keterangan:

Aliran 7 = *output* MP-01 dan *input* R-01

Aliran 8 = *output* R-01 menuju P-01

Berikut adalah persamaan neraca massa pada Reaktor-01 :

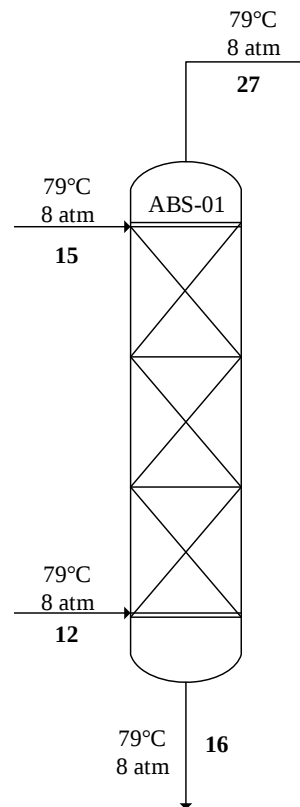
Massa Aliran 7 = Massa Aliran 8

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Aliran 7	Aliran 8
C ₂ H ₆	4,0625	4,0625
C ₂ H ₄	8.125,0272	147,6181
O ₂	4.633,8775	46,3388
N ₂	18,5355	18,5355
H ₂ O	0,0000	17,0478
C ₂ H ₄ O	0,0000	12.506,2531
CO ₂	0,0000	41,6469
Total	12.781,5027	12.781,5027

A.15 Absorber 01 (ABS-01)

Fungsi : Menyerap Etilen Oksida (C_2H_4O) dengan Absorben Air (H_2O)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 12 = *output* CO-01 dan *input* ABS-01

Aliran 15 = *output* H-01 dan *input* ABS-01

Aliran 16 = *output* ABS-01 menuju PRV-01

Aliran 27 = *output* ABS-01 menuju H-02

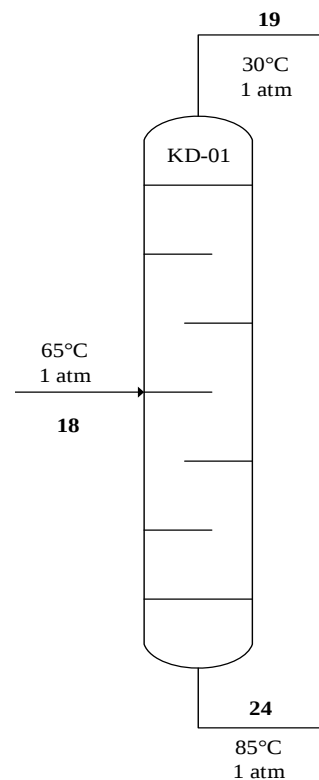
Berikut adalah persamaan neraca massa pada Absorber-01:

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)	
	Aliran 16	Aliran 18	Aliran 31	Aliran 19
C ₂ H ₄	147,6181	0,0000	12,7382	0,0000
O ₂	46,3388	0,0000	0,403	0,0000
C ₂ H ₆	4,0625	0,0000	0,286	0,0000
N ₂	18,5355	0,0000	0,1995	0,0000
C ₂ H ₄ O	12506,2531	0,0000	12506	17.765,5991
CO ₂	41,6469	0,0000	6,0838	12.500,0000
H ₂ O	17,0478	12506,2531	12519,8887	0,0000
Total	12781,5027	12506,2531	25045,5992	242,1566
	25287,7559		25287,7559	

A.18 Kolom Distilasi 01 (KD-01)

Fungsi : Memurnikan Produk Etilen Oksida (C_2H_4O) dari Air (H_2O)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 18 = *output* CO-02 dan *feed* KD-01

Aliran 19 = *top product* KD-01

Aliran 24 = *bottom product* KD-01

Berikut adalah persamaan neraca massa pada Kolom Destilasi-01:

Massa Aliran 18 = Massa Aliran 19 + Massa Aliran 24

Pada Kolom Destilasi-01, dilakukan perhitungan jumlah *top* dan *bottom product* menggunakan persamaan linear. Dimana menggunakan relatif volatilitas (α) sebagai X, dan Log D/B sebagai Y.

Dalam alat kolom destilasi, ditetapkan:

Komponen *Light Key* = C₂H₄O

Komponen *Heavy Key* = H₂O

Distribusi komponen pada produk atas dan bawah ditentukan dengan volatilitas relatif terhadap komponen referensi, yaitu air (H₂O):

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{ref}}$$

Keterangan:

α = volatilitas relative

K_i = konstanta kesetimbangan uap-cair

K_{ref} = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen referensi

Komponen	$K_i = P_i/P$	K_{ref}
H ₂ O	0,0126	0,0126
C ₂ H ₄ O	0,4417	0,0126

Diinginkan 99,9% *light key* keluar dari *top*:

Light key (etilen oksida) *top* = 99,95% x 283,8943 kmol
= 283,7524 kmol

Light key (etilen oksida) *bottom* = 0,05% x 283,8943 kmol
= 0,1419 kmol

Log *light key top/light key bottom* = Log (283,7524/0,1419) = 3,3008

Diinginkan 99,9% *heavy key* keluar dari *bottom*:

Heavy key (air) *top* = 0,05% x 694,9857 kmol
= 0,3475 kmol

Heavy key (air) *bottom* = 99,05% x 694,9857 kmol
= 694,6382 kmol

Log *heavy key top/light key bottom* = Log (0,1972/ 985,9806) = -3,3008

Komponen	$X = \log \alpha$	$Y = \log \frac{D_i}{B_i}$	$X*Y$	X^2
H ₂ O	0,0000	-3,3008	0,0000	0,0000
C ₂ H ₄ O	1,5447	3,3008	5,0989	2,3862
Total	0,7629	0,0000	2,8218	0,5820

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan:

$$m = \left\{ \frac{\left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{LK} - \left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{HK}}{\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK}} \right\}$$

$$\text{Log} \left(\frac{XD}{XB} \right) = m \log \alpha + b \quad (\text{Winkle, 1967})$$

Didapatkan *Slope* dan *Intercept* sebesar:

$$\text{Slope} = 4,3968$$

$$\text{Intercept} = -3,3631$$

Dengan $Y = \text{Log } D/B = Ax+B$, A adalah *Slope* dan B adalah *Intercept*, maka didapatkan distribusi setiap komponen adalah sebagai berikut:

Komponen	<i>Distillate</i> (kmol/jam)	<i>Bottom</i> (kmol/jam)
H ₂ O	0,3011	0,0000
C ₂ H ₄ O	283,7886	0,1057
Total	284,0897	0,1057

Setelah didapatkan distribusi dari setiap komponen tersebut, maka dapat ditentukan suhu *bubble* dan *dew point* pada tiap aliran. Dimana digunakan *trial and error* pada kesetimbangan tekanan uap.

Kondisi operasi pada *feed* Kolom Distilasi-01:

$$P = 8^{\circ}\text{C}$$

$$T = 1,00 \text{ atm}$$

Komponen	X Mol (%)	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi = Xi.Ki
H ₂ O	0,3011	367,1375	1,0809	0,3751
C ₂ H ₄ O	283,7886	2.126,6929	91,7301	0,6252
Total	284,0897	2.493,8304	92,811	1,000.3

Kondisi operasi (*top distillation / rectifying section*) KD-01:

$$P = 30,1551^{\circ}\text{C}$$

$$T = 1,00 \text{ atm}$$

Komponen	X Mol (%)	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi = Xi.Ki
H ₂ O	0,0695	77,4123	0,1019	0,0001
C ₂ H ₄ O	99,9305	760,9013	1,0012	1,0005
Total	100,0000	838,3135	1,1030	1,0006

Kondisi operasi (*bottom distillation / stripping section*) KD-01:

$$P = 99^{\circ}\text{C}$$

$$T = 1,00 \text{ atm}$$

Komponen	X Mol (%)	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi = Xi.Ki
H ₂ O	99,98	96,8723	0,1275	7,8442
C ₂ H ₄ O	0,02	1.341,2197	1,7648	0,0001
Total	100,0000	1.438,092	1,8923	7,8443

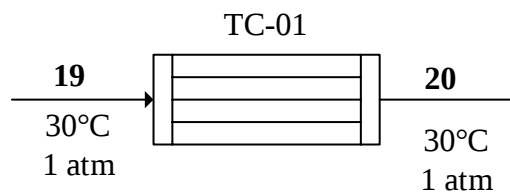
Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, maka neraca massa pada kolom distilasi dapat ditulis sebagai berikut.

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 18	Aliran 19	Aliran 24
H ₂ O	12.519,8887	12.519,8887	4,6572
C ₂ H ₄ O	12.506,0000	5,4239	12.514.4648
		12.506,7667	12.519,1220
Total	25.025,8887	25.025,8887	

A.19 Total Condensor 01 (TC-01)

Fungsi : Mengembunkan Fluida dari Hasil atas KD-01

Gambar :



Keterangan:

Aliran 19 = *output* KD-01 dan *input* TC-01

Aliran 20 = *output* TC-01

Berikut adalah persamaan neraca massa pada *Total Condensor-01*:

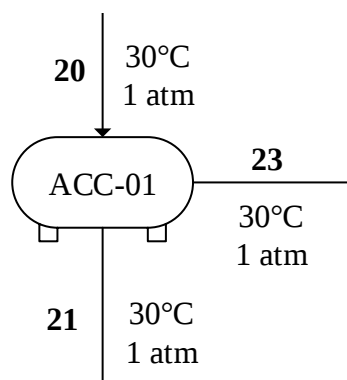
Massa Aliran 19 = Massa Aliran 20

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Aliran 19	Aliran 20
H ₂ O	5,4239	5,4239
C ₂ H ₄ O	12501,3428	12501,3428
Total	12.506,7667	12.506,7667

A.20 Accumulator 01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung Sementara Hasil Keluaran dari Kolom Distilasi 01 (KD-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 20 = *output* TC-01 dan *input* ACC-01

Aliran 21 = *reflux* menuju KD-01

Aliran 23 = *product*/distilat KD-01

Berikut adalah persamaan neraca massa pada *Accumulator*-01:

Massa Aliran 20 = Massa Aliran 21 + Massa Aliran 23

Menentukan Rasio Refluks Minimum:

Untuk menentukan rasio refluks minimum, digunakan persamaan Underwood, sebagai berikut:

$$1 - q = \sum_1^n \frac{x_F}{(\alpha - \theta)/\alpha} \quad (\text{Eq. 11.61 Sinnott, R, K., 2005})$$

Feed diumpankan dalam keadaan *saturated liquid*, sehingga $q = 0$ (*saturated vapor*).

$$(L/D)m + 1 = \sum_1^n \frac{x_D}{(\alpha - \theta)/\alpha}$$

Komponen	XF (%-mol)	XD (%-mol)	α	$\alpha^*x_F/(\alpha - \theta)$	$\alpha^*x_D/(\alpha - \theta)$
H ₂ O	70,95	0,3200	1	0,8486	0,0013
C ₂ H ₄ O	28,98	99,6800	84,86249734	0,2962	1,0188
Total	100,0000	100,0000		1,1448	1,0201

$$(L/D) m + 1 = 3,0236$$

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D \quad (\text{Eq. 9.49 Treybal, R, E., 1980})$$

$$V = R \times D + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

Keterangan:

$$V = \text{feed TC-01}$$

$$L = \text{aliran refluks KD-01}$$

$$D = \text{aliran distilat}$$

$$L/D + 1 = 3,0236$$

$$L/D \text{ minimum} = 3,0236 - 1$$

$$= 2$$

$$L/D \text{ aktual} = 1,2 \times L/D \text{ min}$$

$$= 1,2 \times 2$$

$$= 2,428340574718$$

$$D = 138,9908 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L + D$$

$$= (L/D + 1) \times D$$

$$= (3,0236) \times 138,9908 \text{ kmol/jam}$$

$$= 420,2550 \text{ kmol/jam}$$

$$L = (L/D \text{ minimum}) \times D$$

$$= (2) \times 138,9908 \text{ kmol/jam}$$

$$= 281,2642 \text{ kmol/jam}$$

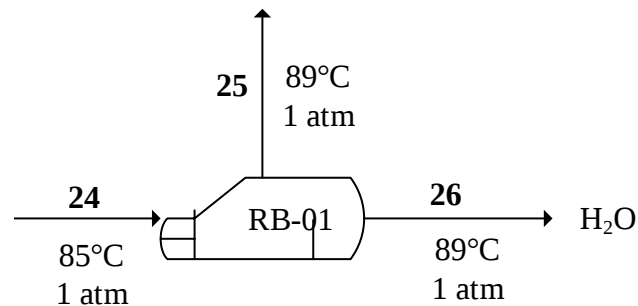
Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, maka neraca massa pada *Accumulator-01* dapat ditulis sebagai berikut.

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 16	Aliran 17	Aliran 18
H ₂ O	80,6340	75,2101	5,4239
C ₂ H ₄ O	14.544,0435	2.042,7008	12.501,3426
Total	14.624,6775	2.117,9109	12.506,7665
		14.624,6775	

A.23 Reboiler 01 (RB-01)

Fungsi : Memanaskan Keluaran Bawah dari Kolom Distilasi (KD-01) menjadi Uap Refluks

Gambar :



Keterangan:

Aliran 22 = *ouput* KD-01 dan *input* RB-01

Aliran 23 = *boil-up* menuju KD-01

Aliran 24 = *bottom product* KD-01

Berikut adalah persamaan neraca massa pada *Reboiler-01*:

Massa Aliran 22 = Massa Aliran 23 + Massa Aliran 24

Kondisi *feed* (q) = 0 (*saturated vapor*)

Perhitungan:

$$L^* = F + L$$

$$= (979,5016 + 5,6150) \text{ kmol/jam}$$

$$= 985,1166 \text{ kmol/jam}$$

$$V^* = V + (0) F$$

$$= (283,8995 + (0 \times 985,1166)) \text{ kmol/jam}$$

$$= 290,3263 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 B^* &= L^* - V^* \\
 &= (985,1166 \text{ kmol} - 290,3263) \text{ kmol/jam} \\
 &= 694,7903 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

L^* = *feed* RB-01

V^* = *boil-up* RB-01

B^* = produk *bottom* RB-01

F = *feed* KD-01

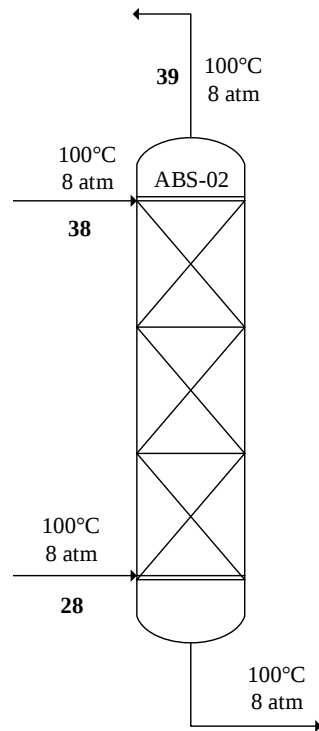
Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, maka neraca massa pada *Reboiler-01* dapat ditulis sebagai berikut.

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 24	Aliran 25	Aliran 26
H ₂ O	53540,4278	41025,9630	12514,4648
C ₂ H ₄ O	5,7600	1,1027	4,6572
Total	53546,1877	41027,0657	12519,1220
		53546,1877	

A.25 Absorber 02 (ABS-02)

Fungsi : Menyerap Kandungan CO₂ menggunakan Benfield

Gambar :



Keterangan:

Aliran 28 = *output* H-02 dan *input* ABS-02

Aliran 38 = *output* MP-02 dan *input* ABS-02

Aliran 29 = *output* ABS-02 menuju PRV-02

Aliran 39 = *output* ABS-02 menuju EXP-01

Berikut adalah persamaan neraca massa pada *Pressure Reducing Valve-02* :

$$\text{Massa Aliran 28} + \text{Massa Aliran 38} = \text{Massa Aliran 29} + \text{Massa Aliran 39}$$

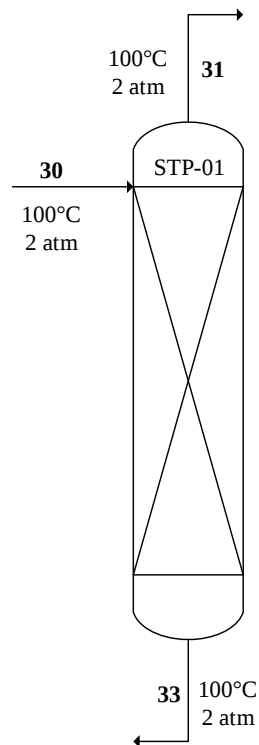
Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)	
	Aliran 30	Aliran 38	Aliran 39	Aliran 31
C ₂ H ₄	134,8799	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	45,9358	0,0000	134,8799	0,0000

C ₂ H ₆	3,7765	0,0000	45,9358	0,0000
N ₂	18,3360	0,0000	3,7765	0,0000
C ₂ H ₄ O	0,0000	0,0000	18,3360	0,0000
CO ₂	35,8162	0,0000	0,0000	0,0358
K ₂ CO ₃	0,0000	112,3643	0,0000	0,0000
H ₂ O rx	3,4122	262,1833	0,0000	250,9491
KHCO ₃	0,0000	0,0000	0,0000	162,7911
	242,1566	374,5475	202,9282	413,7760
Total	616,7042		616,7042	

A.27 Stripper 01 (STP-01)

Fungsi : Melepaskan CO₂ yang Terkandung dalam Larutan Benfield

Gambar :



Reaksi di Stripper :

	2KHCO_3	$\longrightarrow$	K_2CO_3	+	CO_2	+	H_2O
m	1,6260		0,0000		0,0000		0,0000
b	1,6260		0,8130		0,8130		0,8130
s	0,0000		0,8130		0,8130		0,8130

Keterangan:

Aliran 30 = *output* PRV-02 dan *input* STP-01

Aliran 31 = *output* STP-01 menuju CO-03

Aliran 33 = *output* STP-01 menuju P-03

Berikut adalah persamaan neraca massa pada Stripper-01:

Massa Aliran 30 = Massa Aliran 31 + Massa Aliran 33

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 30	Aliran 31	Aliran 33
K ₂ CO ₃	0,0000	112,3643	0,0000
H ₂ O rx	250,9491	265,5955	0,0000
KHCO ₃	162,7911	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0358	0,0000	35,8162
Total	413,7760	377,9598	35,8162
		413,7760	

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 90.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 Jam Operasi
Temperatur Referensi	: 25°C
Satuan Panas	: Kj/Jam

Adapun neraca panas yang dihitung meliputi:

- Panas Sensibel

Merupakan panas yang terjadi akibat adanya perubahan temperatur pada suatu peralatan proses. Berikut adalah rumus perhitungan panas sensibel:

$$Q = n \times C_p \times \Delta T$$

dengan:

$$\Delta T = T - T_{\text{referensi}}$$

$$Q = \text{Panas sensibel yang dihasilkan/dikeluarkan, Kj/Jam.}$$

$$C_p = \text{Kapasitas Panas, Kj/Kmol.K.}$$

$$n = \text{Mol senyawa, Kmolek/Jam.}$$

$$T = \text{Temperatur senyawa, } ^\circ\text{C.}$$

$$T_{\text{referensi}} = \text{Temperatur referensi, } 25^\circ\text{C.}$$

keterangan:

$$C_p \times \Delta T = \int_{T_o}^{T_1} C_p dT$$

$$= \int_{T_o}^{T_1} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= [A (T - T_{\text{ref}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{1}{4} D (T^4 - T_{\text{ref}}^4)] \text{ (J/Mol)}$$

Berikut adalah harga konstanta kapasitas panas (C_p) untuk senyawa dalam fasa gas:

Senyawa	Cp Gas (J/mol.K)				
	A	BT	CT ²	DT ³	ET ⁴
Etana (C ₂ H ₆)	3,38E+01	-1,55E-02	3,77E-04	-4,12E-07	1,39E-10
Etilen (C ₂ H ₄)	1,68E+01	5,15E-02	2,16E-04	-3,46E-07	1,59E-10
Oksigen (O ₂)	2,99E+01	-1,14E-02	4,34E-05	-3,70E-08	1,01E-11
Nitrogen (N ₂)	2,94E+01	-3,01E-03	5,45E-06	5,13E-09	-4,25E-12
Air (H ₂ O)	3,40E+01	-9,65E-03	3,30E-05	-2,04E-08	4,30E-12
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	1,80E+01	3,43E-02	3,51E-04	-4,78E-07	1,90E-10
Karbon Dioksida (CO ₂)	1,90E+01	7,96E-02	-7,37E-05	3,75E-08	-8,13E-12

(Sumber: GV. Reklaitis, Appendix 3, 1942)

Kemudian, berikut adalah harga konstanta kapasitas panas (C_p) untuk senyawa dalam fasa cair:

Senyawa	Cp Liquid (J/mol.K)				
	A	BT	CT ²	DT ³	ET ⁴
Etana (C ₂ H ₆)	2,07E+01	9,49E-01	-5,98E-03	1,32E-05	0,00E+00

Etilen (C ₂ H ₄)	3,44E+00	1,08E+00	-7,14E-03	1,66E-05	0,00E+00
Oksigen (O ₂)	1,11E+03	-3,34E+01	3,50E-01	-1,21E-03	0,00E+00
Nitrogen (N ₂)	1,47E+01	2,20E+00	-3,52E-02	1,80E-04	0,00E+00
Air (H ₂ O)	1,83E+01	4,72E-01	-1,34E-03	1,31E-06	0,00E+00
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	7,41E+00	7,43E-01	-2,71E-03	3,90E-06	0,00E+00
Karbon Dioksida (CO ₂)	1,10E+01	1,16E+00	-7,23E-03	1,55E-05	0,00E+00

(Sumber: GV. Reklaitis, Appendix 6, 1942)

- Panas Laten

Merupakan panas yang terjadi akibat adanya perubahan fasa pada suatu peralatan proses. Berikut adalah rumus perhitungan panas laten:

$$Q = n \times \Delta H_V$$

dengan:

Q = Panas laten yang dihasilkan/dikeluarkan, Kj/Jam.

n = Mol senyawa, Kmol/Jam.

ΔH_V = Panas Penguapan, Kj/mol.K.

keterangan:

$$\Delta H_V = A \times \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad (\text{eq 8.2.1, GV Reklaitis})$$

dengan:

A = Koefisien senyawa kimia, Kj/Mol.

n = Koefisien pangkat senyawa kimia.

T = Temperatur Operasi, K.

T_c = Temperatur kritis senyawa kimia, K.

Berikut adalah harga konstanta panas laten (ΔH_v) untuk senyawa yang digunakan:

Senyawa	ΔH_v (Kj/mol.K)		
	A (Kj/Kmol)	T _c (K)	n
Etana (C ₂ H ₆)	21,342	305,42	0,403
Etilen (C ₂ H ₄)	19,986	282,36	0,431
Oksigen (O ₂)	26,0980	364,76	0,3580
Nitrogen (N ₂)	26,8900	369,82	0,3650
Air (H ₂ O)	52,0530	647,1300	0,3210
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	36,474	469,15	0,377
Karbon Dioksida (CO ₂)	15,326	304,19	0,227

(Sumber: GV. Reklaitis, Appendix 4, 1942)

- Panas Reaksi

Merupakan panas yang terjadi akibat adanya proses reaksi kimia pada suatu peralatan proses, terutama Reaktor. Berikut adalah rumus perhitungan panas reaksi:

$$\Delta H_{R\ 298,15\ K}^{\circ} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$$

dengan:

ΔH_f = Panas pembentukan senyawa pada 25°C, Kj/Kmol.

Untuk kondisi suhu reaksi selain 25°C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R\ 298,15\ K}^{\circ} + \left(\sum_{produk} n \int_{T_{ref}}^T C_p dT - \sum_{reaktan} n \int_{T_{ref}}^T C_p dT \right)$$

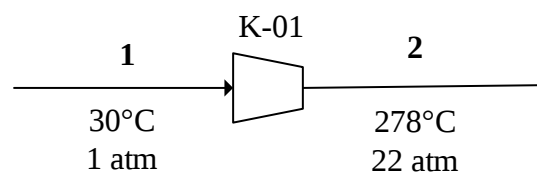
Berikut adalah harga konstanta panas pembentukan (ΔH_f°) untuk senyawa yang digunakan:

Senyawa	ΔH_f° (Kj/Kmol)
Etana (C ₂ H ₆)	-20,2400
Etilen (C ₂ H ₄)	12,5000
Oksigen (O ₂)	0,0000
Nitrogen (N ₂)	0,0000
Air (H ₂ O)	-57,8000
Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	-12,5800
Karbon Dioksida (CO ₂)	-94,0500

B.1 Kompresor 01 (K-01)

Fungsi : Menaikkan Tekanan Feed dari Tangki 01 (T-01) ke *Chiller* 01 (CH-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 1 = *output* T-01 dan *input* K-01

Aliran 2 = *output* K-01 menuju CH-01

Q_{kompresi} = Aliran panas kompresi K-01

Berikut adalah persamaan neraca panas pada Kompresor-01:

$$Q_1 + Q_{\text{kompresi}} = Q_2$$

- Panas Masuk Kompresor-01 dengan suhu 30°C dan fasa gas, Q_1 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_1 (Kj/Jam)
C ₂ H ₆	0,1351	265,9037	35,9262
C ₂ H ₄	289,6354	218,9697	63.421,3985
Total	289,7706		63.457,3247

- Panas Keluar Kompresor-01 dengan suhu 278°C dan fasa gas, Q_2 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_2 (Kj/Jam)
C ₂ H ₆	0,1351	17.258,1550	2.331,7488
C ₂ H ₄	289,6354	14.209,2691	4.115.507,9535
Total	289,7706		4.117.839,7023

Panas Kompresi:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kompresi}} &= Q_2 - Q_1 \\
 &= (4.117.839,7023 - 63.457,3247) \text{ Kj/Jam} \\
 &= 4.054.382,3776 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

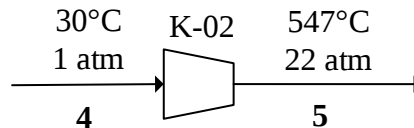
Maka neraca panas pada Kompresor-01 sebagai berikut:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 1	63.457,3247	0,0000
Q Aliran 2	0,0000	4.117.839,7023
Q Kompresi	4.054.382,3776	0,0000
Total	4.117.839,7023	4.117.839,7023

B.2 Kompresor 02 (K-02)

Fungsi : Menaikkan Tekanan Feed dari Tangki 02 (T-02) ke *Chiller* 02 (CH-02)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 4 = *output* T-02 dan *input* K-02

Aliran 5 = *output* K-02 menuju CH-02

Q_{kompresi} = Aliran panas kompresi K-02

Berikut adalah persamaan neraca panas pada Kompresor-02:

$$Q_4 + Q_{\text{kompresi}} = Q_5$$

- Panas Masuk Kompresor-02 dengan suhu 30°C dan fasa gas, Q_4 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_4 (Kj/Jam)
O ₂	144,8177	147,2916	21.330,4303
N ₂	0,6617	145,5266	96,2900
Total	145,4794		21.426,7203

- Panas Keluar Kompresor-02 dengan suhu 547°C dan fasa gas, Q_5 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_5 (Kj/Jam)
O ₂	144,8177	16.501,6605	2.389.732,8776
N ₂	0,6617	15.686,2619	10.379,0637

Total	145,4794	2.400.111,9413
--------------	-----------------	-----------------------

Panas Kompresi:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kompresi}} &= Q_5 - Q_4 \\
 &= (2.400.111,9413 - 21.426,7203) \text{ Kj/Jam} \\
 &= 2.378.685,221 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

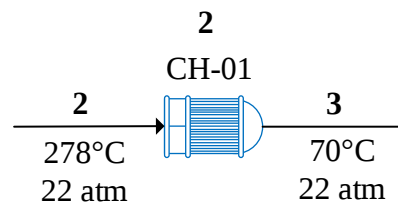
Maka neraca panas pada Kompresor-02 sebagai berikut:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 4	21.426,7203	0,0000
Q Aliran 5	0,0000	2.400.111,9413
Q Kompresi	2.378.685,221	0,0000
Total	2.400.111,9413	2.400.111,9413

B.3 Chiller 01 (CH-01)

Fungsi : Menurunkan Temperatur Feed dari Kompresor 01 (K-01) ke
Mixing Point 01 (MP-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 2 = *output* K-01 dan *input* CH-01

Aliran 3 = *output* CH-01 menuju MP-01

$Q_{\text{refrigerant in}} = \text{Aliran } \textit{refrigerant} \text{ masuk menuju CH-01}$

$Q_{\text{refrigerant out}} = \text{Aliran } \textit{refrigerant} \text{ keluar CH-01}$

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Chiller-01*

$$Q_6 + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_7 + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Chiller-01* dengan suhu 278°C dan fasa gas, Q_2 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_2 (Kj/Jam)
C ₂ H ₆	0,1351	17.258,1550	2.331,7488
C ₂ H ₄	289,6354	14.209,2691	4.115.507,9535
Total	289,7706		4.117.839,7023

- Panas Keluar *Chiller-01* dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q_3 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_3 (Kj/Jam)
C ₂ H ₆	0,1351	2.498,1550	337,5168
C ₂ H ₄	289,6354	14.209,2691	598.099,0103
Total	289,7706		598.436,5270

Perpindahan Panas:

$$Q_{\text{refrigerant output}} - Q_{\text{refrigerant input}} = Q_2 - Q_3$$

$$= (4.117.839,7023 - 598.436,5270) \text{ Kj/Jam}$$

$$= 3.519.403,1753 \text{ Kj/Jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah karbon dioksida (CO₂) -60°C dan suhu keluar 70°C.

$$C_p dT_{\text{ref in}} = -2.984,9468 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 942,1122 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 3.927,0591 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}} \\ &= \frac{3.519.403,1753 \text{ Kj/Jam}}{3,9271 \text{ Kj/Mol}} \\ &= 896.193,0837 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned} m &= n \times Mr \\ &= 896.193,0837 \text{ Kmol/Jam} \times 44,009 \text{ Kg/Kmol} \\ &= 39.440.292,5621 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$\begin{aligned} Q_{\text{refrigerant input}} &= (n \text{ CO}_2 \text{ input} \times C_p dT_{\text{ref in}}) \\ &= 896.193,0837 \text{ Kmol/Jam} \times -2.984,9468 \text{ J/Mol} \\ &= -2.675.088,7600 \text{ Kj/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{refrigerant output}} &= (n \text{ CO}_2 \text{ output} \times C_p dT_{\text{ref out}}) \\ &= 896.193,0837 \text{ Kmol/Jam} \times 942,1122 \text{ J/Mol} \\ &= 844.314,5621 \text{ Kj/Jam} \end{aligned}$$

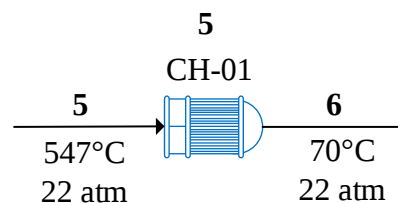
Maka neraca panas pada *Chiller-01* sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q_2	4.117.839,7023	0,0000
Q_3	0,0000	598.436,5270
$Q_{\text{refrigerant input}}$	-2.675.088,7600	0,0000
$Q_{\text{refrigerant output}}$	0,0000	-2.675.088,7600
Total	1.442.750,9423	1.442.750,9423

B.4 Chiller 02 (CH-02)

Fungsi : Menurunkan Temperatur Feed dari Kompresor 02 (K-02) ke
Mixing Point 01 (MP-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 5 = *output* K-02 dan *input* CH-02

Aliran 6 = *output* CH-02 menuju MP-01

$Q_{\text{refrigerant in}}$ = Aliran *refrigerant* masuk menuju CH-02

$Q_{\text{refrigerant out}}$ = Aliran *refrigerant* keluar CH-02

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Chiller-02*

$$Q_5 + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_6 + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Chiller-02* dengan suhu 457°C dan fasa gas, Q_5 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q ₅ (Kj/Jam)
O ₂	144,8177	15.730,8810	2.278.110,3485
N ₂	0,6617	15.352,9912	10.158,5498
Total	145,4794		2.288.268,8983

- Panas Keluar *Chiller*-02 dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q₆:

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q ₆ (Kj/Jam)
O ₂	144,8177	1.331,1840	192.779,0389
N ₂	0,6617	1.331,0174	867,4554
Total	145,4794		193.646,4943

Perpindahan Panas:

$$Q_{\text{refrigerant output}} - Q_{\text{refrigerant input}} = Q_5 - Q_6$$

$$= (2.288.268,8983 - 193.646,4943) \text{ Kj/Jam}$$

$$= 2.094.622,4040 \text{ Kj/Jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah karbon dioksida (CO₂) -60°C dan suhu keluar 70°C.

$$C_p dT_{\text{ref in}} = -2.984,9469 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 942,1122 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 3.927,0591 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}} \\
 &= \frac{2.094.622,4040 \text{ Kj/Jam}}{3,9271 \text{ Kj/Mol}} \\
 &= 533.381,9452 \text{ Kmol/Jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned}
 m &= n \times Mr \\
 &= 533.381,9452 \text{ Kmol/Jam} \times 44,009 \text{ Kg/Kmol} \\
 &= 23.473.446,0096 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{refrigerant input}} &= (n \text{ CO}_2 \text{ input} \times C_p dT_{\text{ref in}}) \\
 &= 533.381,9452 \text{ Kmol/Jam} \times -2.984,9469 \text{ J/Mol} \\
 &= -1.592.116,7796 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{refrigerant output}} &= (n \text{ CO}_2 \text{ output} \times C_p dT_{\text{ref out}}) \\
 &= 533.381,9452 \text{ Kmol/Jam} \times 942,1122 \text{ J/Mol} \\
 &= 502.505,6244 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

Maka neraca panas pada *Chiller-02* sebagai berikut:

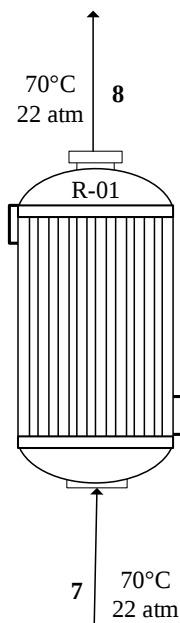
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q ₅	2.288.268,8983	0,0000
Q ₆	0,0000	193.646,4943

$Q_{\text{refrigerant input}}$	-1.592.116,7796	0,0000
$Q_{\text{refrigerant output}}$	0,0000	502.505,6244
Total	696.152,1187	696.152,1187

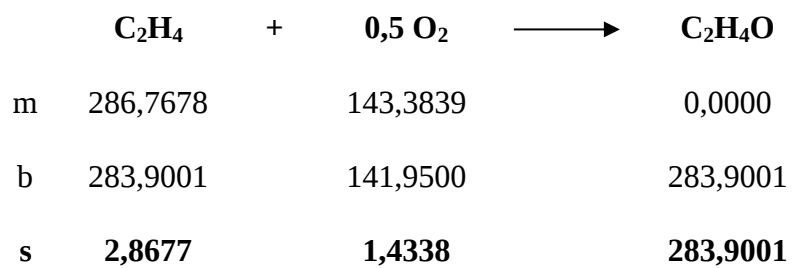
B.5 Reaktor 01 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan Bahan Baku Etilen (C_2H_4) dan Oksigen (O_2)

Gambar :



Reaksi Oksidasi :



Reaksi Samping :

	C_2H_4	+	3O_2	$\longrightarrow$	2CO_2	+	$2\text{H}_2\text{O}$
m	2,8677		1,4338		0,0000		0,0000
b	0,4732		1,4195		0,9463		0,9463
s	2,3945		0,0143		0,9463		0,9463

Keterangan:

Aliran 7 = *output* MP-01 dan *input* R-01

Aliran 8 = *output* R-01 menuju P-01

Q_{reaksi} = Aliran panas reaksi R-01

- Panas Masuk Reaktor-01 dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q_7 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_7 (Kj/Jam)
C_2H_4	8.125,0272	2.065,0063	598.099,0103
O_2	4.633,8775	1.331,1840	192.779,0389
C_2H_6	4,0625	2.498,0892	337,5168
N_2	18,5355	1.311,0174	867,4554
Total	12.781,5027		792.083,0214

- Panas Keluar Reaktor-02 dengan suhu 70°C dan fasa liquid, Q_8 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_8 (Kj/Jam)
C_2H_4	147,6181	2.065,0063	10.866,4523
O_2	46,3388	1.331,1840	1.927,7904
C_2H_6	4,0625	2.498,0892	337,5168
N_2	18,5355	1.311,0174	867,4554

C ₂ H ₄ O	12.506,2531	2.308,6564	655.427,7531
CO ₂	41,6469	1.715,3470	1.623,2906
H ₂ O	17,0478	1.517,3765	1.435,9444
Total	12.781,5027		672.486,2030

Panas Pembentukan Standar:

$$\begin{aligned}\Delta H_{R\ 298,15\ K}^0 &= \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan} \\ &= [(-687,9751) - (52,3)]\ \text{Kj/Mol} \\ &= -740,2751\ \text{Kj/Mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_{R\ 298,15\ K}^0 + \left(\sum_{produk} n \int_{T_{ref}}^T C_p dT - \sum_{reaktan} n \int_{T_{ref}}^T C_p dT \right) \\ &= (-740,2751 + 2,1452)\ \text{Kj/Mol} \\ &= -738,1299\ \text{Kj/Mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{reaksi} &= r \times \Delta H_R \\ &= -740,2751\ \text{Kmol/Jam} \times -738,1299\ \text{Kj/Mol} \times 1.000\ \text{Mol/Kmol} \\ &= 546.419,186\ \text{Kj/Jam}\end{aligned}$$

Maka neraca panas pada Reaktor-01 sebagai berikut:

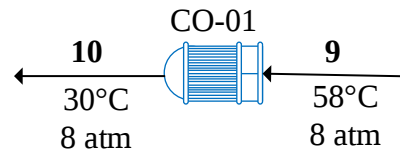
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 7	792.083,0214	0,0000
Q Aliran 8	0,0000	672.486,2030
Q Reaksi	0,0000	-209.555.152,3483

$Q_{cw \text{ in}}$	52.314.414,5643	0,0000
$Q_{cw \text{ out}}$	0,0000	216.989.163,7310
Total	52.106.497,5857	52.106.497,5857

B.6 Cooler 01 (Cooler-01)

Fungsi : Menurunkan Temperatur Feed dari Reaktor 01 (R-01) ke Absorber 01 (ABS-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 9 = *output* R-01 dan *input* CO-01

Aliran 10 = *output* CO-01 menuju ABS-01

$Q_{\text{refrigerant in}}$ = Aliran *refrigerant* masuk menuju CO-01

$Q_{\text{refrigerant out}}$ = Aliran *refrigerant* keluar CO-01

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Cooler-01*:

$$Q_{11} + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{12} + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Cooler-01* dengan suhu 58°C dan fasa liquid, Q_9 :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_9 (Kj/Jam)
C_2H_4	147,6181	2.065,0063	10.866,4523
O_2	46,3388	1.331,1840	1.927,7904

C ₂ H ₆	4,0625	2.498,0892	337,5168
N ₂	18,5355	1.311,0174	867,4554
C ₂ H ₄ O	12.506,2531	2.308,6564	655.427,7531
CO ₂	41,6469	1.715,3470	1.623,2906
H ₂ O	17,0478	1.517,3765	1.435,9444
Total	12.781,5027		672.486,2030

- Panas Keluar *Cooler*-01 dengan suhu 30°C dan fasa gas, Q₁₀:

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q₁₀ (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	147,6181	218,9697	1.152,2601
O ₂	46,3388	147,2916	213,3043
C ₂ H ₆	4,0625	265,9037	35,9262
N ₂	18,5355	145,5266	96,2900
C ₂ H ₄ O	12.506,2531	242,8381	68.941,7483
CO ₂	41,6469	186,2590	176,2631
H ₂ O	17,0478	168,0395	159,0214
Total	12.781,5027		70.774,8134

Perpindahan Panas:

$$Q_{\text{refrigerant output}} - Q_{\text{refrigerant input}} = Q_9 - Q_{10}$$

$$= (672.486,2030 - 70.774,8134) \text{ Kj/Jam}$$

$$= 601.711,3895 \text{ Kj/Jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah karbon dioksida (H_2O) 30°C dan suhu keluar 30°C .

$$C_p dT_{\text{ref in}} = 168,0356 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 841,5179 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 673,4823 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (H_2O) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}} \\ &= \frac{601.711,3895 \text{ KJ/Jam}}{673,4823 \text{ J/Mol}} \\ &= 893.433,1505 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (H_2O) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned} m &= n \times M_r \\ &= 893.433,1505 \text{ Kmol/Jam} \times 18,0146 \text{ Kg/Kmol} \\ &= 16.094.840,8334 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$\begin{aligned} Q_{\text{refrigerant input}} &= (n \text{ H}_2\text{O input} \times C_p dT_{\text{ref in}}) \\ &= 893.433,1505 \text{ Kmol/Jam} \times 168,0356 \text{ J/Mol} \\ &= 150.128,6121 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{refrigerant output}} = (n \text{ H}_2\text{O output} \times C_p dT_{\text{ref out}})$$

$$= 893.433,1505 \text{ Kmol/Jam} \times 841,5179 \text{ J/Mol}$$

$$= 751.840,0016 \text{ Kj/Jam}$$

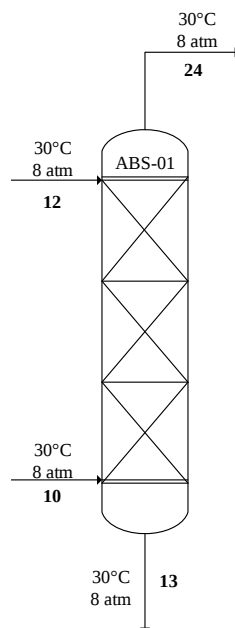
Maka neraca panas pada *Cooler-01* sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q ₉	672.486,2030	0,0000
Q ₁₀	0,0000	70.774,8134
Q _{refrigerant input}	150.128,6121	0,0000
Q _{refrigerant output}	0,0000	751.840,0016
Total	822.614,8150	822.614,8150

B.7 Absorber 01 (ABS-01)

Fungsi : Menyerap Etilen Oksida (C₂H₄O) dengan Absorben Air (H₂O)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 10 = *output* CO-01 dan *input* ABS-01

Aliran 12 = *output* P-02 dan *input* ABS-01

Aliran 13 = *output* ABS-01 menuju H-01

Aliran 24 = *output* ABS-01 menuju EXP-01

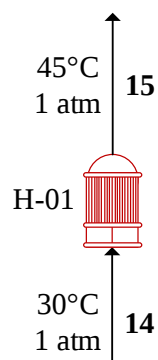
Berikut adalah persamaan neraca panas pada Absorber-01:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 12	70.774,9879	0,0000
Q Aliran 15	116.657,8334	0,0000
Q Aliran 27	0,0000	1.576,3447
Q Aliran 16	0,0000	185.855,9781
Total	162.553,9969	162.553,9969

B.8 Heater 01 (H-01)

Fungsi : Menaikkan Temperatur dari Pompa 03 (P-03) ke Kolom Destilasi 01 (KD-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 14 = *output* P-03 dan *input* H-01

Aliran 15 = *output* H-01 menuju KD-01

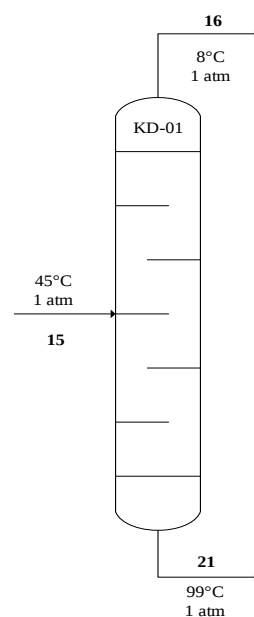
Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Heater-01*:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 14	185.855,9781	0,0000
Q Aliran 15	0,0000	905.144,0828
Q Steam in	10.433.459,2644	0,0000
Q Steam out	0,0000	9.714.171,1597
Total	10.619.315,2424	10.619.315,2424

B.9 Kolom Distilasi 01 (KD-01)

Fungsi : Memurnikan Produk Etilen Oksida (C_2H_4O) dari Air (H_2O)

Gambar :



- Panas Masuk Kolom Destilasi-01 dengan suhu 45°C dan fasa gas, Q_{15} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{15} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,4541	1.239,1879	562,6938
O ₂	0,0126	629,7676	7,9316
C ₂ H ₆	0,0095	1.513,1902	14,3930
N ₂	0,0071	577,8243	4,1150
C ₂ H ₄ O	283,8943	1.483,6304	421194,2677
CO ₂	0,1382	710,6986	98,2476
H ₂ O	694,9857	695,3560	483262,4340
Total	979,5016		905.144,0828

- Panas *Top Product* Kolom Destilasi-01 dengan suhu 8°C dan fasa gas, Q_{16} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{16} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,4541	-972,5544	-441,6201
O ₂	0,0126	-527,9346	-6,6491
C ₂ H ₆	0,0095	-1190,0706	-11,3196
N ₂	0,0071	-491,3608	-3,4993
C ₂ H ₄ O	283,7886	-1150,2254	-326.420,8683
CO ₂	0,1382	-595,8098	-82,3653
H ₂ O	0,3011	-586,2962	-176,5244
Total	284,7113		-327.142,8460

- Panas *Bottom Product* Kolom Destilasi-01 dengan suhu 99°C dan fasa gas, Q_{21} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{21} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,0000	3507,1264	0,0000
O ₂	0,0000	2196,3487	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	4236,0970	0,0000
N ₂	0,0000	2157,8014	0,0000
C ₂ H ₄ O	4,6572	3943,3560	416,9004
CO ₂	0,0000	2865,2350	0,0000
H ₂ O	12.514,4648	2501,9983	1.738.099,6659
Total	12.519,1220		1.738.516,5663

- Panas laten

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{21} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,4541	8.493.101,4804	3.856,5703
O ₂	0,0126	7.230.813,1877	91,0687
C ₂ H ₆	0,0095	6.306.923,7015	59,9896
N ₂	0,0071	6.367.880,5682	45,3494
C ₂ H ₄ O	283,7886	23.856.740,8218	6.770.271,5522
CO ₂	0,1382	7.202.341,2666	995,6578
H ₂ O	0,3011	48.231.211,5869	14.521,6409
Total	284,7113		6.789.841,8290

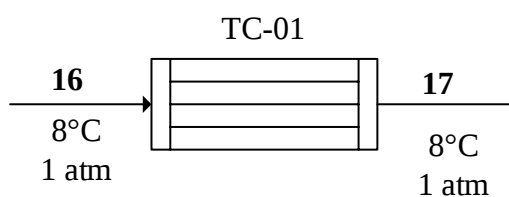
Maka neraca panas pada Kolom Destilasi-01 sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q ₁₅	905.144,0828	0,0000
Q ₁₆	0,0000	-327.142,8460
Q ₂₁	0,0000	1.738.516,5663
Q _c	6.789.841,8290	0,0000
Q _v	0,0000	6.283.612,1915
Total	7.694.985,9118	7.694.985,118

B.10 Total Condensor (TC-01)

Fungsi : Mengembunkan Fluida dari Hasil atas KD-01

Gambar :



Persamaan neraca panas pada *Total Condensor-01*:

$$Q_{16} + Q_{\text{kondensasi}} + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{17} + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Total Condensor-01* dengan suhu 8°C dan fasa gas, Q₁₆

Komponen	n (Kmol/Jam)	Q ₁₆ (Kj/Jam)	
C ₂ H ₄	0,4555	-724,8170	-330,1615
O ₂	0,0126	-624,8349	-7,8718
C ₂ H ₆	0,0096	-882,8580	-8,4413
N ₂	0,0071	-494,5849	-3,5230

C ₂ H ₄ O	330,1593	-800,2121	-264.197,4318
CO ₂	0,1387	-624,8349	-86,6789
H ₂ O	4,4760	-570,4194	-2.553,2175
Total	290,3263		-267.187,3258

- Panas Keluar *Total Condensor-01* dengan suhu 8°C dan fasa *liquid*, Q₁₈ (reflux)

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q ₁₈ (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,0014	-724,8170	-1,0347
O ₂	0,0000	-624,8349	-0,0023
C ₂ H ₆	0,0000	-882,8580	-0,0438
N ₂	0,0000	-494,5849	-0,0008
C ₂ H ₄ O	46,3706	-800,2121	-37.106,3451
CO ₂	0,0005	-624,8349	-0,3012
H ₂ O	4,1750	-570,4194	-2.381,4734
Total	5,6150		-39.489,2013

- Panas Keluar *Total Condensor-01* dengan suhu 8°C dan fasa *gas*, Q₂₀

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q ₂₀ (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,4541	-724,8170	-329,1268
O ₂	0,0126	-624,8349	-7,8695
C ₂ H ₆	0,0095	-882,8580	-8,3975
N ₂	0,0071	-494,5849	-3,5222
C ₂ H ₄ O	283,7886	-800,2121	-227.091,0866
CO ₂	0,1382	-624,8349	-86,3777

H ₂ O	0,3011	-570,4194	-171,7441
Total	284,7113		-227.698,1245

- Panas Laten

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q _{laten} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,4541	2.561.958,4999	32,6347
O ₂	0,0126	6.948.736,3690	2,8003
C ₂ H ₆	0,0095	8.177.132,3596	2,3387
N ₂	0,0071	6.201.894,7076	1,2373
C ₂ H ₄ O	283,7886	25.921.715,1844	324.056,2466
CO ₂	0,1382	9.003.625,2154	54,7763
H ₂ O	0,3011	44.463.796,7238	241,1674
Total	284,7113		324.391,2013

Media pendingin yang digunakan adalah karbon dioksida (CO₂) :

$$C_p dT_{\text{ref in}} = -2.984,9469 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 942,1122 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 3.927,0591 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$n = \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}}$$

$$= \frac{324.391,2013 \text{ Kj/Jam}}{3.927,0591 \text{ J/Mol}}$$

$$= 82.604,1055 \text{ Kmol/Jam}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$m = n \times Mr$$

$$= 82.604,1055 \text{ Kmol/Jam} \times 44,0087 \text{ Kg/Kmol}$$

$$= 3.635.299,2906 \text{ Kg/Jam}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$Q_{\text{refrigerant input}} = (n \text{ CO}_2 \text{ input} \times C_p dT_{\text{ref in}})$$

$$= 3.635.299,2906 \text{ Kmole/Jam} \times -2.984,9469 \text{ J/Mole}$$

$$= -246.568,8679 \text{ KJ/Jam}$$

$$Q_{\text{refrigerant output}} = (n \text{ CO}_2 \text{ output} \times C_p dT_{\text{ref out}})$$

$$= 3.635.299,2906 \text{ Kmole/Jam} \times 942,1122 \text{ J/Mole}$$

$$= 77.822,3335 \text{ KJ/Jam}$$

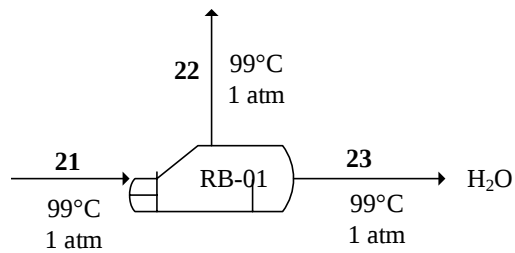
Maka neraca panas pada *Total Condensor-01* sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q_{16}	-267.187,3258	0,0000
Q_{17}	0,0000	-39.489,2013
Q_{20}	0,0000	-227.689,1245
Q_{laten}	324.391,2013	0,0000
$Q_{\text{refrigerant input}}$	-246.568,8679	0,0000
$Q_{\text{refrigerant output}}$	0,0000	77.822,3335
Total	-189.364,9924	-189.364,9924

B.11 Reboiler (RB-01)

Fungsi : Memanaskan Keluaran Bawah dari Kolom Distilasi (KD-01)
menjadi Uap Refluks

Gambar :



Persamaan neraca panas pada *Reboiler-01*:

$$Q_{21} + Q_{\text{steam input}} = Q_{22} + Q_{23} + Q_{\text{steam output}}$$

- Panas Masuk *Reboiler-01* dengan suhu 99°C dan fasa gas, Q_{21} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{21} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,0000	3507,1264	0,0000
O ₂	0,0000	2196,3487	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	4236,0970	0,0000
N ₂	0,0000	2157,8014	0,0000
C ₂ H ₄ O	0,1308	3943,3560	515,6143
CO ₂	0,0000	2865,2350	0,0000
H ₂ O	2972,0575	2501,9983	7.436.083,0561
Total	2.972,1883		7.436.598,6705

- Panas Keluar *Reboiler-01* (*Boil-Up* KD-01) dengan suhu 99°C dan fasa gas, Q_{22} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{22} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,0000	3507,1264	0,0000
O ₂	0,0000	2196,3487	0,0000

C ₂ H ₆	0,0000	4236,0970	0,0000
N ₂	0,0000	2157,8014	0,0000
C ₂ H ₄ O	0,0250	3943,3560	98,7140
CO ₂	0,0000	2865,2350	0,0000
H ₂ O	2.277,3730	2501,9983	5.697.983,3902
Total	2.277,3980		5.698.082,1041

- Panas Keluar *Reboiler-01 (Bottom Product KD-01)* dengan suhu 99°C dan fasa gas, Q₂₃:

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q ₂₃ (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,0000	2698,1901	0,0000
O ₂	0,0000	4236,0970	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	1537,1502	0,0000
N ₂	0,0000	2196,3487	0,0000
C ₂ H ₄ O	0,1057	2865,2350	302,9190
CO ₂	0,0000	2157,8014	0,0000
H ₂ O	694,6846	2501,9983	1.738.099,6659
Total	694,7903		1.738.402,5850

- Panas Laten

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q _{laten} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	0,0000	16.097.490,6280	0,0000
O ₂	0,0000	7.509.402,1004	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	17.604.618,0145	0,0000
N ₂	0,0000	6.539.011,5239	0,0000

C ₂ H ₄ O	0,0011	33.504.901,8386	36,9473
CO ₂	0,0000	19.419.865,0094	0,0000
H ₂ O	41,0260	49.577.171,6465	2.033.951,2081
Total	2.972,1883		2.033.988,1554

Perpindahan Panas:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam input}} - Q_{\text{steam output}} &= (Q_{22} + Q_{\text{laten}} + Q_{23}) - Q_{21} \\
 &= 2.033.874,1741 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada suhu 200°C dan tekanan 40 atm untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada suhu 200°C diperoleh dari Tabel 8B buku *Introduction to Material and Energy Balances* (G.V Reklaitis, 1942).

$$\text{Entalpi saturated liquid, } H_L = 2.569 \text{ Kj/Kg}$$

$$\text{Entalpi saturated vapor, } H_V = 2.759 \text{ Kj/Kg}$$

$$\text{Panas laten penguapan, } \lambda = 190 \text{ Kj/Kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{\text{Perpindahan Panas}}{\lambda} \\
 &= \frac{2.033.874,1741 \text{ Kj/Jam}}{190 \text{ Kj/Kg}} \\
 &= 10.693,3448 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{\text{steam input}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam input}} &= m \times H_V \\
 &= 10.693,3448 \text{ Kg/Jam} \times 2.759 \text{ Kj/Kg} \\
 &= 29.501.868,8688 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* keluar ($Q_{\text{steam output}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam output}} &= m \times H_L \\
 &= 10.693,3448 \text{ Kg/Jam} \times 2.569 \text{ Kj/Kg} \\
 &= 27.467.994,6948 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

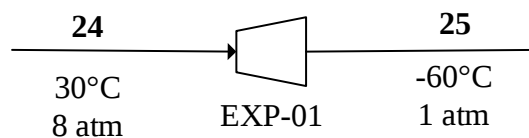
Maka neraca panas pada *Reboiler-01* sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q_{21}	7.436.598,6705	0,0000
Q_{22}	0,0000	5.698.082,1041
Q_{23}	0,0000	1.738.402,5850
Q_{laten}	0,0000	2.033.988,1554
$Q_{\text{steam input}}$	29.501,8688	0,0000
$Q_{\text{steam output}}$	0,0000	27.467.994,6948
Total	36.938.467,5393	36.938.467,5393

B.12 Expander 01 (EXP-01)

Fungsi : Menurunkan Tekanan Feed dari Absorber 01 (ABS-01) ke Heater 02 (H-02)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 24 = *output* ABS-01 dan *input* EXP-01

Aliran 25 = *output* EXP-01 menuju H-02

Q_{ekspansi} = Aliran panas ekspansi EXP-01

Berikut adalah persamaan neraca panas pada Expander-01:

$$Q_{24} + Q_{\text{ekspansi}} = Q_{25}$$

- Panas Masuk Expander-01 dengan suhu 300°C dan fasa gas, Q_{24} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{24} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	4,808106	218,9697	1.052,8297
O ₂	1,435583	147,2916	211,4492
C ₂ H ₆	0,125598	265,9037	33,3970
N ₂	0,654545	145,5266	95,2537
C ₂ H ₄ O	0	242,8381	0,0000
CO ₂	0,813844	186,2590	151,5857
H ₂ O	0,189416	168,0395	31,8293
Total	8,0271		1.576,3447

- Panas Keluar Expander-01 dengan suhu -60°C dan fasa gas, Q_{25} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{25} (Kj/Jam)
C ₂ H ₆	4,808106	-3320,64462	-15.966,0107
C ₂ H ₄	1,435583	-2485,74749	-3.568,4961
O ₂	0,125598	-4103,98938	-515,4539
N ₂	0,654545	-2471,09188	-1.617,4407
H ₂ O	0	-3615,53573	0,0000
C ₂ H ₄ O	0,813844	-2985,56914	-2.429,7873
CO ₂	0,189416	-2841,10541	-538,1500
Total	3.573,1442		-24.635,3387

Panas Ekspansi:

$$Q_{\text{ekspansi}} = Q_{25} - Q_{24}$$

$$= -26.211,6834 \text{ Kj/Jam}$$

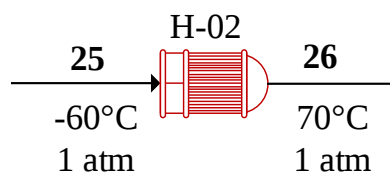
Maka neraca panas pada Expander-01 sebagai berikut:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 25	1.576,3447	0,0000
Q Aliran 25	0,0000	-24.635,3387
Q Ekspansi	-26.211,6834	0,0000
Total	-24.635,3387	-24.635,3387

B.13 Heater 02 (H-02)

Fungsi : Menaikkan Temperatur dari Expander 01 (EXP-01) ke Absorber 02 (ABS-02)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 25 = *output* EXP-01 dan *input* H-02

Aliran 26 = *output* H-02 menuju ABS-02

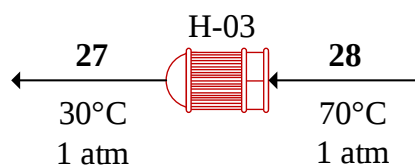
Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Heater-02*:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 25	-24.635,3387	0,0000
Q Aliran 26	0,0000	14.695,1086
Q Steam in	570.498,2711	0,0000
Q Steam out	0,0000	531.167,8238
Total	545.862,9324	545.862,9324

B.14 Heater 03 (H-03)

Fungsi : Menaikkan Temperatur Benfield dari Tangki (T-05) ke Pompa 05 (P-05)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 27 = *output* T-05 dan *input* H-03

Aliran 28 = *output* H-03 menuju P-05

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Heater-03*:

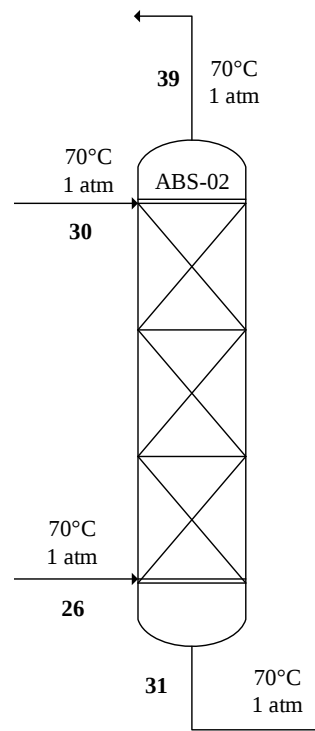
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 35	21.138,7713	0,0000
Q Aliran 36	0,0000	21.143,1397
Q Steam in	63,3649	0,0000
Q Steam out	0,0000	58,9965

Total	21.202,1362	21.202.1362
--------------	--------------------	--------------------

B.15 Absorber 02 (ABS-02)

Fungsi : Menyerap Kandungan CO₂ menggunakan Benfield

Gambar :



Keterangan:

Aliran 26 = *output* H-02 dan *input* ABS-02

Aliran 30 = *output* MP-02 dan *input* ABS-02

Aliran 31 = *output* ABS-02 menuju P-06

Aliran 39 = *output* ABS-02 menuju K-03

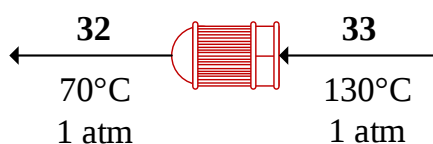
Berikut adalah persamaan neraca panas pada Absorber-02:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 26	13.280,1984	0,0000
Q Aliran 30	27.681,5063	0,0000
Q Aliran 31	0,0000	13,276,3209
Q Aliran 39	0,0000	31.236,6048
Q Reaksi	0,0000	709.249,9103
Q Steam in	13.967.917,7601	0,0000
Q Steam out	0,0000	9.626.562,9125
Total	10.380.325,7485	10.380.325.7485

B.16 Heater 04 (H-04)

Fungsi : Menaikkan Temperatur dari Pompa 06 (P-06) ke Stripper 01 (STP-01)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 32 = *output* P-06 dan *input* H-04

Aliran 33 = *output* H-03 menuju STP-01

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Heater-04*:

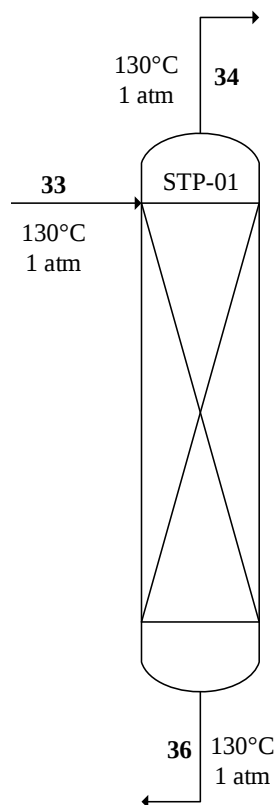
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 32	31.236,6048	0,0000

Q Aliran 33	0,0000	73.175,3845
Q Steam in	608.332,8032	0,0000
Q Steam out	0,0000	566.394.0235
Total	639.569/4080	639.569,4080

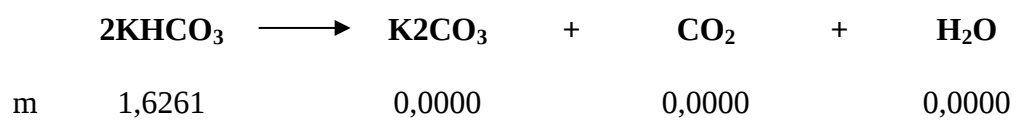
B.17 Stripper 01 (STP-01)

Fungsi : Melepaskan CO₂ yang Terkandung dalam Larutan Benfield

Gambar :



Reaksi di Stripper :



b	1,6261	0,8130	0,8130	0,8130
s	0,0000	0,8130	0,8130	0,8130

Keterangan:

Aliran 33 = *output* HE-04 dan *input* STP-01

Aliran 34 = *output* STP-01 menuju CH-03

Aliran 36 = *output* STP-01 menuju P-07

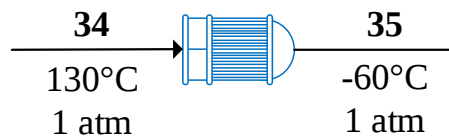
Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Stripper*-01:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 30	73.175,3845	0,0000
Q Aliran 31	0,0000	3.361,4503
Q Aliran 33	0,0000	15.956,7939
Q Reaksi	0,0000	696.324,9686
Q Steam in	9.319.161,3640	0,0000
Q Steam out	0,0000	8.676.693,5357
Total	9.392.336,7485	9.392.336,7485

B.18 Chiller 03 (CH-03)

Fungsi : Menurunkan Temperatur dari Stripper 01 (STP-01) ke Chiller
03 (CH-03)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 34 = *output* STP-01 dan *input* CH-03

Aliran 35 = *output* CH-02 menuju T-06

$Q_{\text{refrigerant in}}$ = Aliran *refrigerant* masuk menuju CH-03

$Q_{\text{refrigerant out}}$ = Aliran *refrigerant* keluar CH-03

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Chiller-03*

$$Q_{34} + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{35} + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Chiller-03* dengan suhu 130°C dan fasa gas, Q_{34} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{34} (Kj/Jam)
CO ₂	0,8138	4.130,3378	3.361,4503
Total	0,8138		3.361,4503

- Panas Keluar *Chiller-03* dengan suhu -60°C dan fasa gas, Q_{35} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{35} (Kj/Jam)
CO ₂	0,8138	-2.985,5691	-2.429,7873
Total	0,8138		-2.429,7873

Perpindahan Panas:

$$Q_{\text{refrigerant output}} - Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{34} - Q_{35}$$

$$= 5.791,2375 \text{ Kj/Jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah karbon dioksida (CO₂) -60°C dan suhu keluar 50°C.

$$C_p dT_{\text{ref in}} = -2.984,9469 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 942,1122 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 3.927,0591 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$n = \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}}$$

$$= \frac{5.791,2375 \text{ Kj/Jam}}{3,9271 \text{ Kj/Mol}}$$

$$= 1.474,7009 \text{ Kmol/Jam}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (CO₂) yang digunakan dihitung melalui:

$$m = n \times Mr$$

$$= 1.474,7009 \text{ Kmol/Jam} \times 44,009 \text{ Kg/Kmol}$$

$$= 64.899,6695 \text{ Kg/Jam}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$Q_{\text{refrigerant input}} = (n \text{ CO}_2 \text{ input} \times C_p dT_{\text{ref in}})$$

$$= 1.474,7009 \text{ Kmol/Jam} \times -2.984,9469 \text{ J/Mol}$$

$$= -4.401,9039 \text{ Kj/Jam}$$

$$Q_{\text{refrigerant output}} = (n \text{ CO}_2 \text{ output} \times C_p dT_{\text{ref out}})$$

$$= 1.474,7009 \text{ Kmol/Jam} \times 942,1122 \text{ J/Mol}$$

$$= 1.389,6695 \text{ Kj/Jam}$$

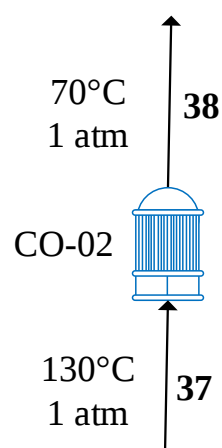
Maka neraca panas pada *Chiller-03* sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q_{34}	2.288.268,8983	0,0000
Q_{35}	0,0000	193.646,4943
$Q_{\text{refrigerant input}}$	-1.592.116,7796	0,0000
$Q_{\text{refrigerant output}}$	0,0000	502.505,6244
Total	696.152,1187	696.152,1187

B.19 Cooler 02 (CO-02)

Fungsi : Menurunkan Temperatur Feed dari Stripper 01 (STP-01) ke
Mixing Point 02 (MP-02)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 37 = *output* P-07 dan *input* CO-02

Aliran 38 = *output* CO-02 menuju MP-02

$Q_{\text{refrigerant in}}$ = Aliran *refrigerant* masuk menuju CO-02

$Q_{\text{refrigerant out}}$ = Aliran *refrigerant* keluar CO-02

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Cooler-02*:

$$Q_{17} + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{18} + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Cooler-02* dengan suhu 130°C dan fasa gas, Q_{37} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{37} (Kj/Jam)
K ₂ CO ₃	0,8130	1.6065,0000	13.061,3281
H ₂ O	0,8130	3.561,3268	2.895,4658
Total	1,6261		15.956,7939

- Panas Keluar *Cooler-02* dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q_{38} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{38} (Kj/Jam)
K ₂ CO ₃	0,8130	6885	5.597,7120
H ₂ O	0,8130	1.517,37654	22.083,7942
Total	1,6261		27.681,5063

Perpindahan Panas:

$$Q_{\text{refrigerant output}} - Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{37} - Q_{38}$$

$$= -11.724,7124 \text{ Kj/Jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air (H₂O) 30°C dan suhu keluar 50°C.

$$C_p dT_{\text{ref in}} = 168,0356 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 841,5179 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 673,4823 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (H₂O) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}} \\ &= \frac{-11.724,7124 \text{ Kj/Jam}}{673,4823 \text{ J/Mol}} \\ &= -17.409,0884 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (H₂O) yang digunakan dihitung melalui:

$$\begin{aligned} m &= n \times Mr \\ &= -17.409,0884 \text{ Kmol/Jam} \times 18,0146 \text{ Kg/Kmol} \\ &= 313.617,7630 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$\begin{aligned} Q_{\text{refrigerant input}} &= (n \text{ CO}_2 \text{ input} \times C_p dT_{\text{ref in}}) \\ &= -17.409,0884 \text{ Kmol/Jam} \times 168,0356 \text{ J/Mol} \\ &= -2.925,3473 \text{ Kj/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{refrigerant output}} &= (n \text{ CO}_2 \text{ output} \times C_p dT_{\text{ref out}}) \\
 &= -17.409,0884 \text{ Kmol/Jam} \times 841,5179 \text{ J/Mol} \\
 &= -14.650,0597 \text{ Kj/Jam}
 \end{aligned}$$

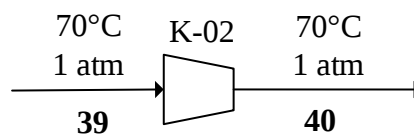
Maka neraca panas pada *Cooler-02* sebagai berikut:

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q_{37}	15.956,7939	0,0000
Q_{38}	0,0000	27.681,5063
$Q_{\text{refrigerant input}}$	-2.925,3473	0,0000
$Q_{\text{refrigerant output}}$	0,0000	-14.650,0597
Total	13.031,4465	13.031,4465

B.20 Kompresor 03 (K-03)

Fungsi : Mengalirkan Senyawa dari Absorber 02 (ABS-02) ke Kompresor 03 (K-03)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 39 = *output* ABS-02 dan *input* K-02

Aliran 40 = *output* K-02 menuju CO-03

$$Q_{\text{kompresi}} = \text{Aliran panas kompresi K-03}$$

Berikut adalah persamaan neraca panas pada Kompresor-03:

$$Q_{39} + Q_{\text{kompresi}} = Q_{40}$$

- Panas Masuk Kompresor-03 dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q_{39} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{39} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	4,8081	2.065,0063	9.928,7687
O ₂	1,4356	1.331,1840	1.911,0247
C ₂ H ₆	0,1256	2.498,0892	313,75565
N ₂	0,6545	1.715,3470	1.122,7717
Total	7,0238		13.276,3209

- Panas Keluar Kompresor-03 dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q_{40} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{40} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	4,8081	2.065,0063	9.928,7687
O ₂	1,4356	1.331,1840	1.911,0247
C ₂ H ₆	0,1256	2.498,0892	313,75565
N ₂	0,6545	1.715,3470	1.122,7717
Total	7,0238		13.276,3209

Panas Kompresi:

$$Q_{\text{kompresi}} = Q_{40} - Q_{39}$$

$$= 0 \text{ Kj/Jam}$$

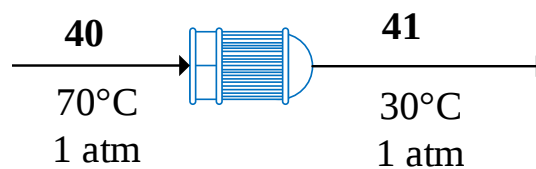
Maka neraca panas pada Kompresor-03 sebagai berikut:

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q Aliran 39	13.276,3209	0,0000
Q Aliran 40	0,0000	13.276,3209
Q Kompresi	0,0000	0,0000
Total	13.276,3209	13.276,3209

B.21 Cooler 03 (CO-03)

Fungsi : Menurunkan Temperatur Feed dari Kompresor 03 (K-03) ke dalam Tangki 07 (T-07)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 40 = *output* K-03 dan *input* CO-03

Aliran 41 = *output* CO-03 menuju T-07

$Q_{\text{refrigerant in}}$ = Aliran *refrigerant* masuk menuju CO-03

$Q_{\text{refrigerant out}}$ = Aliran *refrigerant* keluar CO-03

Berikut adalah persamaan neraca panas pada *Cooler*-03:

$$Q_{31} + Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{32} + Q_{\text{refrigerant output}}$$

- Panas Masuk *Cooler-04* dengan suhu 70°C dan fasa gas, Q_{40} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{40} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	4,8081	2.065,0063	9.928,7687
O ₂	1,4356	1.331,1840	1.911,0247
C ₂ H ₆	0,1256	2.498,0892	313,75565
N ₂	0,6545	1.715,3470	1.122,7717
Total	7,0238		13.276,3209

- Panas Keluar *Cooler-04* dengan suhu 30°C dan fasa gas, Q_{41} :

Komponen	n (Kmol/Jam)		Q_{41} (Kj/Jam)
C ₂ H ₄	4,8081	218,9697	1052,829692
O ₂	1,4356	147,2916	211,4492343
C ₂ H ₆	0,1256	265,9037	33,39704073
N ₂	0,6545	145,5266	95,25369553
Total	7,0238		1.392,9297

Perpindahan Panas:

$$Q_{\text{refrigerant output}} - Q_{\text{refrigerant input}} = Q_{40} - Q_{41}$$

$$= 11.883,3912 \text{ Kj/Jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air (H₂O) 30°C dan suhu keluar 50°C.

$$C_p dT_{\text{ref in}} = 168,0356 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{ref out}} = 841,5179 \text{ J/Mol}$$

$$C_p dT_{\text{selisih}} = 673,4823 \text{ J/Mol}$$

Maka mol *refrigerant* (H₂O) yang digunakan dihitung melalui:

$$n = \frac{Q_{\text{perpindahan panas}}}{C_{p\text{selisih}}}$$

$$= \frac{11.883,3912 \text{ Kj/Jam}}{673,4823 \text{ J/Mol}}$$

$$= 17.644,6978 \text{ Kmol/Jam}$$

Sehingga, massa *refrigerant* (H₂O) yang digunakan dihitung melalui:

$$m = n \times Mr$$

$$= 17.644,6978 \text{ Kmol/Jam} \times 18,0146 \text{ Kg/Kmol}$$

$$= 317.862,1735 \text{ Kg/Jam}$$

$Q_{\text{refrigerant input}}$ dan $Q_{\text{refrigerant output}}$ dihitung melalui:

$$Q_{\text{refrigerant input}} = (n \text{ CO}_2 \text{ input} \times C_p dT_{\text{ref in}})$$

$$= 17.644,6978 \text{ Kmol/Jam} \times 168,0356 \text{ J/Mol}$$

$$= 2.964,9381 \text{ Kj/Jam}$$

$$Q_{\text{refrigerant output}} = (n \text{ CO}_2 \text{ output} \times C_p dT_{\text{ref out}})$$

$$= 17.644,6978 \text{ Kmol/Jam} \times 841,5179 \text{ J/Mol}$$

$$= 14.848,3293 \text{ Kj/Jam}$$

Maka neraca panas pada *Cooler-03* sebagai berikut:

Komponen	<i>Input</i> (Kj/Jam)	<i>Output</i> (Kj/Jam)
Q_{40}	13.276,3209	0,0000
Q_{41}	0,0000	1.392,929297
$Q_{\text{refrigerant input}}$	2.964,9381	0,0000
$Q_{\text{refrigerant output}}$	0,0000	14.848,3293
Total	16.241,2590	16.241,2590

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

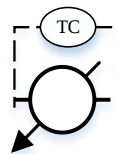
C.1. Cooler 01 (CO-01)

Fungsi : Menurunkan suhu dari R-01 menuju ABS-01

Jenis : *1-4 Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 12,781.5027 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 58 \text{ }^{\circ}\text{C} = 136,4 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 16,094,840.8334 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 77 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 122 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas Heater

$$Q = 601,711.3895 \text{ kJ/jam}$$

$$= 570,309.2755 \text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
136.4	Suhu tinggi	122	14.4
86	Suhu rendah	77	9

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 11.48927298^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = 1,2$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$S = 0,625$$

$$F_t = 0,97$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 11.48927298^\circ\text{F}$$

Temperatur Klorik (Tc dan tc)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 111.2^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 99,5^\circ\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 100

Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = 496.3841283 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 26 \text{ tube}$$

$$N_t = 54 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 238.238$$

$$UD = 238.238 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 35 \text{ ft} = 10.6680 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1 \text{ in} = 0.0254 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0.902 \text{ in} = 0.0229 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (N}_t) = 26 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 1.25 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0.003$$

Shell side :

$$\text{ID} = 39 \text{ in} = 0.9906 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 19.9 \text{ in} = 0.4953 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

1. Fluida Dingin (Tube Side)

$$\text{a. Flow area per tube (at')} = 0.639 \text{ in}^2$$

$$\text{b. Total flow area (at)} = \frac{N_t \times at'}{144 \times n}$$

$$= 0.0576875 \text{ ft}^2$$

c. *Mass Velocity, Gt* $= W / at$
 $= 1,609.4841 / 0.0576875$
 $= 61508.44828 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)}$

d. *Bilangan Reynold, Ret*

$$Dt = 0.902 \text{ in} = 0.075166667 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.0131 \text{ cP} = 0.031702 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Ret} = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= 145,838.9070 \text{ jH} = 146$$

(Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834)

e. *Prandlt Number (Pr)*

$$T_{\text{avg}} = 108^\circ\text{F}$$

$$k = 0,36$$

$$C_p = 19,466 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 4,7363$$

f. *hi*

$$hi = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \varphi t$$

$$h_{i/\varphi t} = 1000 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^0\text{F}$$

g. *hio*

$$h_{i0/\varphi t} = 1000 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^0\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\varphi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 902 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o/\Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v/\Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 127,1198001^\circ\text{F}$$

2. **Fluida Panas: Shell Side**

a. *Clerance (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 1.05625 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 12781.50273 / 1.05625$$

$$= 26677.49199 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. *Reynold Number (Res)*

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0.99044586 \text{ in} = 0.082537155 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0.009252 \text{ cP} = 0.02238984 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 98343.01143$$

e. jH = 320 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. *Prandlt Number (Pr)*

$$T_{avg} = 131$$

$$k = 0,060$$

$$C_p = 7,2283 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 1,7016 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 1400 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,2 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,71$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 1500 \text{ btu/jam ft F}$$

3. **Clean Overall coefficient (Uc)**

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 563.2806 \text{ Btu/jam ft F} \end{aligned}$$

4. **Dirt Factor (Rd)**

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c x U_d} \\ &= 0.003024154 \end{aligned}$$

5. **Pressure drop**

a. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = 145,838.9070$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Fig 26 (Kern, 1965)

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 113 F

$$V = 0,7083$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta Pt) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t} \\ &= 6.7495E-93 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta Pr = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk } Gt = 61,508 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0.0028$$

Maka :

$$\Delta Pr = 0.0224 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr = 0.0224 \text{ psi}$$

b. *Shell Side*

Faktor friksi

$$Re_s = 98343.01143$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.0043 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Fig 29 (Kern, 1965)

$$s = 13.4375$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 258.4615385$$

$$\Delta Ps = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0.001127627 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Coller-01		
Kode Alat	CO-01		
Fungsi	menurunkan suhu dari R-01 menuju ABS-01		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	-4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel		
Rd required	0,0030		
Rd calculated	0.003024154		
UC	563 BTU/jam ft F		
UD	208.3564 BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side			
Tube Side			
ID	39	Length	35 in
B	19,5	OD	1 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0.001127627 psi	ΔPt	0.0224 psi

C.2. Cooler 02 (CO-02)

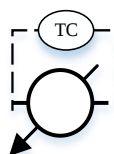
Fungsi : menurunkan suhu *bottom product* STP-01 menuju ABS-

02

Jenis : *1-4 Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 377.9598 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 266 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 70\text{ }^{\circ}\text{C} = 158\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = -313617.7630\text{kg/jam}$$

$$t_1 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 50\text{ }^{\circ}\text{C} = 122\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas Heater

$$Q = -11,724.7124\text{ kJ/jam}$$

$$= -11,112.8231\text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
266	Suhu tinggi	122	144
158	Suhu rendah	86	72

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 103.8740429\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = 0$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$S = 0$$

$$F_t = 0,95$$

$$\Delta t\text{ LMTD} = 103.8740429^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 104\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 100 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

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

$$BWG = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0.2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 201.0698364 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{L x a''} \\ &= 21.94366871 \text{ tube} \end{aligned}$$

$$N_t = 26 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 238.238$$

$$UD = -0.4491 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :***Tube Side:***

$$\text{Panjang tube (L)} = 35 \text{ ft} = 10.6680 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1 \text{ in} = 0.0254 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside Diameter (ID)} &= 0.902 \text{ in} = 0.0229 \text{ m} \\ \text{BWG} &= 18 \end{aligned}$$

Pass	= 2
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 26 <i>tube</i>
<i>Tube sheet</i>	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>
Rd yang diijinkan	= 0,003

Shell side :

ID	= 39 in	= 0.9906 m
<i>Baffle space</i> min	= 19,5 in	= 0.4953m
Pass (n)	= 1	

1. Fluida Dingin (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0.639 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
- = 0.0576875 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
- = (31.3618) / -69.14017203
- = -1198.529526 lb/(hr) (ft²)

d. Bilangan Reynold, Ret

$$Dt = 0.902 \text{ in} = 0.075166667 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.0131 \text{ cP} = 0.031702 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Ret} = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= -2,841.7598$$

$$jH = 25 \quad (\text{Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834})$$

e. *Prandlt Number* (Pr)

$$T_{\text{avg}} = 144,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,0109$$

$$C_p = 8,3715 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 5,3331 \end{aligned}$$

f. h_i

$$h_i = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \varphi t$$

$$h_i / \varphi t = 1000 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

g. h_{io}

$$h_{io} / \varphi t = 1000 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\varphi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 902 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 149,8475 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Fluida Panas: *Shell Side*

$$\begin{aligned} \text{a. Clearance (C')} &= \text{pitch} - \text{OD} \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Luas area laluan (as)} &= \frac{ID x C' x B}{144 x P_T} \\ &= 1.05625 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Laju alir, (Gs) $= W / as$

$$= 377.9597546 / 833.2500749$$

$$= 788.8758106 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0.99044586 \text{ in} = 0.082537155 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0.009252 \text{ cP} = 0.02238984 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 2908.085321$$

$$jH = 190 \quad (\text{Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838})$$

e. Prandlt Number (Pr)

$$T_{avg} = 162,5$$

$$k = 0,0129$$

$$Cp = 7,1310 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 3,156$$

f. ho

$$ho = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

g. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,2 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,71$$

Koreksi ho

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 0.08 \text{ btu/jam ft F}$$

3. *Clean Overall coefficient (Uc)*

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

$$= 563.2806 \text{ Btu/jam ft F}$$

4. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= -2.228639181$$

5. *Pressure drop*

a. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = -2,841.7598$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.000078 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 113 F

$$V = 0,7083$$

$$s = 1$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta P_t) = \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t}$$

$$= 1.99891 \text{E-96 psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s 2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = (1,199) \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0.027$$

Maka :

$$\Delta P_r = 0.216 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.261 \text{ psi}$$

b. *Shell Side*

Faktor friksi

$$Re_s = 2908.085321$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0.0043 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 14$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L / B}$$

$$= 258.4615385$$

$$\Delta P_s = \Delta P_s = (f \times \left[\frac{G_s}{1440} \right]^2 \times D_s \times (N+1)) / (5.22 \times 10)$$

$$= 9.46418 \times 10^{-7} \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Cooler-02		
Kode Alat	CO-02		
Fungsi	menurunkan suhu buttom product STP-01 menuju ABS-02		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel		
Rd <i>required</i>	0,0030		
Rd <i>calculated</i>	-2.228		
UC	563 BTU/jam ft F		
UD	-0.4491 BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side			
Tube Side			
ID	39 in	Length	35 m
B	19,5 in	OD	1 m
		BWG	18
Passes	1	Passes	2

ΔP_s	9.46418E-07psi	ΔP_t	0,216 psi
--------------	----------------	--------------	-----------

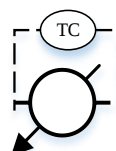
C.3. Cooler 03 (CO-03)

Fungsi : menurunkan suhu top product ABS-02 ke T-07

Jenis : *1-4 Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$W = 202.9282 \text{ kg/jam}$

$T_1 = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$

$T_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$

Fluida Dingin :

$W = 317,862.1735 \text{ kg/jam}$

$t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$

$t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$

Perhitungan:

Beban Panas Heater

$Q = 11,883.3912 \text{ kJ/jam}$

$= 11,263.2208 \text{ Btu/jam}$

LMTD

Fluida Panas ($^\circ\text{F}$)		Fluida Dingin ($^\circ\text{F}$)		Selisih
158	Suhu tinggi	122		36
86	Suhu rendah	77		9
$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$				

$$= 19.47638305 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = 0$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$S = 0,3823$$

$$F_t = 19.47638305$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 9,5436 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (Tc dan tc)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 122 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 39,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 100

Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

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

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0.2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 205.7830146 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 22.45803936 \text{ tube}$$

$$N_t = 26 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 238.238$$

$$UD = 2.4274 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 35 \text{ ft} = 10.6680 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1 \text{ in} = 0.0254 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0.902 \text{ in} = 0.0229 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 26 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 1.25 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0.003$$

Shell side :

$$\text{ID} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space min} = 18.5 \text{ in}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

5. Fluida Dingin (*Tube Side*)

$$\text{i. Flow area per tube (at')} = 0.639 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{j. Total flow area (at)} &= \frac{N_t \times at'}{144 \times n} \\ &= 0.0576875 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{k. Mass Velocity, Gt} &= W / at \\ &= 31.7862 / 70.07589476 \end{aligned}$$

$$= 1214.750072 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)}$$

l. Bilangan Reynold, Ret

$$Dt = 0.902 \text{ in} = 0.075166667 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.0131 \text{ cP} = 0.031702 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Dt \times Gt}{\mu} \\ &= 2,880.2193 \end{aligned}$$

m. jH = 25 (Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834)

n. Prandlt Number (Pr)

$$T_{\text{avg}} = 144,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,0109$$

$$C_p = 8,3715 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 5,3331 \end{aligned}$$

o. hi

$$hi = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \varphi t$$

$$h_{i/\varphi t} = 1000 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

p. hio

$$h_{i0/\varphi t} = 233,5196 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\varphi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{i0} = 902 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

q. tube-wall temperature

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$tw = to + \frac{ho/\phi_z}{\frac{hi_o}{\phi_i} + hv/\phi_z} (Tc - tc)$$

$$tw = 149,8475 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Fluida Panas: *Shell Side*

h. *Clerance* (C') = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

i. Luas area laluan (as) = $\frac{IDxC'xB}{144xP_T}$

$$= 1.05625 \text{ ft}^2$$

j. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 202.9281873 / 447.3754817$$

$$= 423.5507519 \text{ lbm/hr ft}^2$$

k. Reynold *Number* (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0.99044586 \text{ in} = 0.082537155 \text{ ft}$$

Viskositas (u) = 0.009252 cP = 0.02238984 lb/ft.hr

Jadi, Res = $\frac{Ds \times Gs}{\mu}$

$$= 1561.363282$$

l. jH = 190 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

m. Prandlt *Number* (Pr)

T avg = 162,5

k = 0,0129

Cp = 7,1310 Btu/lb⁰F

Prandl *Number* (Pr) = $\left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$

$$= 3,156$$

n. h_o

$$h_o = jHx \frac{k}{D_s} \left(\frac{Cp x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

o. *tube-wall temperature (tw)*

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,2 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,71$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 0.08 \text{ btu/jam ft F}$$

7. **Clean Overall coefficient (U_c)**

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

$$= 563.2806 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. **Dirt Factor (R_d)**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.410186294$$

9. **Pressure drop**

c. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = 2,880.2193$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.000085 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 113 \text{ F}$$

$$V = 0,7083$$

$$s = 1$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta P_t) = \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t}$$

$$= 2.23766E-96 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 12,148 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,06$$

Maka :

$$\Delta P_r = 0,48 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0,48 \text{ psi}$$

d. *Shell Side*

Faktor friksi

$$Re_s = 1561.363282$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0.0043 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 13.4375$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 258.4615385$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 2.84241E-07 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat *Cooler-03*

Kode Alat CO-03

Fungsi	menurunkan suhu top product ABS-02 ke T-07
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-4 Shell and Tube Heater</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
<i>Rd required</i>	0,0030
<i>Rd calculated</i>	0,0038
UC	563 BTU/jam ft F
UD	2.4274 BTU/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	39 in	Length	35
B	19,5 in	OD	1
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	2.84241E-07 psi	ΔP_t	0,48 psi

C.4. Chiller-01 (CH-01)

Fungsi : Menurunkan suhu output K-01 ke R-01

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida panas : Umpan

$$W = 8.129,0898 \text{ kg/jam} = 17.924,6429 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 278,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 532,4000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 70,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 158,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin : Air

$$W = 39.440.292,5621 \text{ kg/jam} = 86.965.845,0995 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = -60,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = -76,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 55,0000\text{ }^{\circ}\text{C} = 122,0000\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

1. Beban Pendingin

$$Q = 3.519.403,1753\text{ kJ/jam} = 3.335.732,5624\text{ Btu/jam}$$

2. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
532,4000	Suhu tinggi	122,0000	410,4000
158,0000	Suhu rendah	-76,0000	234,0000
Selisih			176,4000

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = 313,9845\text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. $T_{\text{avg}} = 345,2000\text{ }^{\circ}\text{F}$; $t_{\text{avg}} = 46,0000\text{ }^{\circ}\text{F}$

❖ Asumsi $U_D = 250,0000\text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 42,4955\text{ ft}^2$$

Karena $A < 200\text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Double Pipe Heat Exchanger*.

(Kern, 1965, p. 103)

❖ Rencana Klasifikasi

Data Pipa	Annulus pipe	Inner Pipe
-----------	--------------	------------

IPS (in)	3,0000	2,5000
SN	40,0000	40,0000
OD (in)	3,5000	2,8800
ID (in)	3,0680	2,4690
a" (ft ² /ft)	7,3800	3,3500

Cold Fluid : Annulus

a. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 3,5000 \text{ in} / 12 = 0,2917 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$D_1 = 3,0680 \text{ in} / 12 = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} a_a &= \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} \\ &= 2,2273 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent Diameter, De

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,9248 \text{ ft}$$

b. *Kecepatan Massa, Ga*

$$\begin{aligned} Ga &= W/a_a \\ &= 8.047,5552 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

c. *Reynold Number, Re_a*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 345,2000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0050 \text{ lb/hr ft}$$

Fig. 14, Kern

$$Re_a = \frac{De \cdot Ga}{\mu}$$

$$= 615.092,0733$$

d. $jH = 300,0000$

Fig. 28, Kern

e. $k = 0,0750 \text{ Btu/hr ft}^2 (\text{°F/ft})$

Fig. 16, Kern

$$c_p = 0,6500 \text{ Btu/lb °F}$$

$$\left(\frac{c_p \mu}{k}\right)^{1/3} = 0,0040$$

f. $h_o = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c_p \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$

$$= 0,8504 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F}$$

Hot Fluid : Inner pipe

g. *Flow area, a_p*

$$D = 2,4690 \text{ in} / 12 = 0,2058 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

h. *Kecepatan Massa, G_p*

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= 2.616.973.814,5053 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

i. *Reynold Number, Re_p*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 46,0000 \text{ °F}$$

$$\mu = 0,1000 \text{ lb/hr ft}$$

Tabel 14, Kern

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= 2.224.968.439,3986 \end{aligned}$$

j. $jH = 1000$

Fig. 24, Kern

k. $k = 0,0780 \text{ Btu/hr ft}^2 (^{\circ}\text{F/ft})$

Fig. 16, Kern

$$c_p = 0,5300 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,5481$$

l. $h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$

$$= 207,7926 \text{ Btu/hr ft}^2 ^{\circ}\text{F}$$

m. Koreksi h_i pada permukaan OD

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 178,1389 \text{ Btu/hr ft}^2 ^{\circ}\text{F}$$

n. *Clean Overall Coefficient*, U_C

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

$$= 0,8464 \text{ Btu/hr ft}^2 ^{\circ}\text{F}$$

o. *Design Overall Coefficient*, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

Fouling factor untuk bahan organik 0,001. $R_d = 2 \times 0,001 = 0,002$ untuk

masa service 1 tahun.

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{383,3237} + 0,002$$

$$= 1,1845$$

$$U_D = 0,8442 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

p. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 12.583,9083 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 Kern, untuk 2-in IPS standard pipe, external surface / foot
length = 3,3500 ft.

$$\text{Required Length} = 3.756,3905 \text{ ft}$$

Diambil panjang 1 hairpin = 20 ft

Jumlah hairpin yang dibutuhkan = 93,9098

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\text{Actual Length} = 2 \times 1 \times 20$$

$$= 9.600,0000 \text{ ft}$$

$$\text{Actual Surface} = L \times a''$$

$$= 12.583,9083 \text{ ft}^2$$

q. *Actual Design Coefficient*

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= 0,8442 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

r. *Dirt Factor, R_d*

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,0030$$

PRESSURE DROP

Cold Fluid : Annulus

$$a. \quad De' = (D_2 - D_1)$$

$$= 0,4320 \text{ ft}$$

$$Re'_a = \frac{D'_e \times G_a}{\mu}$$

$$= 615.092,0733$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} = 0,0045$$

$$\rho = 4,6200 \text{ lb/ft}^3$$

$$b. \quad Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} = 1.186,8424 \text{ ft}$$

$$c. \quad V = \frac{G}{3600 \rho}$$

$$= 0,4839 \text{ ft/s}$$

$$Ft = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,0073 \text{ ft}$$

$$Pa = \frac{(Fa+Ft)\rho}{144} = 38,0781 \text{ psi}$$

Hot Fluid : Inner Pipe

$$d. \quad Re_p = 2.224.968.439,3986$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} = 0,0035$$

$$\rho = 72,9500 \text{ lb/ft}^3$$

$$e. \quad \Delta Fp = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$$

$$= 39,6980 \text{ ft}$$

$$P_p = \frac{\Delta F p \times \rho}{144} = 20,1109 \text{ psi}$$

SUMMARY		
ho = 0,8504	h outside	hio = 178,1389
	U _C = 0,8464	
	U _D = 0,8442	
	Rd Calculated = 0,0030	
	Rd Required = 0,0030	
38,0781	Calculated ΔP, Psi	20,1109
10 psi	Allowable ΔP, Psi	10 psi

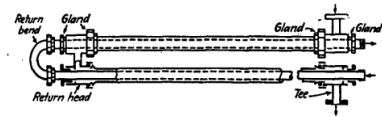
Identifikasi	
Nama Alat	Chiller-01
Kode Alat	CH-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan suhu output K-01 ke R-01
Data Desain	
Tipe	Double pipe Heat Exchanger
Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
Actual design coefficient, Ud	0,8442 Btu/hr ft ² °F
Clean Overall Coefficient, Uc	0,8464 Btu/hr ft ² °F
ANNULUS	
ID 3,0680 in	ID 2,4690 in
OD 3,5000 in	OD 2,8800 in
Δp _a 38,0781 Psi	Δp _p 20,1109 Psi
Dirt Factor	: 0,0030
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel

C.5. Chiller-02 (CH-02)

Fungsi : Menurunkan suhu output K-02 ke R-01

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida panas : Umpan

$$W = 4.652,4130 \text{ kg/jam} = 10.258,5706 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 547,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1.016,6000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 158,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin : Air

$$W = 23.473.446,0096 \text{ kg/jam} = 51.758.948,4511 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = -60,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = -76,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 50,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 122,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

4. Beban Pendingin

$$Q = 2.094.662,4040 \text{ kJ/jam} = 1.985.308,2500 \text{ Btu/jam}$$

5. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
1.016,6000	Suhu tinggi	122,0000	294,6000
158,0000	Suhu rendah	-76,0000	234,0000
Selisih			60,6000

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = 492,5970 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

6. $T_{\text{avg}} = 587,3000 \text{ }^{\circ}\text{F}$; $t_{\text{avg}} = 46,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$

- ❖ Asumsi $U_D = 25,0000 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 161,2115 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Double Pipe Heat Exchanger*.

(Kern, 1965, p. 103)

- ❖ Rencana Klasifikasi

Data Pipa	Annulus pipe	Inner Pipe
IPS (in)	3,0000	2,5000
SN	40,0000	40,0000
OD (in)	3,5000	2,8800
ID (in)	3,0680	2,4690
a" (ft^2/ft)	7,3800	3,3500

Cold Fluid : Annulus

- a. *Flow area*, a_a

$$D_2 = 3,5000 \text{ in} / 12 = 0,2917 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$D_1 = 3,0680 \text{ in} / 12 = 0,2557 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 2,2273 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, D_e

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,9248 \text{ ft}$$

- b. Kecepatan Massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= W/a_a \\ &= 4.605,7494 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

c. *Reynold Number, Re_a*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 587,3000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0871 \text{ lb/hr ft}$$

Fig. 14, Kern

$$\begin{aligned} \text{Re}_a &= \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} \\ &= 48.892,6946 \end{aligned}$$

d. $jH = 200$

Fig. 28, Kern

e. $k = 0,0750 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$

Fig. 16, Kern

$$c_p = 0,6700 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,0290$$

$$\begin{aligned} \text{f. } h_o &= jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= 4,2077 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Hot Fluid : Inner pipe

g. *Flow area, a_p*

$$D = 2,4690 \text{ in } /12 = 0,2058 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

h. *Kecepatan Massa, G_p*

$$G_p = W/a_p$$

$$= 1.557.528.850,6320 \text{ lb/hr ft}^2$$

i. *Reynold Number*, Re_p

$$\text{Pada } t_{avg} = 46,0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,2420 \text{ lb/hr ft}$$

Tabel 14, Kern

$$Re_p = \frac{D.G_p}{\mu}$$

$$= 1.324.221.326,5272$$

j. $jH = 1000$

Fig. 24, Kern

k. $k = 0,0780 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$

Fig. 16, Kern

$$cp = 0,5300 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 8,5838$$

$$l. \quad hi = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 207,7926 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

m. Koreksi hi pada permukaan OD

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 178,1389 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

n. *Clean Overall Coefficient*, U_C

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 4,1106 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- o. *Design Overall Coefficient, U_D*

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

Fouling factor untuk bahan organik 0,001. $R_d = 2 \times 0,001 = 0,002$ untuk masa service 1 tahun.

$$= 0,2463$$

$$U_D = 4,0605 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- p. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 992,5626 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 Kern, untuk 2-in IPS standard pipe, external surface / foot length = 3,3500 ft.

$$\text{Required Length} = 22,6294 \text{ ft}$$

Diambil panjang 1 hairpin = 20 ft

Jumlah hairpin yang dibutuhkan = 7,4072

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\text{Actual Length} = 2 \times 1 \times 20$$

$$= 440,0000 \text{ ft}$$

$$\text{Actual Surface} = L \times a''$$

$$= 992,5626 \text{ ft}^2$$

- q. *Actual Design Coefficient*

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= 4,0605 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

r. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

Cold Fluid : Annulus

a. $De' = (D_2 - D_1)$

$$= 0,4320 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\ &= 48.892,6946 \end{aligned}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} = 0,0063$$

$$\rho = 5,6200 \text{ lb/ft}^3$$

b. $Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} = 29,3028 \text{ ft}$

c. $V = \frac{G}{3600 \rho}$

$$= 0,2276 \text{ ft/s}$$

$$Ft = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,0016 \text{ ft}$$

$$Pa = \frac{(Fa + Ft)\rho}{144} = 1,1437 \text{ psi}$$

Hot Fluid : Inner Pipe

d. $Re_p = 1.324.221.326,5272$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} = 0,0035$$

$$\rho = 72,9500 \text{ lb/ft}^3$$

$$e. \Delta F_p = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$$

$$= 11,1153 \text{ ft}$$

$$P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 5,6310 \text{ psi}$$

SUMMARY

$$h_o = 4,2077$$

h outside

$$h_{io} = 178,1389$$

$$U_C = 4,1106$$

$$U_D = 4,0605$$

$$R_d \text{ Calculated} = 0,0030$$

$$R_d \text{ Required} = 0,0030$$

$$1,1437$$

Calculated ΔP , Psi

$$5,6310$$

$$10 \text{ psi}$$

Allowable ΔP , Psi

$$10 \text{ psi}$$

Identifikasi

Nama Alat	<i>Chiller-02</i>
Kode Alat	CH-02
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan suhu output K-02 ke R-01

Data Desain

Tipe	<i>Double pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
<i>Actual design coefficient, U_d</i>	4,0605 Btu/hr ft ² °F
<i>Clean Overall Coefficient, U_c</i>	4,1106 Btu/hr ft ² °F

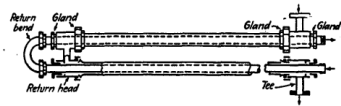
ANNULUS		INNER PIPE	
ID	3,0680 in	ID	2,4690 in
OD	3,5000 in	OD	2,8800 in
Δp_a	1,1437 Psi	Δp_p	5,6310 Psi
<i>Dirt Factor</i>			: 0,0030
Bahan Konstruksi			: <i>Carbon steel</i>

C.6. Chiller-03 (CH-03)

Fungsi : Menurunkan suhu top product STP-01 menuju T-06

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida panas : Umpan

$$W = 35,8162 \text{ kg/jam} = 78,9747 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 130,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 266,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 58,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 72,4000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin : Air

$$W = 64.899,6696 \text{ kg/jam} = 143.103,7713 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 60,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 76,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 50,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 122,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

7. Beban Pendingin

$$Q = 64.899,2375 \text{ kJ/jam} = 143.103,7713 \text{ Btu/jam}$$

8. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
266,0000	Suhu tinggi	122,0000	144,0000
72,4000	Suhu rendah	76,0000	3,6000
Selisih			140,4000

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = 38,0603 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$9. \quad T_{\text{avg}} = 96,8000 \text{ } ^\circ\text{F} \quad ; \quad t_{\text{avg}} = 46,0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\diamond \quad \text{Asumsi } U_D = 200 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 0,7211 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Double Pipe Heat Exchanger*.

(Kern, 1965, p. 103)

$$\diamond \quad \text{Rencana Klasifikasi}$$

Data Pipa	Annulus pipe	Inner Pipe
IPS (in)	3,0000	2,5000
SN	40,0000	40,0000
OD (in)	3,5000	2,8800
ID (in)	3,0680	2,4690
a" (ft ² /ft)	7,3800	3,3500

Cold Fluid : Annulus

$$a. \quad \text{Flow area, } a_a$$

$$D_2 = 3,5000 \text{ in} / 12 = 0,2917 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$D_1 = 3,0680 \text{ in} / 12 = 0,2557 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 2,2273 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, De

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,9248 \text{ ft}$$

b. *Kecepatan Massa, Ga*

$$\begin{aligned} Ga &= W/a_a \\ &= 35,4570 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

c. *Reynold Number, Re_a*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 96,8000 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0380 \text{ lb/hr ft}$$

Fig. 14, Kern

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{D_e \cdot Ga}{\mu} \\ &= 356,5860 \end{aligned}$$

d. $jH = 90$

Fig. 28, Kern

e. $k = 0,0750 \text{ Btu/hr ft}^2 (\text{ }^\circ\text{F/ft})$

Fig. 16, Kern

$$cp = 0,7000 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,0307$$

$$f. \quad ho = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 2,0881 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Hot Fluid : Inner pipe

g. *Flow area, a_p*

$$D = 2,4690 \text{ in} / 12 = 0,2058 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

h. Kecepatan Massa, Gp

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= 4.306.274,7420 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

i. *Reynold Number*, Re_p

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 46,0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,1000 \text{ lb/hr ft} \quad \text{Tabel 14, Kern}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_p &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= 3.661.223,2569 \end{aligned}$$

j. jH = 1000 Fig. 24, Kern

k. k = 0,0780 Btu/hr ft² (°F/ft) Fig. 16, Kern

$$c_p = 0,5300 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,5481$$

$$\begin{aligned} \text{l. } h_i &= jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= 207,7926 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

m. Koreksi hi pada permukaan OD

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 178,1389 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

n. *Clean Overall Coefficient, U_C*

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

$$= 2,0639 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

o. *Design Overall Coefficient, U_D*

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

Fouling factor untuk bahan organik 0,001. $R_d = 2 \times 0,001 = 0,002$ untuk masa service 1 tahun.

$$= 0,4875$$

$$U_D = 2,0512 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

p. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 70,3082 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 Kern, untuk 2-in IPS standard pipe, external surface / foot length = 3,3500 ft.

$$\text{Required Length} = 20,9875 \text{ ft}$$

Diambil panjang 1 hairpin = 20 ft

Jumlah hairpin yang dibutuhkan = 0,5247

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\text{Actual Length} = 2 \times 1 \times 20$$

$$= 320,0000 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual Surface} &= L \times a'' \\ &= 70,3082 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

q. *Actual Design Coefficient*

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 2,0512 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

r. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

Cold Fluid : Annulus

a. $De' = (D_2 - D_1)$

$$= 0,4320 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{D'_e \times G_a}{\mu} \\ &= 356,5860 \end{aligned}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} = 0,0259$$

$$\rho = 0,4102 \text{ lb/ft}^3$$

b. $Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$ = 0,0943 ft

c. $V = \frac{G}{3600 \rho}$

$$= 0,0240 \text{ ft/s}$$

$$F_t = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,0000 \text{ ft}$$

$$P_a = \frac{(F_a + F_t)\rho}{144} = 0,0003 \text{ psi}$$

Hot Fluid : Inner Pipe

d. $Re_p = 3.661.223,2569$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} = 0,0040$$

$$\rho = 72,9500 \text{ lb/ft}^3$$

e. $\Delta F_p = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$

$$= 0,0001 \text{ ft}$$

$$P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,0000 \text{ psi}$$

SUMMARY

$$h_o = 2,0881$$

$$h_{\text{outside}}$$

$$h_{io} = 178,1389$$

$$U_C = 2,0639$$

$$U_D = 2,0512$$

$$R_d \text{ Calculated} = 0,0030$$

$$R_d \text{ Required} = 0,0030$$

$$0,0003$$

$$\text{Calculated } \Delta P, \text{ Psi}$$

$$0,0000$$

$$10 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable } \Delta P, \text{ Psi}$$

$$10 \text{ psi}$$

Identifikasi

Nama Alat

Chiller – 03

Kode Alat

CH-03

Jumlah

1 buah

Fungsi	Menurunkan suhu top product STP-01 menuju T-06
Data Desain	
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jumlah hairpin	1 buah
Panjang	20 ft
<i>Actual design coefficient, Ud</i>	2,0512 Btu/hr ft ² °F
<i>Clean Overall Coefficient, Uc</i>	2,0639 Btu/hr ft ² °F
ANNULUS	INNER PIPE
ID 3,0680 in	ID 2,4690 in
OD 3,5000 in	OD 2,8800 in
Δp_a 0,0003 Psi	Δp_p 0,0000 Psi
<i>Dirt Factor</i>	: 0,0030
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>

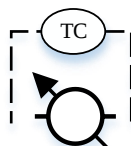
C.7. *Heater 01 (HE-01)*

Fungsi : Menaikkan suhu produk dari ABS-01 menuju KD-01

Jenis : *1-2 Shell and Tube Heater*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 3781,746082 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin:

$$\begin{aligned}
 W &= 25.508,2270 \text{ kg/jam} \\
 t_1 &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 86 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 t_2 &= 60 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 140 \text{ }^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$\begin{aligned}
 Q &= 719.288 \text{ kJ/jam} \\
 &= 681749,8971 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
392	Suhu tinggi	239	153
392	Suhu rendah	86	306

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\
 &= 368,3405^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 368,3405^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$\begin{aligned}
 T_c &= T_{\text{avg}} = 392^{\circ}\text{F} \\
 t_c &= t_{\text{avg}} = 162,5^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 50 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 20 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = 322,9135 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 186,0013 \text{ tube}$$

$$N_t = 57,91564117 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 730,236$$

$$UD = 5,7318 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

TubeSide:

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0190 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 100 \text{ tube}$$

$$\text{Tubesheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

Shellside :

$$\text{ID} = 29 \text{ in} = 0,7366 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 14,5 \text{ in} = 0, \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

1. Fluida Panas (*TubeSide*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²
- b. *Totalflow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
 = 0,115972222 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
 = 8.272,1305 / 18.236,739
 = 71889,95133 lb/(hr) (ft²)
- d. *Bilangan Reynold*, Ret
 Dt = 0,652 in = 0,054333333 ft
 Viskositas (μ) = 0,0241 cP = 0,058322 lb/ft.hr
 Ret = $\frac{Dt \times Gt}{\mu}$
 = 66973,36664
- e. jH = 300 (Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834)
- f. *PrandltNumber* (Pr)
 T avg = 482°F
 k = 0,0225
 Cp = 9,3624 Btu/lb°F
 Prandl Number(Pr) = $\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$
 = 2,6248
- g. hi

$$hi = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \varphi t$$

$$hi \varphi t = 326,8414 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. h_{io}

$$h_{io}/\phi t = 284,1341 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 284,1341 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

i. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o/\phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_i} + h_v/\phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 422,6739$$

2. Fluida Dingin (*Shell Side*)

a. *Clerance (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,19 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,16150173 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 25.508,2270 / 56.235,4374$$

$$= 348.203,2995 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,9066 \text{ cP} = 2,1941 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 9.823,5425$$

e. $jH = 53$ (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. PrandltNumber (Pr)

$$T_{avg} = 113$$

$$k = 0,3611$$

$$C_p = 18,1590 \text{ Btu /lb}^0\text{F}$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 4,7959$$

g. h_o

$$h_o = jHx \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 1483,140329 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 10,3642 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,05078$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 75,3222 \text{ Btu /jam ft F}$$

3. CleanOverall coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

4. Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,1581 \text{ Presure drop}$$

5. Pressure Drop

a. Tubeside

$$\text{Untuk Ret} = 105.452,9516$$

$$\text{Faktor friksi(f)} = 0,00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 482 \text{ F}$$

$$V = 0,7083$$

$$s = 0,0225$$

$$\text{Pressure drop}(\Delta \text{ Pt}) = \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t}$$

$$= 1,2495 \text{ psi}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 84.543,5074 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari *figure 27* buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,001$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 6,6807 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 6,6807 \text{ psi}$$

b. ShellSide

Faktor friksi

$$\text{Re}_s = 9.823,5425$$

$$\text{Faktor friksi(f)} = 0,0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,1061$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L} / \text{B}$$

$$= 377,704918$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 4,8606 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Heater-01		
Kode Alat	HE-01		
Fungsi	Menaikkan suhu produk dari ABS-01 menuju KD-01		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heater		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
Rd <i>required</i>	0,0030		
Rd <i>calculated</i>	0,0032		
UC	59,5388 BTU/jam ft F		
UD	50,0004 BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side			
Tube Side			
ID	15,25	Length	6,0980
B	7,625	OD	0,0191 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	4,8606 psi	ΔPt	1,6036 psi

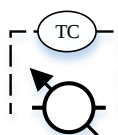
C.8. Heater 02 (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu *top product* ABS-01 menuju ABS-02

Jenis : 1-2 Shell and Tube Heater

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 206,7846863 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 242,1566483 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = -60 \text{ }^{\circ}\text{C} = -76 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 158 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 39.330 \text{ kJ/jam}$$

$$= 37277,86995 \text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
392	Suhu tinggi	158	234
392	Suhu rendah	-76	468

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 156,0276496 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 337,5906396 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 392^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 41^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) di peroleh nilai asumsi 50 Btu/jam F.ft²

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 0,75$$

$$BWG = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 18 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 203,435505 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= 220,2992 \text{ tube} \end{aligned}$$

$$N_t = 62,62000996 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 863,72$$

$$UD = 0,5428 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

Tube Side :

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$BWG = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 63 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

Shell side :

$$\text{ID} = 29 \text{ in} = 0,7366 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 14,5 \text{ in} = 0,3683 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

1. Fluida Panas (TubeSide)

$$\text{a. Flow area per tube (at')} = 0,334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{b. Total flow area (at)} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\ &= 0,0730625 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Mass Velocity, Gt} &= W / at \\ &= 4.150,1739 / 9.149,4735 \\ &= 6239,555442 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold, Ret

$$\text{Dt} = 0,652 \text{ in} = 0,0543 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,018 \text{ cP} = 0,04356 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Dt \times Gt}{\mu} \\ &= 5812,829561 \end{aligned}$$

$$\text{e. jH} = 150 \text{ (Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834)}$$

f. PrandltNumber (Pr)

$$\text{T avg} = 482$$

$$\text{k} = 0,0225$$

$$\text{Cp} = 9,3624 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 2,6248$$

g. h_i

$$h_i = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi t$$

$$h_i / \phi t = 163,4207 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. h_{io}

$$h_{io} / \phi t = 142,0670 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 142,0670 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

i. *tube-wall temperature*

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_i} + h_v / \phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 445,3422679^\circ\text{F}$$

2. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clerance (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,19 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID x C' x B}{144 x P_T}$

$$= 0,2066 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 18.302,3864 / 40.349,441$$

$$= 195.263,836 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold *Number* (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,0189 \text{ cP} = 0,0458 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, Res} &= \frac{Ds \times Gs}{\mu} \\ &= 263.684,6819 \end{aligned}$$

e. jH = 310 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. Prandlt*Number* (Pr)

$$T_{avg} = 284^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0753$$

$$Cp = 7,4762 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 1,6567 \end{aligned}$$

g. ho

$$ho = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 625,2820 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. *tube-wall temperature* (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,020040 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,1984$$

Koreksi ho

$$h_o = h_o/\phi_s \times \phi_s = 124,0732579 \text{ Btu/jam ft F}$$

3. **Clean Overall coefficient (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

4. **Dirt Factor (Rd)**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 1,8259$$

5. **Pressure drop**

a. **Tubeside**

$$\text{Untuk Ret} = 5812,829561$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 482 \text{ F}$$

$$V = 0,7423$$

$$s = 0,021554628$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D e t \times s \times \phi t}$$

$$= 4,1904\text{E-}93 \text{ psi}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4\eta v^2}{s \ 2g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 6239,555442 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,018$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 6,6807 \text{ psi}$$

Total pressure drop

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 6,6807 \text{ psi}$$

b. Shell Side

Faktor friksi

$$Re_s = 263.684,6819$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 0,3$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 333,913$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi_s} = 8,6040 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-02</i>
Kode Alat	HE-02
Fungsi	Menaikkan suhu <i>top product</i> ABS-01 menuju ABS-02
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heater</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
<i>Rd required</i>	0,0030
<i>Rd calculated</i>	0,0049
UC	66,2309 BTU/jam ft F
UD	50,0680 BTU/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	17,25	Length	6,0960
B	8,625	OD	0,0191 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	5,6040 psi	ΔP_t	0,6351 psi

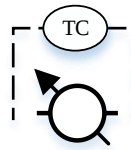
C.9. Heater 03 (HE-03)

Fungsi : Menaikkan suhu dari T-05 ke ABS-02

Jenis : *1-2 Shell and Tube Heater*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 0,0229 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin:

$$W = 374,5475 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 156 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 4 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4,14 \text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
392	Suhu tinggi	158	234
392	Suhu rendah	86	306

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 268,3923 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 268,3923 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (Tc dan tc)

$$T_c = T_{avg} = 392^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 122^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 50 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 200,0003 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{L x a''} \\ &= 61,9361 \text{ tube} \end{aligned}$$

$$N_t = 62 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 200,2064$$

$$UD = 0,0001 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :**TubeSide:**

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0190 \text{ m}$$

<i>Inside Diameter (ID)</i>	= 0,652 in	= 0,0166 m
BWG	= 18	
Pass	= 2	
Jumlahtube (Nt)	= 62 tube	
<i>Tubesheet</i>	= 0,9375 in	triangular pitch
Rd yang diijinkan	= 0,003	

Shellside :

ID	= 29 in	= 0,7366 m
<i>Baffle space</i> min	= 14,5 in	= 0,3683 m
Pass (n)	= 1	

6. Fluida Panas (TubeSide)

- j. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²
- k. *Totalflow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
= 0,0719 ft²
- l. *Mass Velocity*, Gt = W / at
= 0,0229 / 0,7190
= 0,7042 lb/(hr) (ft²)
- m. *Bilangan Reynold*, Ret
- Dt = 0,652 in = 0,0543 ft
- Viskositas (μ) = 0,0241 cP = 0,0583 lb/ft.hr
- Ret = $\frac{Dt \times Gt}{\mu}$
= 0,6504
- n. jH = 300 (Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834)
- o. *PrandltNumber* (Pr)

$$\begin{aligned}
 T_{avg} &= 482^{\circ}\text{F} \\
 k &= 0,0225 \\
 C_p &= 9,3624 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \\
 \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 2,6248
 \end{aligned}$$

p. h_i

$$h_i = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi t$$

$$h_i \phi t = 326,8414 \text{ Btu/hr ft}^2 {}^{\circ}\text{F}$$

q. h_{io}

$$h_{io} \phi t = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 {}^{\circ}\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 {}^{\circ}\text{F}$$

r. *tube-wall temperature*

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_i} + h_v / \phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 133,2796$$

7. Fluida Dingin (*Shell Side*)

$$\begin{aligned}
 \text{i. Clearance (C')} &= \text{pitch} - \text{OD} \\
 &= 0,19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{j. Luas area laluan (as)} = \frac{ID x C' x B}{144 x P_T}$$

$$= 0,5840 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{k. Laju alir, (Gs)} &= W / a_s \\ &= 374,5475 / 0,5840 \\ &= 1413,85 \text{ lbm/hr ft}^2 \end{aligned}$$

l. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,0159 \text{ cP} = 0,0385 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, Res} &= \frac{Ds \times Gs}{\mu} \\ &= 2268,874 \end{aligned}$$

$$\text{m. } jH = 200 \quad (\text{Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838})$$

n. PrandltNumber (Pr)

$$T_{avg} = 392$$

$$k = 0,0089$$

$$Cp = 2,708 \text{ Btu /lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 2,2717 \end{aligned}$$

o. h_o

$$h_o = jH \times \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 65,3966 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

p. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,01943 \text{ cP}$$

$$\Phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,972662$$

Koreksi ho

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 63,6088 \text{ Btu /jam ft F}$$

8. Clean Overall coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

9. Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 12977,8305 \text{ Pressure drop}$$

10. Pressure Drop

c. Tubeside

$$\text{Untuk Ret} = 0,6560$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 482 \text{ F}$$

$$V = 0,7423$$

$$s = 0,0215$$

$$\text{Pressure drop}(\Delta \text{ Pt}) = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D e t \times s \times \Phi t}$$

$$= 0 \text{ psi}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 0,7042 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figure 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,001$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 6,6807 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr = 6,6807 \text{ psi}$$

d. *ShellSide*

Faktor friksi

$$Re_s = 2.268,874$$

$$\text{Faktor friksi(} f \text{)} = 0,156 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,6202$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L / B}$$

$$= 163,3655$$

$$\Delta Ps = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0,0006 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-03</i>
Kode Alat	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu dari T-05 ke ABS-02
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heater</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
<i>Rd required</i>	0,0030
<i>Rd calculated</i>	12.977,8305
UC	61,0212 BTU/jam ft F
UD	50,0000 BTU/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	29	Length	16,45
B	14,5	OD	0,75 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,0006 psi	ΔPt	6,6807 psi

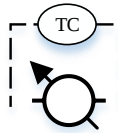
C.10. Heater 04 (HE-04)

Fungsi : Menaikkan suhu dari P-06 ke STP-01

Jenis : *1-2 Shell and Tube Heater*

Jumlah : 1 unit

Gambar :

**Fluida Panas :**

$$W = 220,4983 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 413,7759 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 158 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 266 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas Heater

$$Q = 41.938,7796 \text{ kJ/jam}$$

$$= 39.750,0786 \text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
392	Suhu tinggi	266	126
392	Suhu rendah	158	234

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 174,4639^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 174,4639^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 392^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 212^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) di peroleh nilai asumsi 50

Btu/jam F.ft^2

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = $0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 204,5568 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 220,2992 \text{ tube}$$

$$N_t = 220,2992 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 287,3930$$

$$\text{UD} = 0,7928 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

Tube Side :

Panjang <i>tube</i> (L)	= 16,45 ft	= 5,0140 m
Outside Diameter (OD)	= 0,75 in	= 0,0191 m
Inside Diameter (ID)	= 0,652 in	= 0,0166 m
BWG	= 18	
Pass	= 2	
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 89 <i>tube</i>	
<i>Tube sheet</i>	= 0,9375 in <i>triangular pitch</i>	
Rd yang diijinkan	= 0,003	

Shell side :

ID	= 29 in	= 0,7366 m
<i>Baffle space</i> min	= 14,5 in	= 0,3683 m
Pass (n)	= 1	

6. Fluida Panas (TubeSide)

- j. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²
- k. *Total flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
= 0,1032 ft²
- l. *Mass Velocity*, Gt = W / at
= 220,4983 / 0,1032
= 4.709,6766 lb/(hr) (ft²)
- m. *Bilangan Reynold*, Ret
- Dt = 0,652 in = 0,0543 ft
- Viskositas (μ) = 0,0241 cP = 0,0583 lb/ft.hr
- Ret = $\frac{Dt \times Gt}{\mu}$

$$= 4.387,5798$$

n. $jH = 150$ (Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834)

o. PrandltNumber (Pr)

$$T_{avg} = 482$$

$$k = 0,0225$$

$$C_p = 9,3624 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 2,6248$$

p. h_i

$$h_i = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi t$$

$$h_i / \phi t = 163,4207 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

q. h_{io}

$$h_{io} / \phi t = 142,0670 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 142,0670 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

r. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 219,5197 \text{ } ^0\text{F}$$

7. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clerance* (C') = $pitch - OD$

$$= 0,19 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{IDxC'xB}{144xP_T}$

$$= 0,5840 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 912,2105 / 0,5840$$

$$= 1561,93 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold *Number* (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,01594 \text{ cP} = 0,0385 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 2.506,505$$

e. jH = 200 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. Prandlt*Number* (Pr)

$$T_{avg} = 392 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0089$$

$$Cp = 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\text{Prandl Number(Pr)} = \left(\frac{Cpx\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 2,2717$$

g. ho

$$ho = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cpx\mu}{k} \right)^{1/3} \varphi s$$

$$h_o/\varphi s = 65,3966 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,0194 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726$$

Koreksi ho

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 63,6088 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 62,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

9. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 1,2450$$

10. *Pressure drop*

c. *Tubeside*

$$\text{Untuk Ret} = 4.387,5796$$

$$\text{Faktor friksi(f)} = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 482 \text{ F}$$

$$V = 0,7423$$

$$s = 0,02155$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D e t \times s \times \phi t}$$

$$= 0 \text{ psi}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 4.709,6766 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,018$$

Maka :

$$\Delta Pr = 6,6807 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr = 6,6814 \text{ psi}$$

d. Shell Side

Faktor friksi

$$Re_s = 2.506,505$$

$$\text{Faktor friksi}(f) = 0,156 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,62$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 163,3655$$

$$\Delta Ps = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5,22 x 10^{10} x D e x s x \phi_s} = 0,007 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater-04
Kode Alat	HE-04
Fungsi	Menaikkan suhu dari P-06 ke STP-01
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN	
Tipe	1-2 Shell and Tube Heater
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A
Rd <i>required</i>	0,0030
Rd <i>calculated</i>	1,2450
UC	61,0212 BTU/jam ft F
UD	50,0680 BTU/jam ft F

DATA MEKANIK			
	Shell Side		Tube Side
ID	29	Length	16,45
B	14,5	OD	0,75 in

Passes	1	BWG	18
ΔP_s	6,6807 psi	Passes	2
		ΔP_t	0,007 psi

C.11. Pompa 01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan senyawa ke CO-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :  P-01

Data data

Temperatur : 70 °C

Densitas : 797.2373 lb/ft³

Viskositas : 11.4939 cP = 27.8038 lb/ft jam

Tekanan uap : 2.1081 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 12,781.5027 kg/jam = 28,178.1009 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 516.5985 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$Q_f = q/\rho$

$Q_f = 10.3844 \text{ ft}^3/\text{min}$

$Q_f = 0.1731 \text{ ft}^3/\text{s}$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 2.9434 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 2,0000 \text{ in} = 0,1666 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40,000$$

$$\text{ID} = 4,0260 \text{ in} = 0.1722 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5000 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft}$$

$$A = 0.6220 \text{ in}^2 = 89.5680 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13.1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ in} = 0,2499 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,0680 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,5000 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$$

$$a = 7,3800 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 5 \text{ m} = 16,4040 \text{ ft}$$

Perhitungan desain suction

- a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f / 1$$

$$= 0.2783 \text{ ft/s}$$

$$= 1,001.7096 \text{ ft/min}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0.0012 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 308.5995$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0.0100 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0045 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 118.547,1478$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0.0112 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0.0022 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 0,5000 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0.45 \cdot (1,25 - (A_2/A_1)) = 0.5625$$

- c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0.0079 \text{ ft lbf/lb}$$

- d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,5219 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 0.0213 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17,2500 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSH_r)

$$\text{NPSH}_r = 38,7475 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain Discharge

- a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 5,3360 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 19.209,4699 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,4425 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 155.460,4975$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } Nre = 155.460,4975$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0063 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,5982 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,1244 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve friction loss, Hff*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0,8850 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,6078 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32,0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 29,6833 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 68,5000 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 29,6833 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,2500 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 12,4333 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, H}_d = 68,5000 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, H}_s = 39,8078 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 30.6216 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 77.6804 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 70 \%$$

Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 30.6216 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7.481 \times 550 \times 60 \times \text{eff. pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0.8124 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 piter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 1.0030 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 2 \text{ HP}$$

$$= 0.7457 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Pompa-01
Fungsi	Mengalirkan senyawa ke CO-01
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	70,0000 °C
Densitas	797.2373 kg/m ³
Laju alir massa	12,781.5027 kg/jam
Viskositas	11.4939 Cp
Tekanan uap	2.1081 psi

Kapasitas pompa 77.6804 gal/min

Volumetrik *Flowrate* 0.1731 ft³/s

DATA DESAIN		
	Suction	Discharge
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2.0670 in	1.0490 in
OD	2.3800 in	1,32000 in
L	4,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0.2783 ft/s	0.5031 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0.7116 ft lbf/lb	0.0213 ft lbf/lb
NPSH	-41.4562 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.12. Pompa 02 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan H₂O ke ABS-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar : 

P-02

Data data

Temperatur : 30 °C

Densitas : 12,506.2531 lb/ft³

Viskositas : 1,022.8823 cP = 27,571.2856 lb/ft jam

Tekanan uap : 0.0056 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 0.1000 kg/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 30,328.4142 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 13,8726 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,2312 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,4534 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 2,000 \text{ in} = 0.1666 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 2.0670 = 0.1722 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2.3800 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft}$$

$$A = 4.0000 \text{ in}^2 = 89.5680 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13.1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3.0000 \text{ in} = 0,2499 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,0680 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,5000 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$$

$$a = 7,3800 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 5 \text{ m} = 16,4040 \text{ ft}$$

Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f / 1$$

$$= 2,6216 \text{ ft/s}$$

$$= 9.437,7654 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 0.0007 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,1068 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 4,258.2676$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0.0100 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0004 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 100.228,7391$$

$$\text{Maka } f_{anning} \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0.4121 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0300 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0.5625$$

Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0.0014 \text{ ft lbf/lb}$$

c. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.4139 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17,3390 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSH_r)

$$\text{NPSH}_r = 38.9713 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain Discharge

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 4,5114 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 16,241.1411 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 0.0023 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,3163 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 3,907.5083$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 131,438.0812$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0063 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,2993 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0890 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0.5625$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0,6326 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.0013 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32.0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 29.7927 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 29.3888 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 29,7927 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,3390 \text{ psi}$$

$$\text{Total diferential pressure} = 12,4537 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 68,7524 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 40,0130 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28,7394 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 103,7743 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 70 \%$$

Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29.3888 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0.6430 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 81 \%$$

$$\text{MHP} = 2.0000 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 2 \text{ HP}$$

$$= 1.4914 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-02	
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O ke ABS-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	30,0000 °C	
Densitas	1,022.8823 kg/m ³	
Laju alir massa	12,506.2531 kg/jam	
Viskositas	0.8150 Cp	
Tekanan uap	0.0056 psi	
Kapasitas pompa	103,7743 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	59.2405 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	Suction	Discharge
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2.0670 in	1.0490 in
OD	2.3800 in	1,3200 in
L	4.0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0.2122 ft/s	0.3837 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0.4139 ft lbf/lb	0,0118 ft lbf/lb
NPSH	38.9713 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.13. Pompa 03 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan buttom product ABS-01 ke KD-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



P-03

Data data :

Temperatur : 30°C

Densitas : 889.5243 lb/ft³

Viskositas : 6.9154 cP = 16.7282 lb/ft jam

Tekanan uap : 0,0905 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 25,045.5992 kg/jam = 55,215.5280 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 0.1000 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$Q_f = q/\rho$

$Q_f = 17,9794 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$Q_f = 0,2997 \text{ ft}^3/\text{s}$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$D_{opt} = 3.8467 \text{ in}$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS = 2,0000 in = 0,1666 ft

SN = 40,000

ID = 2.0670 in = 0,1722 ft

OD = 2.3800 in = 0.1983 ft

A = 0,62260 in² = 89.5680 ft²

$$L_s = 4 \text{ m} = 13.1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 8,0000 \text{ in} = 0,6664 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 7,9810 \text{ in} = 0,6648 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 8.6250 \text{ in} = 0.7185 \text{ ft}$$

$$a = 50 \text{ in}^2 = 0,3472 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 5 \text{ m} = 16,4040 \text{ ft}$$

Perhitungan desain suction

a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f / 1$$

$$= 0,5476 \text{ ft/s}$$

$$= 1,759.2239 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 0.4887 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0.0037 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1,005.0753$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada Nre} = 52.105,1643$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0.0021 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0013 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0.5625$$

Fitting + Valve Friction loss, Hff

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0.0074 \text{ ft lbf/lb}$$

c. *Total suction friction loss, Hfsuc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2.1949 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

Suction head, Hs

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17,1726 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = 38.8939$$

Perhitungan Desain Discharge

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,8630 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 3.106,8476 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 0.0121 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{gc} = 0,0116 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 922.2859$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah "*Commercial Steel*"

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0002 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 65.407,3528$$

maka *fanning factor* (f) = 0,0063 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 2.3857 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0.0068 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2 / A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0.5625$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0.0243 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_{f suc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2.4168 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32,0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 29,5285 \text{ psi}$$

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 68,1427 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 29,5285 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,1726 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 12,3559 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 68,1427 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 40,3166 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 31.6472 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 131,4952 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 70 \%$$

Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 31.6472 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm}) \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1.6178 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 86 \%$$

$$\text{MHP} = 1.0000 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih pompa} &= 2 \text{ HP} \\ &= 0.7457 \text{ Kw} \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-03	
Fungsi	Mengalirkan <i>buttom product</i> ABS-01 ke KD-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	30,0000 °C	
Densitas	889.5243 kg/m ³	
Laju alir massa	25,045.5992 kg/jam	
Viskositas	6.9154 Cp	
Tekanan uap	0,0905 psi	
Kapasitas pompa	136.4240 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,3040 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2.0670 in	1.3200 in
OD	2.3800 in	1.0490 in
L	4,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0.4887 ft/s	0,8836 ft/s
<i>Total friction loss</i>	2.1949 ft lbf/lb	2,4168 ft lbf/lb
NPSH	38.8939 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.14. Pompa 04 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan keluaran ACC-01 menuju KD-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar : 

P-04**Data data**

Temperatur : 8°C

Densitas : 998,3170 lb/ft³

Viskositas : 5,8753 cP = 3,5529 lb/ft jam

Tekanan uap : 0,3035 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 105,2246 kg/jam = 231,9782 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 255,1760 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$Q_f = q/\rho$

$Q_f = 15,9084 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$Q_f = 0,0011 \text{ ft}^3/\text{s}$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,6910 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 6,0000 \text{ in} = 0,4998 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40.0000$$

$$\text{ID} = 6,0650 \text{ in} = 0,5052 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6.6250 \text{ in} = 0,5519 \text{ ft}$$

$$A = 28,9000 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 4,0000 \text{ in} = 0,3332 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40.0000$$

$$\text{ID} = 4.0260 \text{ in} = 0,3354 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5000 \text{ in} = 0,3749 \text{ ft}$$

$$a = 12,7000 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Perhitungan desain suction

- a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f / 1$$

$$= 3,0063 \text{ ft/s}$$

$$= 10.822,7128 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,1405 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{\text{Re}} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$\text{Re} = 66.206,3619$$

Jika $N_{\text{Re}} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0004 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{\text{Re}} = 66.206,3619$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,1485 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0395 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,2809 \text{ ft lbf/lb}$$

d. Total suction friction loss, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0882 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17,5438 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = 35,1443 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain Discharge

a. Discharge friction loss

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 3,0063 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 10.822,7128 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{gc} = 0,1405 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (N_{re}) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 66.206,3619$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00004 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 66,206.3619$$

$$\text{maka } f_{anning \text{ factor}} (f) = 0,0063 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,1485 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0395 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0,2809 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_f \text{ suc} = 0,4689 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32.0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 30,4767 \text{ psi}$$

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 67,7182 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 30,4767 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,5438 \text{ psi}$$

$$\text{Total diferential pressure} = 12,9330 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 67,7182 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 17,5438 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28.7366 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 119,0027 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 70 \%$$

Break Horse Power

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29,1134 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm}) \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0075 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 81 \%$$

$$\text{MHP} = 1,6866 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 1 \text{ HP}$$

$$= 0,7457 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-04	
Fungsi	Mengalirkan keluaran ACC-01 menuju KD-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	8 °C	
Densitas	891,9676 kg/m ³	
Laju alir massa	2.117,9738 kg/jam	
Viskositas	5,8753 Cp	
Tekanan uap	0,0206 psi	
Kapasitas pompa	5,107 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0011 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	4,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0412 ft/s	0,0745 ft/s

<i>Total friction loss</i>	0,0000 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	39,6853 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.15. Pompa 05 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan Larutan dari HE-03 menuju MP-02

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar : 

P-05

Data data

Temperatur : 70°C

Densitas : 78,0088 lb/ft³

Viskositas : 0,9935 cP = 2,4032 lb/ft jam

Tekanan uap : 8,6889 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 374,5475 kg/jam = 825,7274 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 908,3002 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$Q_f = q/\rho$

$Q_f = 0,1941 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$Q_f = 0,0032 \text{ ft}^3/\text{s}$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 4,0497 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 6,000 \text{ in} = 0,4998 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40,0000$$

$$\text{ID} = 6,0650 \text{ in} = 0,5052 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6,6250 \text{ in} = 0,5519 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 28,9000 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$\text{Ls} = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 4,0000 \text{ in} = 0,3332 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40,0000$$

$$\text{ID} = 4,0260 \text{ in} = 0,3354 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5000 \text{ in} = 0,3749 \text{ ft}$$

$$\text{a} = 12,7000 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$\text{Ld} = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Perhitungan desain suction

a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f / 1$$

$$= 1,6920 \text{ ft/s}$$

$$= 6.091,0945 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32.1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0445 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 179.834,1911$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0003 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 179.834,1911$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0414 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0.0125 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,0890 \text{ ft lbf/lb}$$

d. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.1429 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17,1430 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = 40,2286 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain Discharge

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 3.8502 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 13.860,8371 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,2304 \text{ lbf ft/lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 271,649.7770$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0004 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } Nre = 271,649.7770$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0063 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,3045 \text{ ft lbf/lb}$$

a. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0648 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2 / A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

b. *Fitting + Valve friction loss, Hff*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0,4608 \text{ ft lbf/lb}$$

c. *Total discharge friction loss, $H_{f \text{ suc}}$*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.8300 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32,0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 28,5000 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 73,0590 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 28,5000 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,1430 \text{ psi}$$

$$\text{Total diferential pressure} = 11,3570 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 73,0590 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 43,9456 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28,3770 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 152.4088 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 70 %

Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29,1134 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0221 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 81 %

$$\text{MHP} = 0,0272 \text{ Hp}$$

Dipilih pompa = 1 HP

$$= 0,7457 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Pompa-05
Fungsi	Mengalirkan Larutan dari HE-03 menuju MP-02
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	70 °C
Densitas	1.250,1412 kg/m ³
Laju alir massa	374,5475 kg/jam
Viskositas	0,9935 Cp
Tekanan uap	0,5911 psi
Kapasitas pompa	1,4517 gal/min
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0032 ft ³ /s

DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	5,0000 m	5,0000 ft/s
Velocity	0,0052 ft/s	0,0094 ft/s
Total friction loss	0,0002 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	17,5043 ft lbf/lb	
Power	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.16. Pompa 06 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan Keluaran ABS-02 menuju HE-04

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar : 

P-06

Data data

Temperatur : 70°C

Densitas : 1.601,6647 lb/ft³

Viskositas : 4,3273 cP = 10,4677 lb/ft jam

Tekanan uap : 1.504,7598 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 413,7760 kg/jam = 912,2105 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 5,855.5023 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 1.003,4315 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0028 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 1,3149 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 1,5000 \text{ in} = 0,1250 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40.0000$$

$$\text{ID} = 1,6100 \text{ in} = 0,1341 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,9000 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$A = 2,0400 \text{ in}^2 = 0,0142 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 1,5000 \text{ in} = 0,1250 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40.0000$$

$$\text{ID} = 1,6100 \text{ in} = 0,1341 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,9000 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$a = 2,0400 \text{ in}^2 = 0,0142 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, H_{fs}*

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/1$$

$$= 1,9380 \text{ ft/s}$$

$$= 6,976.7763 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0584 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 56.190,9023$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0011 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 56,190.9023$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,1824 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0.0152 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0.1080 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.3057 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17,2078 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSH_r)

$$\text{NPSH}_r = 39,4509 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain *Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 2,5357 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 9.128,6325 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0999 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 65.502,5375$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0013 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 65,502.5375$$

$$\text{maka } \textit{fanning factor} (f) = 0,0063 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,2307 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0304 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0,2159 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,4770 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32,0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 29,2748 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 71,1566 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 29,2748 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,2078 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 12,0671 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 29,3307 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 41,8259 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 27,7816 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 12,3226 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 70 \%$$

Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29,3307 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm)} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,7709 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 81 \%$$

$$\text{MHP} = 0,0295 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 1 \text{ HP}$$

$$= 0,7457 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-06	
Fungsi	Mengalirkan Keluaran ABS-02 menuju HE-04	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	70,0000 °C	
Densitas	1.601,6647 kg/m ³	
Laju alir massa	413,7760 kg/jam	
Viskositas	4,3273 Cp	
Tekanan uap	102,3646 psi	
Kapasitas pompa	1,2517 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0028 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	5,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0045 ft/s	0,0081 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0,0002 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	2.140,4825 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.17. Pompa 07 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan Aliran Keluaran STP-01 menuju CO-02

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



P-07

Data data

Temperatur : 130°C

Densitas : 74,7647 lb/ft³

Viskositas : 0,5055 cP = 1,2229 lb/ft jam

Tekanan uap : 289,3086 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 377,9598 kg/jam = 833,2501 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 916,5751 lb/jam

Volumetric flowrate (Qf)

$Q_f = q/\rho$

$Q_f = 1.5848 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$Q_f = 0,0034 \text{ ft}^3/\text{s}$

Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$D_{opt} = 1,2932 \text{ in}$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS = 1,5000 in = 0,1250 ft

SN = 40.0000

ID = 1,6100 in = 0,1341 ft

OD = 1,9000 in = 0,1583 ft

A = 2,0400 in² = 0,0142 ft²

Ls = 4 m = 13,1232 ft

Discharge Pipe

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 1,2500 \text{ in} &= 0,1041 \text{ ft} \\
 \text{SN} &= 40.0000 \\
 \text{ID} &= 1,3800 \text{ in} &= 0,1150 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 1,6600 \text{ in} &= 0,1383 \text{ ft} \\
 a &= 1,5000 \text{ in}^2 &= 0,0104 \text{ ft}^2 \\
 \text{Ld} &= 5 \text{ m} &= 16,4040 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, H_{fs}*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f / 1 \\
 &= 1,8645 \text{ ft/s} \\
 &= 6,712.2298 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,0540 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 28,148.2652$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0011 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 28,148.2652$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,002 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,1824 \text{ ft lbf/lb}$$

- b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0152 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

- c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,1080 \text{ ft lbf/lb}$$

- d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,3057 \text{ ft lbf/lb}$$

Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static suction head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft}$$

$$\text{Suction head, H}_s$$

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

$$\text{Suction Pressure} = 17.2248 \text{ psi}$$

Net positive suction head required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = 39,4509 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain Discharge

a. Discharge friction loss

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 25357 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 9,128.6325 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{gc} = 0,0999 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (N_{re}) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 32.812,8349$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen.

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \text{(Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 32.812,8349$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0063 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,4271 \text{ ft lbf/lb}$$

- b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0281 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0,0000) = 0,5625$$

- c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$K_f = 2$$

Maka :

$$H_{ff} = 0,1998 \text{ ft lbf/lb}$$

- d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,6550 \text{ ft lbf/lb}$$

Discharge pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6969 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 32,0800 \text{ ft}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 29,3600 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_d = 0,9388 \text{ ft(lbf/lb)}$$

Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 29,3600 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 172248 \text{ psi}$$

$$\text{Total diferential pressure} = 12,1351 \text{ psi}$$

Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 32,0800 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 41,6182 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28,4948 \text{ ft (lbf/lb)}$$

Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 29,3206 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 70 \%$$

Break Horse Power

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 27,7816 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0224 \text{ HP}$$

Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

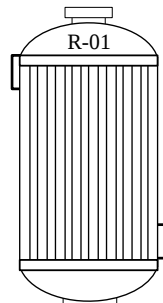
Effisiensi motor	= 81 %
MHP	= 0,0295 Hp
Dipilih pompa	= 1 HP
	= 0,7457 Kw

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Pompa-07	
Fungsi	Mengalirkan Aliran Keluaran STP-01 menuju CO-02	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	130 °C	
Densitas	1.198,1529 kg/m ³	
Laju alir massa	377,9598 kg/jam	
Viskositas	0,5055 Cp	
Tekanan uap	19,6809 psi	
Kapasitas pompa	1,5284 gal/min	
Volumetrik <i>Flowrate</i>	0,0034 ft ³ /s	
DATA DESAIN		
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	2,0000 in	1,0000 in
SN	40,0000	40,0000
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	5,0000 m	5,0000 ft/s
<i>Velocity</i>	0,0055 ft/s	0,0099 ft/s
<i>Total friction loss</i>	0,0003 ft lbf/lb	0,0000 ft lbf/lb
NPSH	522,5002 ft lbf/lb	
<i>Power</i>	1,0000 HP	
Jumlah	1,0000	
Bahan	Carbon Steel	

C.18. Reaktor-01 (R-01)

Fungsi : Tempat Pembentukan Etilen Oksida

Gambar :



Data Design :

Temperatur = 70°C

Tekanan = 22 atm

Konversi = 99 %

Laju aliran massa, $W = 12781,5027 \text{ kg/jam}$

BM rata-rata = $3,6081 \text{ kg/kmol}$

Katalis = Perak

Porositas = 0,5

Diameter katalis = 1397 mm

Densitas katalis (ρ_c) = $536,4777879 \text{ kg/m}^3$

Reaksi Yang Terjadi :

Reaksi utama:



$$P, V = n, R, T$$

$$P, V = \frac{m}{BM} \cdot R \cdot T$$

$$\frac{m}{V} = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$\rho = \frac{1 \text{ atm} \times 41,0024 \text{ gr/mol}}{82,06 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{mol}} \times 673,15 \text{ K}} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ g}} = 1290,9763 \text{ kg/m}^3$$

1. Volumetric Flowrate Reactan (Q)

$$q = \frac{w}{\rho}$$

$$= \frac{33.333,3333 \text{ kg/jam}}{0,7423 \text{ kg/m}^3} = 9,9006 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,0028 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Persamaan Laju Reaksi

Reaksi :



A

B

C

Asumsi reaksi orde satu

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

$$=k C_A$$

Dimana pada saat $t=t$:

$$C_A = \frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A} = \frac{C_{AO}-C_{AO}X_A}{1+\epsilon X_A}$$

$$= \frac{\Sigma \epsilon_{produk} - \Sigma \epsilon_{reaktan}}{\Sigma \epsilon_{reaktan}}$$

Sehingga:

$$-r_A = k, \frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A}$$

3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan,

Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B, kecepatan tumbukan dapat

dihitung dengan persamaan *Arrhenius (Levenspiel, 1972)* :

$$k = A \cdot e^{-E/R_g T} \quad (\text{levenspiel, hal 24})$$

dimana:

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/R T}$$

Keterangan :

σ = konstanta *Lennard-Jones*

N = Bilangan Avogrado = $6,023 \cdot 10^{23} \text{ mol}^{-1}$

k_b = Konstanta Boltzman = $1,38 \cdot 10^{-16} \text{ m}^2 \cdot \text{kg/s}^2 \cdot \text{K}$

T = Temperatur reaksi = 673,1500 K

M = Berat molekul, kg/kmol

E = Energy aktivasi, kkal/mol

R = konstanta gas = 8.3140 j/mol. K

C = Konsentrasi reaktan

Untuk reaksi



A

B

C

$$-r_A = k, C_A$$

Diketahui:

$$\sigma_A = 3,5900 \times 10^{-8} \text{ m}$$

$$M_A = 28,0528 \text{ kg/kmol}$$

$$\Delta H_{298A} = 12.5 \text{ kJ/mol}$$

Mencari nilai energi aktivasi

$$E_A = H_{298A} - R, T$$

$$= (12,5 \text{ kJ/mol}) - (8,314 \text{ kJ/molK} \cdot 343.1500\text{K})$$

$$= 9647,0509 \text{ kJ/mol}$$

$$E = E_A$$

$$= 9647,0509 \text{ kJ/mol}$$

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

$$k = 2,2979 \text{E}^{-06} \text{ cm}^3/\text{mol},\text{s}$$

$$k = 2,2979 \text{E}^{-09} \text{ m}^3/\text{kmol},\text{s}$$

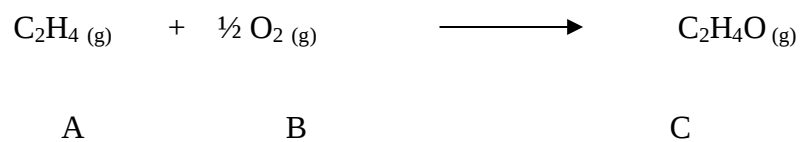
Mencari konsentrasi awal reaktan

$$C_{AO} = F_{AO} / q$$

$$= 37,8339 \text{ kmol/jam} / 44,905,4622 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0008 \text{ kmol/m}^3$$

4. Menentukan kecepatan reaksi

Untuk reaksi



$$-r_A = k, C_A$$

Dimana:

$$C_{AO} = 0,0008 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 99 \%$$

Maka:

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

$$C_A = 9,5873E+00 \text{ kmol/m}^3, s$$

$$-r_A = k.C_A$$

$$-r_A = 1,2911E-10 \text{ m}^3/\text{kmol}, s \cdot 9,5873E+00 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = 1.24E-09 \text{ kmol/m}^3, s$$

$$\text{Mass flowrate (W)} = 12781,5027 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1290,9763 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow rate (Q)} = 9.9006 \text{ m}^3/\text{jam}$$

5. Menentukan Desain Tube Reaktor

Menentukan Diameter dan Panjang Tube Reaktor, D_T

$$d_k / D_T = 0,15 \text{ dengan } d_k = 2,0000 \text{ cm} \quad (J, M, Smith, p, 571)$$

Diameter tube terkecil harus memenuhi rasio diameter katalis terhadap diameter *tube* dengan harga 0,15,

$$D_T = 2,0000 / 0,15 = 2,0000 \text{ cm} = 0,0200 \text{ m}$$

Dipilih spesifikasi berdasarkan literatur Tabel 10, *Kern* :

BWG	18	
OD	1,5 in	= 0,0381 m
ID	1,4 in	= 0,0356 m
a''	1,54 in ²	= 0,0391 m ²
L _T	8 m	

6. Menentukan jumlah *tube* dalam reaktor, N_t

Volume 1 buah *tube*, V_t

$$V_t = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot L_t$$

$$= 3,14 \cdot (0,0356 \text{ m})^2 \cdot 8 \text{ m}$$

$$= 0,0079 \text{ m}^3$$

Jumlah total *tube*, N_t

$$N_t = \frac{V_{tr}}{V_t}$$

$$= \frac{32,0753 \text{ m}^3}{0,0069 \text{ m}^3}$$

$$= 5.7143 \text{ Buah}$$

faktor keamanan = 10%

$$N_t = (1 + f_k) \times N_t$$

$$= (1 + 0,1) \times 5.7143$$

$$= 6285,3$$

Volume satu buah tube reaktor,

$$V_T = A \times L_t$$

$$= (3,14 \times 0,0356^2 \times 5) / 4$$

$$= 0,0079 \text{ m}^3$$

Volume tube reaktor,

$$\begin{aligned}
 V_{TR} &= N_T \times V_T \\
 &= 5,7143 \times 0,0079 \text{ m}^3 \\
 &= 0,0476 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Volume Katalis (V_k) dan Berat Katalis (W_k)

Menghitung Volume Katalis

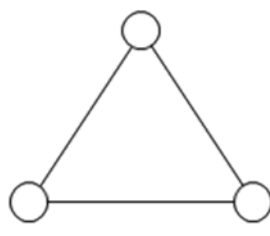
$$\begin{aligned}
 \phi &= 0,5000 \\
 V_{TR} &= 0,0476 \text{ m}^3 \\
 V_k &= (1 - \phi), V_{TR} \\
 &= (1 - 0,50), 0,0476 \text{ m}^3 \\
 V_k &= 0,0238 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Berat Katalis

$$\begin{aligned}
 \rho_k &= 536,4778 \text{ kg/m}^3 \\
 W_k &= \rho_k, V_k \\
 W_k &= 536,4778 \text{ kg/m}^3 \times 0,0238 \text{ m}^3 \\
 &= 12,7807 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan Desain Shell Reaktor

Diameter Shell Equivalent, D_s



Tube disusun secara *triangularpitch* dengan alasan :

- 1) Susunan *tube* lebih kuat
- 2) Koefisien perpindahan panas lebih baik
- 3) Lebih mudah dibersihkan secara kimiawi
- 4) Jumlah lubang tiap satuan lebih besar dari pada susunan *square pitch*
- 5) Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi terjamin,

Dipilih *triangular pitch* :

$$\text{Clearance} = \frac{1}{2} \times \text{OD}$$

$$= \frac{1}{2} \times 0,0381 \text{ m}$$

$$= 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Tube pitch, } p_t = \text{OD} + C$$

$$= 0,0381 \text{ m} + 0,0191 \text{ m}$$

$$= 0,0572 \text{ m}$$

$$\text{Luas } \textit{triangular pitch} (A) = \frac{1}{2} P_t (P_t \cdot \sin 60)$$

$$= \frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m} (0,0572 \text{ m} \cdot \sin 60)$$

$$= 0,0014 \text{ m}^2$$

$$\text{Free area, } (A_f) = A^- \times \text{OD}^2 / 4$$

$$= 0,0014 \text{ m}^2 - (0,0381)^2 / 4$$

$$= 0,0003 \text{ m}^2$$

$$\text{Total free volume, (Vf)} = A_f \times N_t \times L_t$$

$$= 0,0003 \text{ m}^2 \times 5,7143 \times 8 \text{ m}$$

$$= 4,1143 \times 10^{-6} \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell, (V}_S) = V_f + V_{Tr}$$

$$= 4,1143 \times 10^{-6} \text{ m}^3 + 3,5298 \text{ m}^3$$

$$= 0,0029 \text{ m}^3$$

$$\text{Area shell, (A}_S) = V_S / L_t$$

$$= 0,0004 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter shell, (D}_S) = \frac{4 \times A_S}{3,14^{1/2}}$$

$$= 4,0991 \text{ m}$$

9. Tinggi Head Reaktor, H_S

Head Reaktor berbentuk *ellipsoidal*

$$H_S = 0,25 \times D_S$$

$$= 0,25 \times 4,0991 \text{ m}$$

$$= 0,0018 \text{ m}$$

10. Tinggi Reaktor Total, H_R

$$\begin{aligned}
 H_R &= \text{Panjang tube reaktor} + 2, \text{ Tinggi Head reaktor} \\
 &= 8 \text{ m} + (2 \times 1,0248 \text{ m}) = 8,0036 \text{ m}
 \end{aligned}$$

11. Volume Head Reaktor, VH_R

$$\begin{aligned}
 VH_R &= 2 \times \frac{\pi}{24} D_S^3 \\
 &= 2 \times \frac{3,14}{24} 4,0991^3 \\
 &= 0,0000 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

12. Volume Total Reaktor, V_R

$$\begin{aligned}
 V_R &= \text{volume shell} + \text{volume head reaktor} \\
 &= 45,0496 \text{ m}^3 + 18,0230 \text{ m}^3 \\
 &= 0,0608 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

13. Tebal Dinding Reaktor, t

$$t = \frac{P \cdot r}{SE - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Peters, table 4, p, 537})$$

Dimana

t = tebal tangki bagian silinder (in)

P = tekanan *design* = 5 x tekanan operasi

$$= 5 \times 22 \text{ atm}$$

$$= 110 \text{ atm}$$

$$= 1617,0000 \text{ psia}$$

$$D_s = \text{diameter shell} = 0,0073 \text{ m}$$

$$r = 0,0036 \text{ m} = 0,1430 \text{ in}$$

$$S = \text{working stress allowable bahan Carbon steel 304}$$

$$= 10,500,0000 \text{ psia}$$

$$= 714,2857 \text{ atm} \quad (\text{Peters, table4, p,537})$$

$$E = \text{welding joint efficiency}$$

$$= 0,85 \quad (\text{Peters, table4, p, 537})$$

Dari *Handbook of Corrosion Data* (Craig,B,D,danD,B,Anderson,1995),
laju korosi untuk *Carbon steel 304* pada lingkungan Asam Format sebesar 0,20
mm/tahun,

$$C = \text{Tebal korosi yang diizinkan}$$

$$= \text{laju korosi} \times \text{service life}$$

$$= 0,2 \text{ mm/tahun} \times 11 \text{ tahun}$$

$$= 0,21 \text{ mm}$$

$$= 0,0022 \text{ m}$$

Maka:

$$t = \frac{P \cdot r}{SE - 0,6 \cdot P} + C$$

$$= 0,0254 \text{ m}$$

14. Outside Diameter Reaktor, OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 0,0073 + 2 (0,0012 \text{ m})$$

$$= 0,0119 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat pembentukan Etilen Oksida
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multitubular fixed bed reaktor</i>
Temperatur	70 °C
Tekanan	22 atm
Laju alir volumetrik	9,9006 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Diameter	0,0119 m
Tebal dinding	0,0023 m
Tinggi Reaktor	8,0036 m
Diameter luas katalis	1,397 m
Katalis	Perak
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

C.19. Absorber 01 (ABS-01)

Fungsi	: Menyerap Komponen C ₂ H ₄ O
Tipe	: Packed Tower
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel sa 285 grade c</i>

Data data

Temperatur	: 30°C
Tekanan In	: 22 atm
Laju alir	: 85.671,31396 kg/jam
Densitas	: 23,77976 kg/m ³
Waktu tinggal	: 2 hari
Jumlah	: 1 unit

Volume tangki

$$massa = laju\ alir \times waktu\ tinggal$$

$$Massa = 167.111,5094\ kg$$

$$volume\ larutan = \frac{massa}{densitas}$$

$$Volume\ larutan = 234,4267\ m^3$$

$$volume\ tangki = volume\ larutan$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$Volume : 281,3120m^3$$

SCG dan G Untuk Gas

$$L' \text{ (liquid keluar absorber)} = 85.671,3139\ kg/jam$$

$$\left[\frac{L'}{G'} \right] \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5}$$

Sumber : treybal p. 195

$$= 0,0206$$

$$Pressure\ drop = 190\ N/m^2$$

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}$$

$$= 0,49$$

Jenis Packing :	Ceramic Racing Ring			
Nominal Size :	38,0000	Mm	1,5000	Inch
Wall Thickness:	4,8000	Mm		
Cf :	95,0000			
Cd :	181,8000			
E :	0,7100			
Ap	125,0000	M2/M3		
M	40,1100			
N	0,2376			
P	0,1400			
Ds	0,0530	M		

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}$$

$$=0,49$$

$$\text{maka } G' = 1,7183 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$J= 1$$

$$g_c= 1 \quad \text{Sumber : treybal}$$

$$G = \frac{G'}{BM_{AV}}$$

$$=0,0573 \text{ kmol/ m}^2\text{s}$$

Diameter

Cross Section Area Tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$A= 16,7210 \text{ m}^2$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = \frac{4}{3} \pi r^3 \quad (\text{perry})$$

Diameter kolom

$$D = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$D = 6,1054 \text{ m}$$

SCL Dan L Untuk Liquid

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$= 1,4232 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$L = \frac{L'}{BM_{AV}}$$

$$= 0,0323 \text{ kmol/m}^2\text{s}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}$$

$$= 0,0147$$

Hold Up

$$\beta = 1,508 d_s^{0,376}$$

$$= 0,50$$

untuk nilai $\mu_l < 0.012$ digunakan :

$$\phi_{LdW} = \frac{2,47 \cdot 10^{-4}}{d_s^{1,21}}$$

$$= 0,0086$$

$$\phi_{LW} = \frac{2,09 \cdot 10^{-6} (737,5L)^{2,49}}{d_s^{2,2}}$$

$$= 0,0239$$

maka differential hold up operating :

$$\phi_{LoW} = \phi_{LrW} - \phi_{LsW}$$

$$=0,0153$$

untuk nilai $\mu_l < 0.012$ digunakan :

$$H = \frac{975,7 L^{0,57} \mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84} (2,0242 L^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'}$$

$$H=7,0423$$

$$\phi_{Lo} = \phi_{LoW} \cdot H$$

$$= 0,1078$$

$$\phi_{Ls} = \frac{0,0486 \mu_L^{0,2} \cdot \sigma^{0,35}}{d_p^{1,25} \cdot \rho_L^{0,57}}$$

$$=0,0140$$

$$\phi_{Lt} = \phi_{Lo} + \phi_{Ls}$$

$$=0,12$$

Interfacial area

$$\alpha_{Aw} = m \left[\frac{808 \cdot G}{\rho_G^{0,5}} \right]^n L'^2$$

$$=42,14 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\alpha_A = \alpha_{Aw} \frac{\phi_{Lo}}{\phi_{LoW}}$$

$$=296,7722 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Operating void space

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \phi_{Lt}$$

$$=0,5882$$

$$\frac{F_G \cdot S_{CG}^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s \cdot G'}{\mu_G \cdot (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0,36}$$

Maka:

$$FG = 0,0005 \text{ kmol/m}^2\text{s}$$

Koefisien fase liquid

$$\frac{k_L \cdot d_i}{D_L} = 25,1 \left(\frac{d_i \cdot L'}{\mu_L} \right)^{0,45} S_{CL}^{0,75}$$

$$k_L = 0,0084$$

$$C = \frac{\rho_L}{BM_{AV}}$$

$$= 19,3328 \text{ kmol/m}^3$$

Gas:

$$F_L = k_L \cdot c$$

$$= 0,1492 \text{ kmol/m}^3\text{s}$$

Liquid:

$$F_{L2} = F_L \cdot \alpha_i$$

$$= 48,06 \text{ kmol/m}^3\text{s}$$

Tinggi unit transfer overall

$$\alpha_A = 0,85 \cdot \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{LW}}{\varphi_{LoW}}$$

$$= 56,04$$

$$H_{tG} = \frac{G}{F_{Ga}}$$

$$= 0,3841\text{m}$$

$$H_{tL} = \frac{L}{F_{La}}$$

$$= 0,00067 \text{ m}$$

tekanan uap campuran gas pada suhu 79°C

$$P_v = 79 \text{ kPa}$$

$$P = 8 \text{ atm}$$

$$m = 0,0967$$

Heights of transfer unit

$$A = \frac{L}{m \cdot G}$$

$$= 5,8305$$

$$H_{OG} = H_G + \frac{m \cdot G}{L} H_L + H_G + \frac{H_L}{A}$$

$$= 8,07$$

Number of transfer unit

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - m x_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_2 - m x_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

pers 8.50, treybal

y_1 = fraksi dalam gas feed

$$= 103.436,9131$$

y_2 = fraksi dalam gas top absorber

$$= 85.671,3139$$

x_1 = fraksi dalam liquid bottom absorber

$$30.265,5991$$

x_2 = fraksi dalam solvent

$$= 0$$

Tinggi packing (Z)

$$Z = H_{toG} \times N_{toG}$$

$$= 10,71 \text{ m}$$

Tinggi head packing (H)

$$H_{ab} = 30,3128 \text{ m}$$

Pressure drop

$$\Delta P_1 = z \times \rho$$

$$2.034,41 \text{ N/m}^2$$

Untuk crosssection area:

$$A = 16,7210 \text{ m}$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \cdot \left[\frac{G'}{\rho_G} \right]^2$$

$$\Delta P_2 = 564,1211 \text{ N/m}^2$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 2.598,53$$

$$= 0,03 \text{ atm}$$

Tekanan desain

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 28.400,8963 \text{ Pa}$$

$$= 0,2840 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2840 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20%, sehingga :

$$P_{\text{total}} = 1,5408 \text{ atm} = 22,4958 \text{ Psi}$$

Tebal dinding kolom

Berdasarkan buku tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$D_a = 6,1054 \text{ m}$$

$$r_i = 3,0527 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 10 \text{ tahun}$$

a. bagian head dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P D_a}{2 S E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

$$t = \text{tebal dinding}$$

$$P = \text{tekanan desain}$$

$$D_a = \text{diameter kolom}$$

$$E_j = \text{efisiensi pengelasan}$$

$$S = \text{tekanan kerja yang diizinkan}$$

$$C_c = \text{korosi yang diizinkan}$$

$$t_{\text{head}} = 0,0108 \text{ m}$$

b. bagian silinder

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

- t = tebal dinding
P = tekanan desain
ri = jari-jari kolom
Ej = efisiensi pengelasan
S = tekanan kerja yang diizinkan
Cc = korosi yang diizinkan

t silinder= 1,01084 m

maka:

OD = ID X 2 t silinder

OD = 8,1271 m

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Absorber-01	
Kode Alat	ABS-01	
Jumlah	1 buah	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Untuk Menyerap C2H4O Menggunakan H2O	
DATA DESIGN		
Tipe	Packed Tower	
Tekanan	22,0000	atm
Temperatur	30,0000	C
Diameter Kolom	2,0440	m
Tinggi Absorber	13,3676	m
Tebal Dinding	0,0167	m
Packing:		

Jenis Packing	Ceramic Rasching Rings
Nominal Size	38 mm (1,5 inch)
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

C.20. Absorber 02 (ABS-02)

Fungsi	: Menyerap CO ₂ dengan <i>benfield</i>
Tipe	: Packed Tower
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel sa 285 grade c</i>

Data data

Temperatur	: 70°C
Tekanan In	: 1 atm
Laju alir	: 616,7042 kg/jam
Densitas	: 9,419 kg/m ³
Waktu tinggal	: 2 hari
Jumlah	: 1 unit

Volume tangki

$$massa = laju\ alir \times waktu\ tinggal$$

$$Massa = 1.233,4084\ kg$$

$$volume\ larutan = \frac{massa}{densitas}$$

$$Volume\ larutan = 130,9490\ m^3$$

$$volume\ tangki = volume\ larutan$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$Volume : 150,1388\ m^3$$

SCG dan G Untuk Gas

$$L' (liquid\ keluar\ absorber) = 413,7760\ kg/jam$$

$$\left[\frac{L'}{G'} \right] \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5}$$

Sumber : treybal p. 195

$$= 0,1496$$

Pressure drop= 190 N/m²

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}$$

$$= 0,25$$

Jenis Packing :	Ceramic Racing Ring			
Nominal Size :	38,0000	mm	1,5000	Inch
Wall Thickness :	4,8000	mm		
Cf :	95,0000			
Cd :	181,8000			
E :	0,7100			
Ap	125,0000	m ² /m ³		
M	40,1100			
N	0,2307			
P	0,1400			
Ds	0,0530	M		

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}$$

$$= 0,25$$

maka G' = 1,8945 kg/m²s

$$J= 1$$

gc= 1 Sumber : treybal

$$G = \frac{G'}{BM_{AV}}$$

$$=0,0597 \text{ kmol/ m}^2\text{s}$$

$$S_G = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}$$

$$= 10,46$$

Diameter

Cross Section Area Tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$A = 13,8491 \text{ m}^2$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = \frac{4}{3} \pi r^3 \quad (\text{perry})$$

Diameter kolom

$$D = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$D = 5,5564 \text{ m}$$

SCL Dan L Untuk Liquid

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$=1,7133 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$L = \frac{L'}{BM_{AV}}$$

$$=0,0123 \text{ kmol/m}^2\text{s}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}$$

$$=0,0044$$

Hold Up

$$\beta = 1,508 d_s^{0,376}$$

$$= 0,50$$

untuk nilai $\mu_l < 0.012$ digunakan :

$$\phi_{LsW} = \frac{2,47 \cdot 10^{-4}}{d_s^{1,21}}$$

$$= 0,0086$$

$$\phi_{LsW} = \frac{2,09 \cdot 10^{-6} (737,5 L)^{1,49}}{d_s^{1,21}}$$

$$= 0,0262$$

maka differential hold up operating :

$$\phi_{LoW} = \phi_{LrW} - \phi_{LsW}$$

$$= 0,0176$$

untuk nilai $\mu_l < 0.012$ digunakan :

$$H = \frac{975,7 L^{0,57} \mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84} (2,0242 L^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L}$$

$$H = 7,1278$$

$$\phi_{Lo} = \phi_{LoW} \cdot H$$

$$= 0,1256$$

$$\phi_{Ls} = \frac{0,0486 \mu_L^{1,2} \cdot \sigma^{0,35}}{d_s^{1,21} \cdot \rho_L^{0,37}}$$

$$= 0,0140$$

$$\phi_{Li} = \phi_{Lo} + \phi_{Ls}$$

$$=0,14$$

Interfacial area

$$\alpha_{Aw} = m \left[\frac{808 \cdot G}{\rho_G^{0,5}} \right]^n L^{1,2}$$

$$=43,25 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\alpha_A = \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}}$$

$$=308,2800 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Operating void space

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$$

$$=0,5704$$

$$\frac{F_G \cdot S_{CG}^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s \cdot G'}{\mu_G \cdot (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0,36}$$

Maka:

$$FG= 0,0005 \text{ kmol/m}^2\text{s}$$

Koefisien fase liquid

$$\frac{k_L \cdot d_s}{D_L} = 25,1 \left(\frac{d_s \cdot L}{\mu_L} \right)^{0,45} S_{CL}^{0,5}$$

$$k_L= 0,0166$$

$$C = \frac{\rho_L}{BM_{AV}}$$

$$= 6,1562 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_L = k_L \cdot C$$

$$=0,10 \text{ kmol/m}^3\text{s}$$

Gas:

$$F_G = F_G \cdot \alpha_A$$

$$= 0,1658 \text{ kmol/m}^3\text{s}$$

Liquid:

$$F_{Ls} = F_L \cdot \alpha_A$$

$$= 31,52 \text{ kmol/m}^3\text{s}$$

Tinggi unit transfer overall

$$\alpha_A = 0,85 \cdot \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{Lw}}{\varphi_{Lw}}$$

$$= 54,78$$

$$H_{tG} = \frac{G}{F_{Ga}}$$

$$= 0,3602 \text{ m}$$

$$H_{tL} = \frac{L}{F_{La}}$$

$$= 0,00039 \text{ m}$$

tekanan uap campuran gas pada suhu 79°C

$$P_v = 79 \text{ kPa}$$

$$P = 8 \text{ atm}$$

$$m = 0,0967$$

Heights of transfer unit

$$A = \frac{L}{m \cdot G}$$

$$= 2,1441$$

$$H_{OG} = H_G + \frac{m \cdot G}{L} H_L + H_G + \frac{H_L}{A}$$

$$= 7,57$$

Number of transfer unit

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - m x_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_2 - m x_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

pers 8.50, treybal

y1 = fraksi dalam gas feed

$$= 85,671,3139$$

y2 = fraksi dalam gas top absorber

$$= 85,421,5310$$

x1 = fraksi dalam liquid bottom absorber

$$= 30,265,5991$$

x2 = fraksi dalam solvent

$$= 0$$

Tinggi packing (Z)

$$Z = H_{OG} \times N_{OG}$$

$$= 9,66 \text{ m}$$

Tinggi head packing (H)

$$H = 2,7782 \text{ m}$$

Tinggi absorber (H ab)

$$H_{ab} = 28,7185 \text{ m}$$

Pressure drop

$$\Delta P_1 = z \times p$$

$$= 1.853,80 \text{ N/m}^2$$

Untuk crosssection area:

$$A = 13,8491 \text{ m}$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \cdot \left[\frac{G'}{\rho_G} \right]^2$$

$$\Delta P_2 = 564,1211 \text{ N/m}^2$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 2.399,92$$

$$= 0,02 \text{ atm}$$

Tekanan desain

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 28.400,8963 \text{ Pa}$$

$$= 0,2840 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2840 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20%, sehingga :

$$P_{\text{total}} = 1,5408 \text{ atm} = 22,4958 \text{ Psi}$$

Tebal dinding kolom

Berdasarkan buku tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$D_a = 5,5564 \text{ m}$$

$$r_i = 2,7782 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 10 \text{ tahun}$$

a. bagian head dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P D_a}{2 S E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

t = tebal dinding

P = tekanan desain

D_a = diameter kolom

E_j = efisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

C_c = korosi yang diizinkan

$$t_{\text{head}} = 0,0107 \text{ m}$$

b. bagian silinder

$$t = \frac{P r_i}{S E_j - 0,6 P} + C_c$$

Keterangan :

t = tebal dinding

P = tekanan desain

r_i = jari-jari kolom

E_j = efisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

C_c = korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 1,01077 \text{ m}$$

maka:

OD = ID X 2 t silinder

OD = 7,5779 m

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	CO2 Absorber		
Kode Alat	ABS-02		
Jumlah	1 buah		
Operasi	Kontinyu		
Fungsi	Untuk Menyerap CO2 Menggunakan Larutan Benfield		
DATA DESIGN			
Tipe	Packed Tower		
Tekanan	1,0000		atm
Temperatur	70,0000		C
Diameter Kolom	0,2793		m
Tinggi Absorber	7,2401		m
Tebal Dinding	0,0109		m
Packing:			
Jenis Packing	Ceramic Rasching Rings		
Nominal Size	38 mm (1,5 inch)		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel		

C.21. Stripper 01 (STP-01)

Fungsi : Melepaskan CO₂ yang terkandung dalam larutan
benfield

Tipe : *Double Pass Sieve Tray*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Data data

Temperatur : 130°C

Tekanan In : 1 atm

Laju alir : 413,7760 kg/jam

Densitas : 2.290 kg/m³

Waktu tinggal : 2 hari

Jumlah : 1 unit

Volume tangki

$$massa = laju\ alir \times waktu\ tinggal$$

$$Massa = 413,7760\ kg$$

$$volume\ larutan = \frac{massa}{densitas}$$

$$Volume\ larutan = 827,552\ m^3$$

$$volume\ tangki = volume\ larutan$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$Volume : 993,0624\ m^3$$

Rate Maksimum Dan Minimum

Kecepatan maksimum dan minimum adalah lebih dan kurang dari 30%

$$Q = 0,7957\ gal/min$$

$$Q_{min} = 0,5570\ gal/min$$

$$Q_{max} = 1,0344\ gal/min$$

$$V = 0,2636\ ft^3/detik$$

$$V_{min} = 0,1845\ ft^3/detik$$

Diameter kolom

$$tray\ spacing\ (St) = 36\ in$$

$$effective\ spacing\ (S'') = St - 2.5hc$$

$$= 19$$

$$batas\ entrainment\ maksimum\ (ew) = 5\%$$

$$\text{surface tension} = 35,2 \text{ dynes/cm}$$

$$\text{sieve tray entrainment correction (Vc)} = 12$$

$$= 0,305$$

$$\text{diameter Kolom (Dt)} = 5,7723 \text{ ft}$$

$$= 1,7605 \text{ m}$$

$$Q_{\max} = 1,0344 \text{ gal/min}$$

maka dipilih double pass sieve tray

$$L/D = 0,8 \text{ maka } L = l_w = 4,6179 \text{ ft} = 55,4146 \text{ in}$$

$$H/D = 0,2 \text{ maka lebar } DC = H = 1,1545 \text{ ft} = 13,8536 \text{ in}$$

$$Ad/At = 0,142 \text{ maka luas } DC = Ad = 4,0166 \text{ ft}^2 = 48,1988 \text{ in}^2$$

Tinggi liquid di atas weir (how) dan tinggi liquid di atas plate (hl)

$$\text{how}_{\min} = (Q_{\min}/2.98 \times l_w)^{2/3} = 0,0002 \text{ in}$$

$$\text{how}_{\max} = (Q_{\max}/2.98 \times l_w)^{2/3} = 0,0008 \text{ in}$$

$$\text{hw (tinggi weir) yang dipilih} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{hl}_{\min} = \text{hw} + \text{how}_{\min} = 1,5002 \text{ in}$$

$$\text{hl}_{\max} = \text{hw} + \text{how}_{\max} = 1,5008 \text{ in}$$

kehilangan liquid head dalam downcomer

$$\text{hlost} = 1/4 - 1/2 \text{ in dipilih} = 0,25 \text{ in (paling rendah)}$$

$$\text{tinggi clearance, } h_c = \text{hw} - \text{hlost} = 1,25 \text{ in}$$

$$A_{dc} = h_c \times l_w / 144 = 0,48103 \text{ in}^2$$

dimana : A_{dc} = downcomer clearance area, ft^2

h_c = downcomer height clearance between bottom of downcomer and tray floor, in

$$h_d = 0.03 (Q/100 \cdot A_{dm})^2$$

Dimana:

h_d = head loss through downcomer assembly, in of fluid

Q = liquid flow rate, gpm

A_{dm} = minimum area through which liquid flows in the downcomer assembly, ft²

$$A_{dm} = A_t - A_d = 24,2691 \text{ ft}^2 = 3494,75 \text{ in}^2$$

$$h_d = 1,9465E-07 \text{ in}$$

h_d terpenuhi kecil dari 1 (memenuhi)

$$X = D/2 - H = 1,7317 \text{ ft}$$

$$r = D/2 = 2,8861 \text{ ft}$$

$$A_c = 2(x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \sin^{-1}(x/r)) = 7,9968 = 316 \text{ ft}^2$$

$$A_a = 20,1 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{luas aktif} = A_a / A_t \cdot 100\% = 0,7106 = 71,06\%$$

$$\text{diameter lubang, } d_o = 2,409 \text{ in}$$

$$A_o / A_a = 0.9065 / n^2 = 0,9065$$

$$\text{Maka } A_o = 18,2207 / n$$

$$n = 2$$

$$A_o = 4,5551$$

$$U_o = V_{\max} / A_o = 2,5510$$

Penurunan tekanan untuk plat kering

$$h_p = \{12 (\rho_v / \rho_l)^{1,14} (U_o^{1/2} g_c)\} [0,4 \{1,25 - (A_o / A_c)\} + \{1 - (A_o / A_c)\}^2] = 0,4084 \text{ in}$$

Residual penurunan tekanan

$$\text{sisal penurunan tekanan} = h_r = 0,001621652 \quad (\rho_{\text{vapor}}/\rho_{\text{liquid}})$$

total penurunan tekanan (h_t) :

$$h_t = h_p + h_r + h_{l \max} = 1,9108 \quad \text{in}$$

tinggi liquid dalam downcomer (H_d)

$$H_d = h_{l \max} + h_t + h_d = 3,4116 \quad \text{in}$$

$$\text{jarak antar tray} = S_t + h_w = 37,5 \quad \text{in}$$

syarat : H_d kecil dari sama dengan jarak antar tray (memenuhi)

$$\text{jarak lemparan} = t_w = 0.5 (\text{howmax}(S_t + h_w + H_d)0.5 = 0,0007 \quad \text{in}$$

syarat : t_w kecil dari sama dengan 0.6 H (memenuhi)

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_{l \max} = 0,2750 \quad \text{in}$$

penurunan tekanan melalui dry plate untuk rate uap minimum (h_{pm})

$$h_{pm} = \{12 (\rho_v/\rho_l)^{1,14} (U_o^2/2g_c)\} [0,4 \{1,25 - (A_o/A_c)\} + \{1 - (A_o/A_c)\}^2] \\ = 0,0002$$

$$U_o^2 = V_{\min}/A_o = 1,3736$$

syarat : h_{pm} lebih kecil dari sama h_{pw}

$$V_c = \text{tower velocity, ft/detik} = V_{\max}/A_c = 0,0367732 \quad \text{fps} \quad \text{fps}$$

$$S_t = S_t - 2.5 h_{l \max} = 32,248026 \quad \text{in} \quad \text{in}$$

$$e_w = 0,22(73/\sigma)(V_c/S_t)^{3,2} = 5,117E-10$$

5,1E-10 kecil dari sama

e = dengan 0.1 (memenuhi)

$$\psi = e/(1-e) \quad \text{sebagai sumbu y}$$

$$(V_{\text{liquid}}/V_{\text{gas}}) * (\rho_v/\rho_L)^{0,5} = 26,1397 \quad \text{sebagai sumbu x}$$

$$\% \text{ flooding} = 55\%$$

menentukan jumlah stage dengan menggunakan persamaan

$$:N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L1D}}{1-r_{L1D}} \cdot \frac{r_{H1B}}{1-r_{H1B}}\right)}{\log(\alpha_{LH})}$$

$$N_{min} = 19,9287 \quad \text{disertakan} \quad 20$$

$$\text{Tinggi kolom} = 3 + (\Sigma \text{ tray} - 1) \times St/12 + \text{tinggi bawah}$$

$$\text{Dimana: } \Sigma \text{ tray} = \Sigma \text{ plate actual} = \Sigma \text{ plate teoritis/eff}$$

Asumsi

$$\text{Effisiensi} = 0,9$$

$$\Sigma \text{ tray} = 20$$

$$\text{tinggi bagian bawah dengan waktu tinggal (tb)} = 5 \text{ detik}$$

$$\text{tinggi kolom} = 61 \text{ ft} = 18,605\text{m} = 0,305$$

Penentuan tebal dinding

$$\text{Bahan} = \text{SA 283 Grade B} \quad (\text{Brownell dan Young, hal.251})$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 11500$$

$$\text{Welded factor } \epsilon = 0,8$$

$$\text{Corrosion factor } \phi = 0,125$$

$$\text{Tekanan operasi (Pop)} = 29,58$$

$$\text{Tekanan desain (Pdesain)} = 14,79$$

$$\text{tebal shell (ts)} = \frac{P \cdot ID}{2(f \cdot E - 0,6P)} + C$$

$$= 0,1807 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2ts$$

$$= 69,6297 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{standar OD} &= 48 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 3 \text{ in} \\
 r &= 48 \text{ in} \\
 \text{ID baru} &= \text{OD} - 2t_s \\
 &= 47,63853622 \text{ in}
 \end{aligned}$$

penentuan tebal tutup atas (tha) dan bawah (thb) :

$$\begin{aligned}
 \text{tha} &= \frac{0.885 \times \pi \times r}{f \times E - 0.1 \times \pi} + C \\
 &= 0,1303 \text{ in} \\
 \text{thb} &= \text{tha} \\
 &= 0,1303 \text{ in}
 \end{aligned}$$

ketinggian tutup atas (ha) dan bawah (hb) jika menggunakan standar dished head :

$$\begin{aligned}
 \text{ha} &= 0.169 \times D \\
 &= 0,9755 \\
 \text{ha} = \text{hb} &= 0,9755
 \end{aligned}$$

total tinggi st = tinggi aktual + space atas + space bawah

ditetapkan jarak antara top stage dan head = 0,5 ft

space atas = space bawah

tinggi head + jarak antara top stage dan head = 1,4755 ft

jadi tinggi total stripper = tinggi aktual + space atas + space bawah
= 62 ft

Tekanan desain

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 28.400,8963 \text{ Pa}$$

$$= 0,2840 \text{ atm}$$

$$P_{operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{desain} = 1,2840 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20%, sehingga :

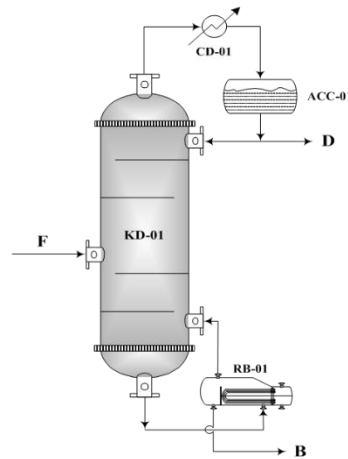
$$P_{total} = 1,5408 \text{ atm} = 22,4958 \text{ Psi}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Stripper-01</i>
Kode Alat	ST-01
Fungsi	Melepaskan CO ₂ yang terkandung dalam larutan benfield
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pass Sieve Tray</i>
Temperatur	130
Tekanan	1
DATA MEKANIK	
Diameter	1,7606
Tinggi	17,0800
Tebal dinding	0,1303
Bahan Konstruksi	SA 283 Grade B (Brownell dan Young, hal.251)

C.22. Kolom Destilasi (KD-01)

Alat	: Kolom Destilasi
Fungsi	: Memurnikan Produk C ₂ H ₄ O
Tipe	: <i>Sieve Tray Distillation</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 unit

Gambar :



Kondisi Feed :

Temperatur = 45°C = 318 K

Tekanan = 1 atm

Kondisi Top :

Temperatur = 8°C = 281 K

Tekanan = 1 atm

Kondisi Bottom :

Temperatur = 99°C = 327 K

Tekanan = 1 atm

1. Jumlah Stage dan RefluksRatio

Pada kolom distilasi ini, *light key* adalah C_2H_4O dan *heavy key* adalah H_2O

komponen	X,D	X,B	X.F
C_2H_4	0,0615	0,0000	0,0380
O_2	0,6095	0,0000	0,3761
C_2H_6	0,2926	0,0002	0,1806
N_2	0,0000	0,0000	0,0000
C_2H_4O	0,0166	0,0000	0,0102
CO_2	0,0001	0,0000	0,0000

H ₂ O	0,0194	0,0000	0,0120
------------------	--------	--------	--------

a) Stage Minimum

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α botom	α average
C ₂ H ₄	2,9800	2,9800	2,9800
O ₂	3,8822	3,8822	3,8822
C ₂ H ₆	2,7893	2,7893	2,7893
N ₂	3,9524	3,9524	3,9524
C ₂ H ₄ O	1,5447	1,5447	1,5447
CO ₂	3,0086	3,0086	3,0086
H ₂ O	-	-	-
total			18,1573

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode Fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$\text{Stage minimum} = 1,18 \text{ stage}$$

b) Refluks Minimum

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *feed* dalam kolom distilasi adalah saturated liquid, maka nilai

K adalah jumlah fraksi fasa liquid:

$$q = 0,0011$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$1-1 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 0,9989$.

maka:

$$\frac{\alpha_i \times x_i D}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam feed

Komponen	$\frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)}$
C ₂ H ₄ O	0,2850	0,0002
H ₂ O	0,7150	0,9998
Total	1,0000	1,0000

Sehingga:

$$Rm + 1 = 1,0000$$

$$Rm = 0,0000$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 Rm (Geankoplis), jadi:

$$Rop = 0,0000$$

c) Jumlah Stage Teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi Erbar

Maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,0000$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,0000$$

Dari grafik buku Coulson, didapatkan :

$$Nm/N = 0,1600$$

$$N_{teoritis} = 7,3685 \text{ stage}$$

d) Efisiensi Kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan. Pertama dilakukan perhitungan pada viskositas rata-rata.

$$\mu_{,D} = 0,5207 \text{ cP}$$

$$\mu_{,B} = 0,5504 \text{ cP}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{avg \text{ distilat}} \times \mu_{avg \text{ bottom}}}$$

$$\mu_{,avg} = 0,5353 \text{ cP}$$

$$\alpha_{avg} = 18,1573$$

$$\text{maka nilai } \alpha_{avg} \times \mu_{avg} = 9,7196 \text{ cP}$$

Berdasarkan grafik pada buku coulson, didapatkan:

$$\text{Column Efficiency (Eo)} = 60\%$$

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 1.228,0786 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk *reboiler* dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 20.010.625 \text{ stage}$$

e) Lokasi Feed Stage

Menentukan lokasi *feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan Kirkbride :

$$\text{Log } \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

- B = Laju alir molar bottom product (kmol/jam)
 D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)
 XHK,F = Fraksi mol *heavy* komponen di *feed*
 XLK,F = Fraksi mol *light* komponen di *feed*
 XLK,B = Fraksi mol *light* komponen di *bottom*
 XHK,D = Fraksi mol *light* komponen di distilat
 Nr = Jumlah *stage* dibagian atas feed (*rectifying*)
 Ns = Jumlah *stage* dibagian bawah feed (*stripping*) (Coulson,1999)
 B = 246,2324 kmol/jam
 D = 863,3766 kmol/jam

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 942,5566$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}}\right)^2 = 11,9005$$

$$\frac{B}{D} = 0,2852$$

$$= 3.199,0199$$

$$\text{Log } \frac{N_r}{N_s} = 0,7220$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 5,2727$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{teoritis} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{teoritis} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{teoritis} - N_r)$$

Jadi N aktual 20.010.625 *stage*

$$Nr = 105.510.126,4592 \text{ Nr}$$

$$Nr = 16.820.514,1360 \text{ stage}$$

Jadi : $N_s = 3.190.110,8640$

Didapatkan *feed* masuk pada *stage* ke-37 dari atas

$$Nr = 36 \text{ stage}$$

$$Ns = 36 \text{ stage}$$

2) Kolom Bagian Atas (*Rectifying Section*)

Data-data

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan:

$$V = 10.838,8939 \text{ kg/jam}$$

$$R = 10.833,3333 \text{ kg/jam}$$

$$L = 5,5605 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	3,0876	3,0891
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,0640	956,5949
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	48,2164	0,0032
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0581	

Diameter Kolom (Dc)

a) *Liquid-Vapour Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0082$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapot flow factor*

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa *vapour* (kg/jam)

ρ_v = Densitas *vapour* (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

b) Kecepatan *Flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 -- 0.6 m (Coulson, 1999) maka ditetapkan *plate spacing* adalah 0.3 m. Sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku Coulson didapatkan nilai :

$K_1 = 0,3000$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,3713$$

Kecepatan *flooding* (uf) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$uf = 45,3823 \text{ m/s}$$

c) Kecepatan Uap

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada range 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap}(\hat{U}) = 36,3058 \frac{m}{s}$$

d) Maksimum Volumetrik Flow Area (Uv Maks)

$$Uv \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$Uv \text{ maks} = 48,2164 \frac{m^3}{detik}$$

e) Net Area (An)

$$An = \frac{U_v maks}{\hat{U}}$$

$$An = 1,3281 \text{ m}^2$$

f) Cross Section Area (Ac)

Berdasarkan Coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$Ac = \frac{An}{1 - 0,12}$$

$$Ac = 1,5092 \text{ m}^2$$

g) Diameter Kolom (Dc)

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Ac}{\pi}}$$

$$Dc = 1,3865 \text{ m}$$

Desain Plate**a) DowncomerArea (Ad)**

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

(Coulson, pg. 473)

$$Ad = 0,1811 \text{ m}^2$$

b) NetArea (An)

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 1,3281 \text{ m}^2$$

c) ActiveArea (Aa)

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 1,1470 \text{ m}^2$$

d) HoleArea (Ah)

Ditetapkan *holearea* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$Ah = 0,1147$$

e) Weir Length

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figure 11.31 Coulson.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,7500$$

$$lw = 1,0399 \text{ m}$$

f) Weir Height (hw) dan Hole Size

Berdasarkan Coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

$$\text{Weir height (hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

Pengecekan

a) Check Weeping

$$\text{Maximum Liquid Rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 3,0891 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{Minimum Liquid Rate (Lm, min)} = 90 \% \times Lm, \text{max} = 2,1624 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\begin{aligned} \text{Weir Liquid Crest (how, max)} &= 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 15,9638 \text{ mmLiquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Weir Liquid Crest (how, min)} &= 750 \left[\frac{Lm, \text{min}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 12,5854 \text{ mmLiquid} \end{aligned}$$

Pada *rate minimum*,

$$h_w + h_{ow, \min} = 57,5854 \text{ mm Liquid}$$

berdasarkan *figure 11.30 Coulson*, didapatkan:

$$K_2 = 30,000$$

$$\begin{aligned} \text{Minimum Desain Vapour Velocity (} u_h \text{)} &= \frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \\ &= 49,1594 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual Minimum Vapour Velocity (} u_v, \min \text{ act)} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{A_h} \\ &= 294,2683 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Oleh karena $u_v, \min \text{ act} > u_h$, maka perhitungan ini dapat diterima.

b) Plate Pressure Drop

$$\begin{aligned} \text{Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (} U_h \text{)} &= \frac{U_{v, maks}}{A_h} \\ &= 420,3833 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai *Oriffice Coefficient* (C_o) dari *figure 11.34 (Coulson)*, sehingga:

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka,

$$C_o = 0,84$$

$$\text{Dry Plate (} h_d \text{)} = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 855,0699 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residual Head (} h_r \text{)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 13,0672 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total Pressure Drop (} h_t \text{)} = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 929,1009 \text{ mm}$$

liquid

Oleh karena *pressure drop* lebih besar dari 100 mm yang merupakan basis perhitungan (Coulson, 1990), maka perhitungan ini dapat diterima.

c) Downcomer Liquid Backup

$$\text{Downcomer Pressure Loss (hap)} = 35 \text{ mm}$$

$$\text{Area Under Apron (Aap)} = 0,0364 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan

$$\text{Head Loss in The Downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 1,3068 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Back Up in Downcomer (hbc)} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 991,3714 \text{ mm} = 0,9914 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai h_{bc} harus kurang dari $\frac{1}{2}(\text{Plate Spacing} + \text{Weir Height})$ (Coulson, 1990).

$$\frac{1}{2} (\text{Plate Spacing} + \text{Weir Height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka nilai h_{bc} dapat diterima.

d) Residence Time (tr)

$$tr = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}} = 55,5965 \text{ detik}$$

Berdasarkan Coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik maka perhitungan ini dapat diterima.

e) Entrainment

$$uv = \frac{U_{v maks}}{A_n} = 36,3058 \frac{m}{s}$$

$$\text{Persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

$$\text{untuk F LV} = 0,0082$$

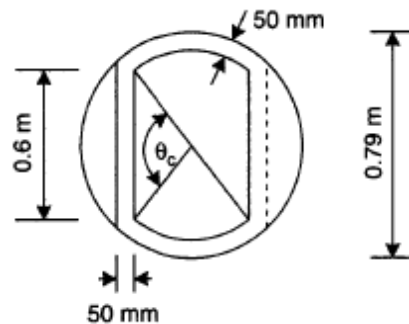
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,1000$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (Coulson, 1990), maka perhitungan ini dapat diterima.

Trial Layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990).



Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

dari *figure 11.32* Coulson, didapatkan nilai pada

$$L_w/D_c = 0,7500$$

Adalah

$$\theta_c = 95^\circ$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan

$$\text{Unperforated Strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 85^\circ$$

$$\begin{aligned} \text{Mean Length, Unperforated Edge Strip (Lm)} &= (D_c - hw) 3,14 \left[\frac{\theta}{180} \right] \\ &= 2,2232 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Area of Unperforated Edge Strip (Aup)} = hw \times Lm = 0,1000 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length of Calming Zone (Lcz)} = (D_c - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 1,3363 \text{ m}$$

$$\text{Area of Calming Zone (Acz)} = 2(Lcz \times hw) = 0,1203 \text{ m}^2$$

$$\text{Total Area Perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 1,1672 \text{ m}^2$$

Dari *figure 11.33* Coulson, untuk

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,0983$$

Sehingga, $lp/dh = 2,9000$

Nilai tersebut dapat diterima karena masuk pada *range* 2,5 – 4 (Coulson).

Jumlah Holes

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{dh^2}{4} = 0,0000 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{A_{oh}} = 115,0000 \text{ holes}$$

Tebal Dinding Kolom

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$Da = 1,3865 \text{ m}$$

$$ri = 0,6933 \text{ m}$$

$$E_j = 0,8500 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13700 \text{ psi} = 932,2296 \text{ atm}$$

$$Cc = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0.02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

a) Bagian head ellipsoidal

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{head} = 0,0211 \text{ m}$$

b) Bagian silinder

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{silinder} = 0,0211 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID \times 2 t_{silinder}$$

$$OD = 1,4286 \text{ m}$$

3) Kolom Bagian Bawah (*StrippingSection*)

Data-data

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan:

$$L' = 11.120,8099 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 11.115,3905 \text{ kg/jam}$$

$$B = 5,4194 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	3,0876	3,0891
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,0640	956,5949

<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	48,2164	0,0032
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0581	

Diameter Kolom (Dc)

a) *Liquid-Vapour Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0082$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapot flow factor*

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa *vapour* (kg/jam)

ρ_v = Densitas *vapour* (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

b) *Kecepatan Flooding (uf)*

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 -- 0.6 m (Coulson, 1999) maka ditetapkan *plate spacing* adalah 0.3 m. Sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku Coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,3000$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,3713$$

Kecepatan *flooding* (uf) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 45,3823 \text{ m/s}$$

c) Kecepatan Uap

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada range 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap}(\hat{U}) = 36,3058 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

d) Maksimum Volumetrik Flow Area (Uv Maks)

$$Uv \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$Uv \text{ maks} = 48,2164 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

e) Net Area (An)

$$An = \frac{U_v \text{maks}}{\hat{U}}$$

$$An = 1,3281 \text{ m}^2$$

f) Cross Section Area (Ac)

Berdasarkan Coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$Ac = \frac{An}{1 - 0,12}$$

$$Ac = 1,5092 \text{ m}^2$$

g) Diameter Kolom (Dc)

$$Dc = \sqrt{\frac{4 \text{ Ac}}{\pi}}$$

$$Dc = 1,3865 \text{ m}$$

Desain Plate

a) DowncomerArea (Ad)

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

(Coulson, pg. 473)

$$Ad = 0,1811 \text{ m}^2$$

b) NetArea (An)

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 1,3281 \text{ m}^2$$

c) ActiveArea (Aa)

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 1,1470 \text{ m}^2$$

d) HoleArea (Ah)

Ditetapkan *holearea* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$Ah = 0,1147 \text{ m}_2$$

e) Weir Length

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31

Coulson.

$$Sumbu Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$Lw/Dc = 0,7500$$

$$lw = 1,0399 \text{ m}$$

f) Weir Height (hw) dan Hole Size

Berdasarkan Coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

$$\text{Weir height (hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

Pengecekan

a) Check Weeping

$$\begin{aligned} \text{Maximum Liquid Rate (Lm, max)} &= \frac{L}{3600} \\ &= 3,0891 \frac{\text{kg}}{\text{detik}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Minimum Liquid Rate (Lm, min)} &= 90 \% \times Lm, \max \\ &= 2,1624 \frac{\text{kg}}{\text{detik}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Weir Liquid Crest (how, max)} &= 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 15,9638 \text{ mmLiquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Weir Liquid Crest (how, min)} &= 750 \left[\frac{Lm, min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 12,5854 \text{ mmLiquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum,

$$hw + how, \min = 57,5854 \text{ mmLiquid}$$

berdasarkan figure 11.30 Coulson, didapatkan:

$$K2 = 30,8000$$

$$\begin{aligned} \text{Minimun Desain Vapour Velocity (uh)} &= \frac{K2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \\ &= 49,1594 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual Minimum Vapour Velocity (uv, min act)} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} \\ &= 294,2683 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Oleh karena $u_{v,min} act > u_h$, maka perhitungan ini dapat diterima.

b) Plate Pressure Drop

$$\begin{aligned} \text{Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (U}_h\text{)} &= \frac{U_{v,max}}{A_h} \\ &= 420,3833 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai *Orifice Coefficient* (C_o) dari *figure 11.34* (Coulson), sehingga:

$$\begin{aligned} \frac{A_h}{A_p} &= \frac{A_h}{A_a} = 10 \\ \frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} &= 1 \end{aligned}$$

Maka,

$$C_o = 0,8400$$

$$\text{Dry Plate (hd)} = 51 \left[\frac{0h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 855,0699 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residual Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 13,0672 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total Pressure Drop (ht)} = \text{hd} + (\text{hw} + \text{how}) + \text{hr} = 929,1009 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena *pressure drop* lebih besar dari 100 mm yang merupakan basis perhitungan (Coulson, 1990), maka perhitungan ini dapat diterima.

c) Downcomer Liquid Backup

$$\text{Downcomer Pressure Loss (hap)} = 35 \text{ mm}$$

$$\text{Area Under Apron (Aap)} = 0,0364 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan

$$\begin{aligned} \text{Head Loss in The Downcomer (hdc)} &= 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \\ &= 1,3068 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{Back Up in Downcomer (hbc)} = (\text{hw} + \text{how}) + \text{ht} + \text{hdc}$$

$$= 991,3714 \text{ mm} = 0,9914 \text{ m}$$

Nilai hbc harus kurang dari $\frac{1}{2}(\text{Plate Spacing} + \text{Weir Height})$ (Coulson, 1990).

$$\frac{1}{2} (\text{Plate Spacing} + \text{Weir Height}) = 172,5000 \text{ mm}$$

Maka nilai hbc dapat diterima.

d) Residence Time (tr)

$$tr = \frac{Ad \text{ hbc } \rho_L}{Lm, maks} = 20,4844 \text{ detik}$$

Berdasarkan Coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik maka perhitungan ini dapat diterima.

e) Entrainment

$$uv = \frac{Uv maks}{An} = 36,3058 \frac{m}{s}$$

$$\text{Persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

$$\text{untuk F LV} = 0,0082$$

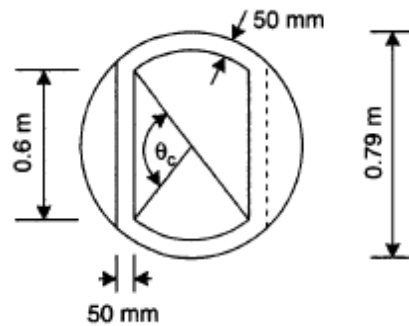
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,1000$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (Coulson, 1990), maka perhitungan ini dapat diterima.

Trial Layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990).



Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure* 11.32 Coulson, didapatkan nilai pada

$$L_w/D_c = 0,75$$

Adalah

$$\theta_c = 100^\circ$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan

$$\text{Unperforated Strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 80^\circ$$

$$\begin{aligned} \text{Mean Length, Unperforated Edge Strip (Lm)} &= (D_c - hw) 3,14 \left[\frac{\theta}{180} \right] \\ &= - 1,3363 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Area of Unperforated Edge Strip (Aup)} = hw \times Lm = - 0,1203 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length of Calming Zone (Lcz)} = (D_c - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = - 1,3363 \text{ m}$$

$$\text{Area of Calming Zone (Acz)} = 2(Lcz \times hw) = - 0,1203 \text{ m}^2$$

$$\text{Total Area Perforations (Ap)} = A_a - (Aup + Acz) = 1,1672 \text{ m}^2$$

Dari *figure* 11.33 Coulson, untuk

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,0983$$

$$\text{Sehingga, } l_p/d_h = 2,8$$

Nilai tersebut dapat diterima karena masuk pada *range* 2,5 – 4 (Coulson).

Jumlah Holes

Area untuk 1 *hole* (Aoh)

$$3,14 \frac{dh^2}{4} = 0,0000 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} = 90,0000 \text{ holes}$$

Tebal Dinding Kolom

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$Da = 1,3865 \text{ m}$$

$$ri = 0,6933 \text{ m}$$

$$Ej = 0,8500 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13.700 \text{ psi} = 932,2296 \text{ atm}$$

$$Cc = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0.02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

a) Bagian head ellipsoidal

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot Ej - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{head} = 0,0211 \text{ m}$$

b) Bagian silinder

$$t = \frac{P \cdot ri}{S \cdot Ej - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$t_{\text{silinder}} = 0,0211 \text{ m}$

Maka:

$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$

$OD = 1,4286 \text{ m}$

4) Total Pressure Drop

Reticfying Section = 59,3912 mm liquid = 515,9466 Pa

Stripping Section = 929,1009 mm liquid = 8.709,9770 Pa

Total Pressure Drop = $(N1 \times \Delta P1) + (N2 \times \Delta P2)$ = 33.213,3249 Pa
= 0,1639 atm

5) Tinggi Kolom Distilasi

$H_p = (N1 \times \text{tray spacing}) + (N2 \times \text{tray spacing})$

$H_p = 10,8000 \text{ m}$

H ellipsoidal atas $\frac{1}{4}$ ID = 0,2728 m

H ellipsoidal bawah = 0,3466 m

H Distilasi = 11,4194 m

IDENTIFIKASI

Nama/Kode Alat	Kolom Destilasi /KD-01
Jenis	<i>Sleve Tray Column</i>
Jumlah	1 buah

Operasi	Kontinu			
Fungsi	C ₂ H ₄ O			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	1	atm	1	atm
Temperatur	49,0000	°C	99,0000	°C
KOLOM				
Tinggi Kolom	11,4194	m		
Total Tray	27,0000	buah		
PELAT				
	Top		Bottom	
Active Area	0,7102	m2	1,1470	m2
Hole Diameter	5,0000	mm	5,0000	mm
Hole Area	0,0710	m2	0,1147	m2
Panjang weir	45,0000	m	45,0000	mm
Tebal Pelat	5,0000	mm	5,0000	mm
Jumlah hole	115,0000	buah	90,0000	buah

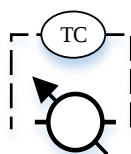
C.23. *Total Condenser (TC-01)*

Fungsi : Mengubah Fase EO Menjadi Liquid dan Refluks

Jenis : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 14.615,9971 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 8\text{ }^{\circ}\text{C} = 46,4\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 8\text{ }^{\circ}\text{C} = 46,4\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 16.094.840,8334\text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 50\text{ }^{\circ}\text{C} = 122\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 601.711,3895\text{ kJ/jam}$$

$$= 570.309,2755\text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
46,4	Suhu tinggi	86	-39,6
46,4	Suhu rendah	122	-75

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= -55,6735\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka

$$\Delta t = \text{LMTD} = -55,6735\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 46,4\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 104\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi

50,0000 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 0,75 \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = 204,8763 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \cdot a''}$$

$$= 30 \text{ tube}$$

$$N_t = 22,3590 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 274,89$$

$$UD = 37,2652 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 35 \text{ ft} = 10,6680 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,00 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,902 \text{ in} = 0,0229 \text{ m}$$

$$BWG = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 30 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 1,25 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

Shell side :

$$\text{ID} = 39 \text{ in} = 0,9906 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 19,5 \text{ in} = 0,4953 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

1. Fluida Dingin (Tube Side)

$$\text{a. Flow area per tube (at')} = 0,639 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{b. Total flow area (at)} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\ &= 0,0665 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Mass Velocity, Gt} &= W / at \\ &= 533.073 \text{ lb/(hr)} (\text{ft}^2) \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold, Ret

$$Dt = 0,902 \text{ in} = 0,0751 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,0131 \text{ cP} = 0,0317 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Dt \times Gt}{\mu} \\ &= 1.263.937,1938 \end{aligned}$$

$$\text{e. } jH = 410 \quad (\text{Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834})$$

f. Prandlt Number (Pr)

$$T_{\text{avg}} = 57,9130 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,0059$$

$$Cp = 7,8968 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 3,2736 \end{aligned}$$

g. hi

$$h_i = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3} \phi t$$

$$h_{i/\phi t} = 1000 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. h_{io}

$$h_{io/\phi t} = 902 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 902 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

i. *tube-wall temperature*

$$\Phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o/\phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_i} + h_v/\phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 42,9404 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Fluida Panas: *Shell Side*

a. *Clerance (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{IDxC'xB}{144xP_T}$

$$= 1,0562 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 30.506,7167 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,9904 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,0092 \text{ cP} = 0,0223 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, Res} &= \frac{Ds \times Gs}{\mu} \\ &= 112.458,9371 \end{aligned}$$

$$\text{e. } jH = 500 \quad (\text{Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838})$$

f. Prandtl Number (Pr)

$$T_{\text{avg}} = -13$$

$$k = 0,0243$$

$$C_p = 9,0364 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandtl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 2,3992 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 470,2254 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^0\text{F}$$

h. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,0150 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,2509$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 117,9565 \text{ btu/jam ft F}$$

3. Clean Overall coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 563,2806 \text{ Btu/jam ft F} \end{aligned}$$

4. *Dirt Factor (Rd)*

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= -0,0286$$

5. *Pressure drop*

a. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = 1.263.937,1938$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0000 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 482 F

$$V = 0,7083$$

$$s = 1$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) = \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t}$$

$$= 4,00501\text{E-}91 \text{ psi}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 533.073 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,06$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 0,48 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 0,48 \text{ psi}$$

b. *Shell Side*

Faktor friksi

$$Re_s = 112.458,9371$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0043 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 14$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L / B}$$

$$= 258,4615$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0,0014 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Total Condensor		
Kode Alat	TC-01		
Jumlah	1 Buah		
Fungsi	Mengubah fase EO Menjadi Liquid dan Refluks		
DATA DESAIN			
Tipe	1-4 Shell and Tube		
Bahan			
Konstruksi	Carbon Steel		
Uc	563		
UD	37,2652		
DATA MEKANIK			
	Tube Side		Shell Side
Panjang	35 m	ID	39 in
		Baffle Space	19,5 in
OD	1 m	Pass	1
BWG	18	ΔP	0,0014 psi
Pass	2		
ΔP	0,48 psi		

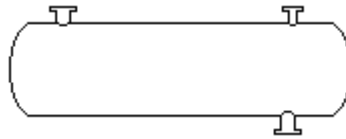
C.24. *Accumulator (ACC-01)*

Alat : *Accumulator (Acc-01)*

Fungsi : Menampung Hasil Kondensasi

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Gambar :



Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 8 °C

Laju alir = 25.045,5992 kg/jam

Densitas = 886,4542 kg/m³

Perhitungan Desain Accumulator

1. Kapasitas Accumulator, V_t

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \frac{\text{Laju Alir}}{\text{Densitas}} \\ &= 28,2537 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Faktor keamanan = 10 %

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas acc.} &= 1,1 \times 28,2537 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 31,0791 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

2. Desain Ukuran Accumulator

a. Volume Silinder, V_s

$$V_s = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L_{\text{silinder}}$$

Dimana:

$$L_{\text{silinder}} = 4.D$$

$$\begin{aligned}V_s &= \pi \cdot D^3 \\ &= 28,6884 \text{ m}^3\end{aligned}$$

(Treybal, p. 375)

b. Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{(\pi \cdot D^3)}{24}$$

$$= 1,1953 \text{ m}^3 \quad (\text{Coulson, p. 64})$$

c. Volume Total Accumulator, V_T

$$V_T = V_s + 2 \cdot V_e$$

$$= 3,4017 \text{ m}^3$$

d. Diameter Accumulator, D

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_{T \text{ acc}}}{3,402}}$$

$$= 2,0905 \text{ m}$$

e. Panjang Silinder, h

$$L = 4 \times D$$

$$= 4 \times 1,4865 \text{ m}$$

$$= 8,3622 \text{ m}$$

f. Dinding Tebal Accumulator

$$t = \frac{P \cdot D}{S \cdot E + 0,2 \cdot P} + C$$

Dimana :

t = ketebalan dinding bagian head, m

P = tekanan design = 1 atm = 101,3230 KN/m²

D = diameter kolom = 2,0905 m

S = *working stress* yang diizinkan = 94.461,5000 KN/m²

C = faktor korosi yang diizinkan = 0,0032 m

E = faktor efisiensi pengelasan = 0,8500

Maka didapatkan:

$$t = 0,0058 \text{ m} = 0,5787 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Tempat menampung hasil kondensasi
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Temperatur	8,0000
Tekanan	1,0000
Kapasitas	25.045,5992
DATA MEKANIK	
Volume	3,4017
Diameter	2,0905
Panjang	8,3622
Tebal dinding	0,0058
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

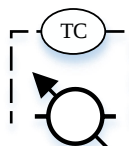
C.25. *Reboiler 01 (RE-01)*

Fungsi : Menaikkan suhu untuk menguapkan Kembali cairan yang lebih berat dari destilasi

Jenis : *1-2 Shell and Tube Heater*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 10.689,2401 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 12.519,8818 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 99^\circ\text{C} = 210,2^\circ\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas Heater

$$Q = 2.033.093 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.926.990,4 \text{ Btu/jam}$$

LMTD

Fluida Panas ($^\circ\text{F}$)		Fluida Dingin ($^\circ\text{F}$)	Selisih
392	Suhu tinggi	210,2	181,8
392	Suhu rendah	113	279

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 226,9412^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 226,9412^\circ\text{F}$$

Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 392^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 161,6^\circ\text{F}$$

Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 50 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 219,8228 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L x a''}$$

$$= 68,0748 \text{ tube}$$

$$N_t = 88 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 284,16$$

$$UD = 29,8811 \text{ (terpenuhi)}$$

Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

Panjang <i>tube</i> (L)	= 16,46 ft	= 5,0140 m
<i>Outside</i> Diameter (OD)	= 0,75 in	= 0,0191 m
<i>Inside</i> Diameter (ID)	= 0,652 in	= 0,0165 m
BWG	= 18	
Pass	= 2	
Jumlahtube (N_t)	= 88 tube	
<i>Tubesheet</i>	= 0,9375 in	<i>triangular pitch</i>
Rd yang diijinkan	= 0,003	

Shell side :

ID	= 29 in	= 0,7366 m
----	---------	------------

$$\text{Baffle space min} = 14,5 \text{ in} = 0,3683 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

1. Fluida Panas (TubeSide)

$$\text{a. Flow area per tube (at')} = 0,334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{b. Total flow area (at)} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\ &= 0,1020 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Mass Velocity, Gt} &= W / at \\ &= 23.565,4988 / 0,1020 \\ &= 230.908,5352 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold, Ret

$$Dt = 0,652 \text{ in} = 0,0543333 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,0241 \text{ cP} = 0,05883 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Dt \times Gt}{\mu} \\ &= 215.116,6011 \end{aligned}$$

$$\text{e. } jH = 110 \quad (\text{Fig 24, DQ. Kern, 1950, hal 834})$$

f. PrandltNumber (Pr)

$$T_{\text{avg}} = 482$$

$$k = 0,02255$$

$$Cp = 9,3624 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 2,624807435 \text{ hi} \end{aligned}$$

g. hi

$$hi = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi t$$

$$h_i/\phi t = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. h_{io}

$$h_{io}/\phi t = 119,841 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

oleh karena viskositas sangat kecil, maka :

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Maka,

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

i. *tube-wall temperature*

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o/\phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_i} + h_v/\phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 171,2252^\circ\text{F}$$

2. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clerance (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,19 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,5840 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 27.601,33 / 0,5840$$

$$= 47.260,31 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,0159 \text{ cP} = 0,0385 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi, Res} &= \frac{Ds \times Gs}{\mu} \\ &= 75.840,92\end{aligned}$$

e. $jH = 200$ (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. Prandlt Number (Pr)

$$T_{avg} = 392$$

$$k = 0,0089$$

$$C_p = 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 2,271\end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 65,3966 \text{ btu/hr ft}^2\text{ }^0\text{F}$$

h. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,0194 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 63,6088 \text{ btu/jam ft F}$$

3. CleanOverall coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

4. Dirt Factor (Rd)

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0171$$

5. *Pressure drop*

a. *Tubeside*

$$\text{Untuk Ret} = 215.116,6011$$

$$\text{Faktor friksi(} f \text{)} = 0,00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 482 \text{ F}$$

$$V = 0,7423$$

$$s = 0,0215$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop}(\Delta P_t) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \Phi t} \\ &= 0,0116 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 230.908,5352 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figure 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,018$$

Maka :

$$\Delta P_r = 6,6807 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 6,6807 \text{ psi}$$

b. *ShellSide*

Faktor friksi

$$Re_s = 75.840,92$$

$$\text{Faktor friksi(} f \text{)} = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,62$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 163,3655$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0,6919 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Reboiler-01		
Kode Alat	RE-01		
Fungsi	Menaikkan suhu untuk menguapkan Kembali cairan atau fraksi yang lebih berat dari destilasi		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heater		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
Rd required	0,0030		
Rd calculated	0,0171		
UC	61,0212 BTU/jam ft F		
UD	49,8653BTU/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	29	Length	16,45
B	14,5	OD	0,75 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,6919 psi	ΔPt	6,6807 psi

C.26. Ekspander-01 (EXP-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran ABS-01

Tipe : *Single Stage Ekspander*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Data data

Temperatur	: -60°C = -48 R	
Tekanan in	: 22 atm	
Tekanan out	: 1 atm	
Laju alir	: 242,1566483 kg/jam	= 4,035944139 kg/menit
Factor kemanan	: 0,1	
Maka, laju alir	: 4,439538553 kg/menit	
Densitas	: 854,8603288 kg/m ³	= 3,257 lb/ft ³
Laju volumetric (Q)	: 0,005193291 m ³ /menit	= 5,0944E-05 ft ³ /detik

Power (P)

Besarnya *power* yang dihasilkan ekspander dapat dihitung sebagai berikut:

$$P = \frac{\eta \times m \times (P_2 - P_1)}{\rho} \quad (\text{Sumber : peter, 1991})$$

$$\begin{aligned}
 P &= 9,56815\text{E-}05 \text{ Kw} \\
 &= 0,000128311 \text{ HP} \\
 &= 10 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

M = laju *volumetric*

P1 = Tekanan masuk

P2 = Tekanan keluar

η = efisiensi

Pipa

Diameter pipa dapat dihitung sebagai berikut :

$$De = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad \text{sumber : peter}$$

Keterangan :

De : Diameter

Q : Laju *volumetric*

ρ : densitas

De = 0,053201376 in

Dipilih jenis material pipa adalah *commercial* steel dengan spesifikasi :

Nominal pipa size (IPS) : 2 in = 0,050800102 m

Schedul Number : 40

ID : 2,067 in = 0,052501905 m

OD : 2,38 in = 0,060452121 m

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Ekspander-01
Kode Alat	EXP-01
Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	menurunkan tekanan aliran dari ABS-01 menuju ABS-02

DATA DESIN

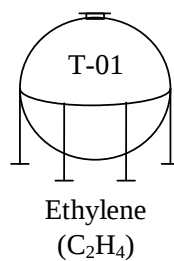
Tipe	<i>Single Stage Ekspander</i>
Kapasitas	242,1566483 kg/jam
Temperatur	70 C
Tekanan	22 atm
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA MEKANIK

Densitas	3,257 lb/ft ³
Laju Volumetrik	0,005193291 m ³ /min
Tekanan Masuk	22 atm
Tekanan Keluar	1,00 atm
Efisiensi	80%
Power	10 HP

C.27. Tangki 01 (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku C ₂ H ₄
Tipe	: Bola (<i>Spherical</i>)
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> ss 316
Gambar	:

**Data-data**

Temperatur	: 30°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 8,129,0898 kg/jam
Densitas	: 386,88 kg/m ³
Waktu tinggal	: 2 Hari
Jumlah	: 1 buah

Volume tangki

Massa	= laju alir x waktu tinggal
Massa	= 390196,3083 kg/jam
Volume larutan	= $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$
Volume larutan	= 1008,5769 m ³
	= 264,172 pertanki
Volume tangki	= volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1210,2922 \text{ m}^3 \\ &= 319725,3218 \text{ galon}\end{aligned}$$

Diameter

$$\begin{aligned}D &= \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3} \quad (\text{perry}) \\ D &= 6,6121 \text{ m}\end{aligned}$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned}P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \rho g h \\ P_h &= 25069,2217 \text{ Pa} = 0,2507 \text{ atm} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\ P_{\text{desain}} &= 1,2507 \text{ atm}\end{aligned}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20% , sehingga:

$$P_{\text{total}} = 1,5008 \text{ atm} = 21,91212763 \text{ Psi}$$

Tinggi Tanki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi silinder (H)} &= 3/2 D = 9,91815 \text{ m} \\ \text{Tinggi head (h)} &= 1/4 D = 1,653025 \text{ m} \\ H_t &= H + h \\ &= 11,5711 \text{ m}\end{aligned}$$

Tebal Dinding

Berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding *tank spherical* sebagai berikut:

$$t = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

Keterangan:

t : tebal dinding

P : tekanan desain

f : *allowable stress*

L : diameter

Dari data buku megyesy didapatkan:

f = 300,0000 Psi

L = 6,6121 m = 260,3191013 in

t silinder = 0,0158 in = 0,0004 m

Maka;

OD = ID x 2 t silinder

OD = 6,6129 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tanki-01 (gas)
Kode Alat	T-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan bahan baku C ₂ H ₄
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tangki	390196,3083 m ³
OD	6,6129 m
ID	6,6121 m
Tinggi Tangki	11,5711 m
Tebal Silinder	0,0004 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Lama Penyimpanan	2 Hari

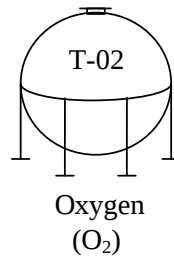
C.28. Tangki 02 (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku O₂

Tipe : Bola (*Spherical*)

Bahan konstruksi : *Stainless steel ss 316*

Gambar :



Data-data

Temperatur	: 30°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 4,652,4130 kg/jam
Densitas	: 1195,63 kg/m ³
Waktu tinggal	: 2 Hari
Jumlah	: 1 buah

Volume tangki

Massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 223315,8226 kg/jam

Volume larutan = $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$

Volume larutan = 186,7765 m³
= 264,172 pertanki

Volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

Volume tangki = 224,1318 m³
= 59209,34297 galon

Diameter

$$D = \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3} \quad (\text{perry})$$

$$D = 3,7689 \text{ m}$$

Tekanan Desain

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$P_h = 44160,6086 \text{ Pa} = 0,4416 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain} = 1,4416 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20% , sehingga:

$$P \text{ total} = 1,7299 \text{ atm} = 25,25693863 \text{ Psi}$$

Tinggi Tanki

$$\text{Tinggi silinder (H)} = 3/2 D = 5,65335 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head (h)} = 1/4 D = 0,942225 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_t &= H + h \\ &= 6,5956 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Dinding

Berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding *tank spherical* sebagai berikut:

$$t = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

Keterangan:

t : tebal dinding

P : tekanan desain

f : *allowable stress*

L : diameter

Dari data buku megyesy didapatkan:

$$f = 300,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 3,7689 \text{ m} = 3,7689 \text{ in}$$

$$t \text{ silinder} = 0,0141 \text{ in} = 0,0003 \text{ m}$$

Maka;

$$OD = ID \times 2 \times t \text{ silinder}$$

$$OD = 3,7694 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-02 (gas)
Kode Alat	T-02
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan bahan baku O ₂
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tangki	224,1318 m ³
OD	3,7694 m
ID	3,7689 m
Tinggi Tangki	6,5956 m
Tebal Silinder	0,0003 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Lama Penyimpanan	2 Hari

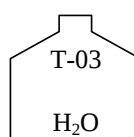
C.29. Tangki 03 (T-03)

Fungsi : Menyimpan H₂O

Tipe : Silinder vertikal dengan *head ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel ss 316*

Gambar :



Data data

<i>Temperature</i>	: 30°C
Tekanan in	: 1 atm
Laju alir	: 12,506,2531 kg/jam
Densitas	: 1266,5814 kg/m ³
Waktu tinggal	: 1 hari
Jumlah	: 15 buah

Volume tangki

$$\text{Massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 20010,0050 \text{ kg}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 15,7984 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 18,9581 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi

Volume *sheel* tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H_s \quad (\text{Perry})$$

Asumsi bahwa $D_i : H_s = 1:3$

Maka,

$$V_s = \frac{3}{4} \pi D_i^3$$

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_t$$

$$V = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$18,9581 = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$D_i = 2,5422 \text{ m}$$

$$H_s = 3/2 \times D_i$$

$$H_s = 7,62646558 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah ellipsoidal, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi head (Hh)} = D_i/4$$

$$H_h = 0,635538798 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + H_h$$

$$H = 8,2620 \text{ m}$$

Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{\text{larutan}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 6,3554 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 78886,2416 \text{ Pa}$$

$$= 0,7811 \text{ atm}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{desain}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_t = 1,781051897 \text{ atm}$$

Faktor kelonggaran = 0,2

$P = 2,137262277 \text{ atm}$

Berdasarkan tabel 4 buku peter, dapat diketahui data data sebagai berikut:

$D_a = 2,5422 \text{ m}$

$R_i = 1,2711 \text{ m}$

$E_j = 0,85$

$S = 20,413,79 \text{ atm}$

$C_c = 1 \text{ mm/tahun} = 0,01 \text{ m}$

Waktu = 10 tahun

a. Bagian *head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P R_i}{S E_j - 0,6 P} + C_c$$

$T_{\text{silinder}} = 0,010156574 \text{ m}$

Keterangan:

P = Tekanan desain

R_i = jari jari kolom

E_j = efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = korosi yang diizinkan

Maka,

$OD = ID \times 2t_{\text{silinder}}$

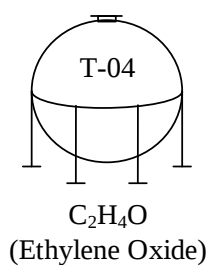
$OD = 2,5625 \text{ m}$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Produk
Kode Alat	T-03
Jumlah	15 buah
Fungsi	Menyimpan H ₂ O

DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan <i>head elipsoidal</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	18,9581 m ³
Tinggi Tangki	8,2620 m
OD	2,5625 m
t silinder	0,010156574 m
T head	0,010156564 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	1 Hari

C.30. Tangki 04 (T-04)

Fungsi	: Menyimpan produk etilen oksida
Tipe	: Bola (<i>Spherical</i>)
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel ss 316</i>
Gambar	:



Data-data

Temperatur	: 8°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 12,525,7174 kg/jam
Densitas	: 854,86 kg/m ³
Waktu tinggal	: 1 Hari

Jumlah : 5 buah

Volume tangki

Massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 300617,2187 kg/jam

Volume larutan = $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$

Volume larutan = 351,6565 m³
= 264,172 pertanki

Volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

Volume tangki = 421,9878 m³
= 111477,3713 galon

Diameter

$$D = \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3} \quad (\text{perry})$$

D = 4,6538 m

Tekanan Desain

P desain = P operasi + P hidrostatik

P hidrostatik = $\rho g h$

Ph = 38988,0717 Pa = 0,3899 atm

P operasi = 1 atm

P desain = 1,3899 atm

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20% , sehingga:

P total = 1,6679 atm = 24,35071016 Psi

Tinggi Tanki

Tinggi silinder (H) = 3/2 D = 6,9807 m

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head (h)} &= 1/4 D &= 1,16345 \text{ m} \\
 H_t &= H + h \\
 &= 8,14415 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Dinding

Berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding *tank spherical* sebagai berikut:

$$t = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

Keterangan:

- t : tebal dinding
 P : tekanan desain
 f : *allowable stress*
 L : diameter

Dari data buku megyesy didapatkan:

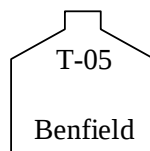
$$\begin{aligned}
 f &= 300,0000 \text{ Psi} \\
 L &= 4,6538 \text{ m} = 183,2212879 \text{ in} \\
 t \text{ silinder} &= 0,0124 \text{ in} = 0,0003 \text{ m} \\
 \text{Maka;} \\
 OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\
 OD &= 4,6545 \text{ m}
 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tanki-04 (gas)
Kode Alat	T-04
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan produk etilen oksida
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	8 °C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	

Volume Tangki	421,9878 m ³
OD	4,6545 m
ID	4,6538 m
Tinggi Tangki	8,14415 m
Tebal Silinder	0,0003 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Lama Penyimpanan	1 Hari

C.31. Tangki 05 (T-05)

Fungsi	: Tempat Penyimpanan Larutan <i>Benfield</i>
Tipe	: silinder vertikal dengan head ellipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel ss 316</i>
Gambar	:



Data-data

Temperatur	: 30°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 1281,1798 kg/jam
Densitas	: 386,88 kg/m ³
Waktu tinggal	: 1 Hari
Jumlah	: 1 buah

Volume tangki

Massa	= laju alir x waktu tinggal
Massa	= 8989,1402 kg/jam

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= 7,0163 \text{ m}^3 \\ &= 264,172 \text{ pertanki}\end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 8,4196 \text{ m}^3 \\ &= 2224,21165 \text{ galon}\end{aligned}$$

Diameter

$$D = \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3} \quad (\text{perry})$$

$$D = 1,1290 \text{ m}$$

Tekanan Desain

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho g h$$

$$P_h = 35438,2461 \text{ Pa} = 0,3509 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain} = 1,621048469 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20% , sehingga:

$$P \text{ total} = 1,350873724 \text{ atm}$$

Tinggi Tanki

$$\text{Tinggi silinder (H)} = 3/2 D = 3,387016557 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head (h)} = 1/4 D = 0,28225138 \text{ m}$$

$$H_t = H + h = 3,6693 \text{ m}$$

Tebal Dinding

Berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding *tank spherical* sebagai berikut:

$$t = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

Keterangan:

t : tebal dinding

P : tekanan desain

f : *allowable stress*

L : diameter

Dari data buku megyesy didapatkan:

f = 300,0000 Psi

L = 6,6121 m = 260,3191013 in

t silinder = 0,01005274 m

Maka;

OD = ID x 2 t silinder

OD = 1,1491 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Larutan Benfield
Kode Alat	T – 05
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat Penyimpanan Larutan Benfield
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan head elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tangki	8,4196 m ³
Tinggi Tanki	3,6693 m
OD	1,1491 m
T Silinder	0,01005274
Tebal Tutup dan alas	0,010052738
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Waktu Tinggal	1 hari

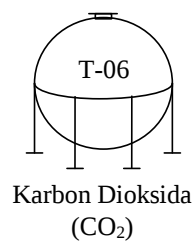
C.32. Tangki 06 (T-06)

Fungsi : Menyimpan produk etilen oksida

Tipe : Bola (*Spherical*)

Bahan konstruksi : *Stainless steel* ss 316

Gambar :

**Data-data**

Temperatur : -60°C

Tekanan ini : 1 atm

Laju alir : 35,8162 kg/jam

Densitas : 2577,80 kg/m³

Waktu tinggal : 2 Hari

Jumlah : 1 buah

Volume tangki

Massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 1719,1782 kg/jam

Volume larutan = $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$

Volume larutan = 0,6669 m³

= 0,6669 pertanki

Volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 0,8003 \text{ m}^3 \\ &= 211,416 \text{ galon}\end{aligned}$$

Diameter

$$\begin{aligned}D &= \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3} \quad (\text{perry}) \\ D &= 0,5761 \text{ m}\end{aligned}$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned}P \text{ desain} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ P \text{ hidrostatik} &= \rho \cdot g \cdot h \\ P_h &= 14552,4737 \text{ Pa} = 0,1455 \text{ atm} \\ P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ P \text{ desain} &= 1,4455 \text{ atm}\end{aligned}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20% , sehingga:

$$P \text{ total} = 1,3746 \text{ atm} = 20,06959339 \text{ Psi}$$

Tinggi Tanki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi silinder (H)} &= 3/2 D = 0,86415 \text{ m} \\ \text{Tinggi head (h)} &= 1/4 D = 0,144025 \text{ m} \\ H_t &= H + h \\ &= 1,008175 \text{ m}\end{aligned}$$

Tebal Dinding

Berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding *tank spherical* sebagai berikut:

$$t = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

Keterangan:

t : tebal dinding

P : tekanan desain
 f : *allowable stress*
 L : diameter

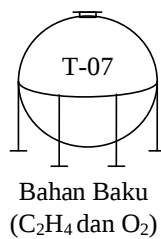
Dari data buku megyesy didapatkan:

f = 300,0000 Psi
 L = 0,5761 m = 22,67915771 in
 t silinder = 0,0013 in = 0,0000 m
 Maka;
 OD = ID x 2 t silinder
 OD = 0,5761 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tanki-06 (gas)
Kode Alat	T – 06
Jumlah	1
Fungsi	Menyimpan produk etilen oksida
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (Spherical)
Temperatur	-60 °C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
OD	0,5761 m
ID	0,5761 m
Tinggi Tangki	1,008175 m
Tebal Silinder	0,000032 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Waktu Tinggal	2 hari

C.33. Tangki 07 (T-07)

Fungsi : Menyimpan bahan baku C₂H₄ dan O₂
 Tipe : Silinder vertikal dengan *head allipsoidal*
 Bahan konstruksi : *Stainless Steel ss 316*
 Gambar :



Data data

<i>Temperature</i>	: 30°C
Tekanan in	: 1 atm
Laju alir	: 202,9282 kg/jam
Densitas	: 615,73 kg/m ³
Waktu tinggal	: 1 hari
Jumlah	: 1 buah

Volume tangki

$$\text{Massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 4870,2765 \text{ kg}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 15,7984 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 7,9098 \text{ m}^3$$

Diameter

$$D = \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3} \quad (\text{perry})$$

$$D = 1,3137 \text{ m}$$

Tekanan Desain

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$P_h = 7926,9780 \text{ Pa} = 0,0793 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain} = 1,0793 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain ini ada faktor kelonggaran 20% , sehingga:

$$P \text{ total} = 1,2951 \text{ atm} = 18,90880655 \text{ Psi}$$

Tinggi Tanki

$$\text{Tinggi silinder (H)} = 3/2 D = 1,9670 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head (h)} = 1/4 D = 0,327842 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_t &= H + h \\ &= 2,288542 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Dinding

Berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding *tank spherical* sebagai berikut:

$$t = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

Keterangan:

t : tebal dinding

P : tekanan desain

f : *allowable stress*

L : diameter

Dari data buku megyesy didapatkan:

$$f = 300,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 4,6538 \text{ m} = 183,2212879 \text{ in}$$

$$t \text{ silinder} = 0,0027 \text{ in} = 0,0001 \text{ m}$$

Maka;

$$OD = ID \times 2 \times t \text{ silinder}$$

OD = 1,3138 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tanki-07 (gas)
Kode Alat	T – 07
Jumlah	1
Fungsi	Menyimpan bahan baku C ₂ H ₄ dan O ₂
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (Spherical)
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
OD	1,3138 m
ID	1,3137 m
Tinggi Tangki	2,288542
Tebal Silinder	0,0001 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Waktu Tinggal	1 hari

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. Menentukan Indeks Harga

Untuk menghitung biaya peralatan pada tahun 2027 digunakan indeks harga dari tahun 2016-2021.

Tabel D.1 Indeks Harga

Tahun	Indeks Harga
2016	456,4104
2017	460,2923
2018	464,1742
2019	468,0561
2020	471,9380
2021	475,8199

Untuk memperkirakan indeks harga pada tahun 2027 digunakan metode regresi linier.

$$Y = AX + B$$

Keterangan:

Y = indeks harga

A = slope

X = tahun

B = intersep

Dari hasil perhitungan didapat:

A = 3,882

B = -7.369,5000

maka indeks harga pada tahun 2026 adalah:

$$Y = 3,882 (x) - 7.369,5000$$

$$= 499,111$$

Dari hasil perhitungan di atas didapat indeks harga tahun 2027 yaitu 499,111

D.2. Perhitungan Harga Peralatan

Nilai tukar uang pada tahun 2027 diasumsikan sebesar Rp Rp15.078,0100 untuk US \$ 1.00. Untuk menghitung harga peralatan digunakan perkiraan harga peralatan berdasarkan indeks harga dengan menggunakan rumus:

$$Present\ cost = original\ cost \times \frac{index\ value\ at\ present\ time}{index\ value\ at\ original\ cost}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka masing–masing harga peralatan pada tahun 2027 dapat dihitung dengan hasil sebagai berikut:

Tabel D.2 Daftar Harga Peralatan Tahun 2027

KODE	Nama Alat	Harga Satuan US \$	Jumlah	Harga Total \$
P-01	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-02	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-03	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-04	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-05	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-06	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-07	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-08	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-09	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-10	Pompa	154,9	1,00	154,9

P-11	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-12	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-13	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-14	Pompa	154,9	1,00	154,9
P-15	Pompa	154,9	1,00	154,9
COMP-01	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-02	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-03	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-04	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-05	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-06	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-07	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-08	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-09	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-10	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-11	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-12	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-13	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-14	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-15	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-16	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
COMP-17	Compressor	1858,3	1,00	1858,3
EXP-01	Expander	55438,2	1,00	55438,2
EXP-02	Expander	55438,2	1,00	55438,2
EXP-03	Expander	55438,2	1,00	55438,2

	Belt			
BC-01	Conveyor	330,4	1,00	330,4
	Belt			
BC-02	Conveyor	330,4	1,00	330,4
ST-01	Storage	5161,8	1,00	5161,8
CO-01	Cooler	13420,8	1,00	13420,8
CO-02	Cooler	13420,8	1,00	13420,8
CO-03	Cooler	13420,8	1,00	13420,8
T-01	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-02	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-03	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-04	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-05	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-06	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-07	Tanki	516,2	1,00	516,2
T-08	Tanki	516,2	1,00	516,2
R-01	Reaktor	1027826,9	1,00	1027826,9
R-02	Reaktor	1027826,9	1,00	1027826,9
R-03	Reaktor	1027826,9	1,00	1027826,9
FD-01	Flash Drum	30971,1	1,00	30971,1
FD-02	Flash Drum	30971,1	1,00	30971,1
FD-03	Flash Drum	30971,1	1,00	30971,1
FD-04	Flash Drum	30971,1	1,00	30971,1
FD-05	Flash Drum	30971,1	1,00	30971,1
DY-01	Dryer	44598,4	1,00	44598,4

GS-01	Gasifier	1027826,9	1,00	1027826,9
CY-01,				
CY-02	Cyclone	41294,8	2,00	41294,8
	Waste Heat			
WHB-01	Boiler	10323,7	1,00	10323,7
WS-01	Wet Scrubber	5161,8	1,00	5161,8
	Steam			
SR-01	Reformer	516184,6	1,00	516184,6
AB-01	Absorber	56780,3	1,00	56780,3
ST-01	Stripper	2063,7	1,00	2063,7
HE-01	Heater	58019,2	1,00	58019,2
HE-02	Heater	58019,2	1,00	58019,2
HE-03	Heater	58019,2	1,00	58019,2
HE-04	Heater	58019,2	1,00	58019,2
HE-05	Heater	58019,2	1,00	58019,2
E-01	Elevator	1961,5	1,00	1961,5
E-02	Elevator	1961,5	1,00	1961,5

(www.matche.com)

D.3. Perhitungan Biaya

D.3.1. Bahan Baku dan Katalis

a) CH₄

Harga (US \$/kg) = US \$ 2/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 31.294.459,7678 kg/tahun

Biaya (US \$/tahun) = US \$ 62.588.919,5356 kg/tahun

b) C₂H₄

Harga (US \$/kg) = US \$ 3/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 73.162.152,8081 kg/tahun

Biaya (US \$/tahun) = US \$ 219.486,4242 kg/tahun

D.3.2. Biaya Tanah

Harga tanah di Kabupaten Tanjung Jabung Barat

Harga tanah /m² = Rp.250.000,- /m² (www.lamudi.co.id)

Luas tanah = 70.385,9174 m²

Total biaya tanah = US \$ 1.167.029,2935

D.3.3. Biaya Bangunan

Harga bangunan/m² = Rp. 750.000,0000,- /m²

Luas bangunan = 70.385,9174 m²

Biaya bangunan = US\$ 3.501.087,8806

D.3.4. Biaya Operating Labor

Daftar gaji karyawan per bulan dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel D.3 Daftar Gaji Karyawan Per Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	General Manager	2	35.000.000,00	70.000.000,00
3	Sekretaris Umum	1	10.000.000,00	10.000.000,00
4	Kabag	8	25.000.000,00	200.000.000,00
5	Kasi	16	20.000.000,00	320.000.000,00
6	Sekretaris Manager	4	8.000.000,00	32.000.000,00
7	Operator Kontrol	8	6.000.000,00	48.000.000,00
8	Operator Lapangan	12	5.000.000,00	60.000.000,00

9	Analisis	4	3.500.000,00	14.000.000,00
10	Ahli K3	4	7.000.000,00	28.000.000,00
11	Ahli Lingkungan	4	7.000.000,00	28.000.000,00
12	Engineer	8	12.000.000,00	96.000.000,00
13	Staff	26	3.200.000,00	83.200.000,00
14	Ahli IT	4	7.000.000,00	28.000.000,00
15	Instrumentasi	4	8.000.000,00	32.000.000,00
16	Dokter	4	10.000.000,00	40.000.000,00
17	Perawat	4	3.200.000,00	12.800.000,00
18	Satpam	6	3.000.000,00	18.000.000,00
19	Pemadam Kebakaran	6	3.000.000,00	18.000.000,00
20	Supir	6	2.900.000,00	17.400.000,00
21	Penjaga Gudang	4	2.900.000,00	11.600.000,00
22	Sekretaris	4	3.000.000,00	12.000.000,00
Total		140		1.229.000.000,00

Jumlah gaji karyawan per bulan = 1.229.000.000

Jumlah gaji karyawan per tahun + tunjangan hari raya = 15.977.000.000,000

Jumlah gaji karyawan pertahun = US\$ 1.059.622,59

D.4. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

D.4.1. *Direct Cost* (DC)

a) Equipment, Installation dan Investment

Purchased Equipment-Delivered (PEC)(15-40%) = US \$ 1.228.333,6695

Installation, insulation, and painting(35% PEC)(25-55%) = US\$ 614.166,8347

Instrumentation and Control (15% PEC)(6-30%) = US \$ 368.500,1008

Piping and installed (35% PEC)(10-80%) = US \$ 982.666,9356

Electrical and installed (15% PEC)(10-40%) = US \$ 491.333,4678

b) Building (Range 10-70% PEC) = US \$ 1.484.817,3497

c) Service facilities & yard improvement (45% PEC) = US \$ 1.105.500,3025

d) *Land* (Range 4-8% PEC) = US \$
1.370.600,6305

Total Direct Cost(DC) =US\$ 7.645.919,2911

D.4.2. Indirect Cost (IDC)

a) *Engineering and supervision* (20% DC) = US \$ 1.529.183,8582

b) *Construction expense&contractor's fee* (30 % DC) = US \$ 2.293.775,7873

c) *Contingency* (10 % FCI) =US\$ 1.274.319,8818

Total Indirect Cost (IDC) =US\$ 5.097.279,5274

D.4.3. Fixed Capital Investment (FCI)

FC = (DC + IDC) = US \$ 12.743.198,8185

D.4.4. Working Capital (WC)

WC = 20% TCI = US \$ 2.831.821,9597

D.4.5. Total Capital Investment (TCI)

TCI = FCI + WC
= FCI/(100%–20%)
= US \$ 15.928.998,5231

D.5. Perhitungan Total Production Cost (TPC)

D.5.1. Manufacturing Cost (MC)

a) *Direct Production Cost(DPC)*

Raw material = US \$ 282.075.377,9598

Operating labor (OL) = US \$ 1.289.049,4170

Direct supervisory and clerical labor (10% OL) = US \$ 105.962,2589

Maintenance & repair (2% FCI) = US \$ 254.863,9764

<i>Laboratory charge (10% OL)</i>	= US \$ 105.962,2589
Total DPC	= US \$ 283.601.789,0435
b) <i>Fixed Charge (FC)</i>	
<i>Depreciation (10% FCI)</i>	= US \$ 1.274.319,8818
<i>Local taxes (1,5% FCI)</i>	= US \$ 191.147,9823
<i>Insurance (0,5% FCI)</i>	= US \$ 63.715,9941
<i>Financing (0,1% TCI)</i>	= US \$ 14.159,1098
Total FC	= US \$ 1.543.342,9680
c) <i>Plant Overhead Cost</i>	= US \$ 710.224,4124
Total Manufacturing Cost	= US \$ 261.761.340,4644
D.5.2. General Expenses (GE)	
<i>Administrative cost (15% OL)</i>	= US \$ 213.067,3237
<i>Distribution & selling price (2% TPC)</i>	= US \$ 5.448.922,3571
<i>Research & development cost (2% TPC)</i>	= US \$ 5.448.922,3571
Total General Expenses	= US \$ 7.384.764,8078
D.5.3. Total Production Cost (TPC)	
TPC = MC + GE	= US \$ 14.816.198,2250

RIWAYAT HIDUP



Putwi Aufa Saragih, adalah seorang mahasiswa yang dilahirkan di Bogor pada tanggal 8 Februari 2001, yang merupakan anak pertama dari dua bersaudara, pasangan Bapak Jhon Hotman Parulian Sidauruk dan Ibu Omay

Komariah. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN 101743 Hamparan Perak tahun lulus 2013. Penulis melanjutkan studi di SMP Brigjend Katamso II Marelان lulus pada tahun 2016, kemudian melanjutkan studi di SMA Insan Kamil Bogor lulus pada tahun 2019.

Penulis pada tahun 2019 diterima dan terdaftar sebagai mahasiswa Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi melalui jalur SBMPTN dengan NIM.M1B119008. penulis pada tahun 2022 mengikuti Kerja Praktek (KP) di PT. Kilang Pertamina Internasional RU III, Plaju. Pada tahun 2025, penulis menyelesaikan tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen Oksida dari Etilen dan Oksigen dengan Kapasitas 90.000 Ton/Tahun” dengan tugas khusus “Reaktor 01”. Selama kuliah, penulis aktif berorganisasi di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Universitas Jambi dan Badan Koordinasi Kegiatan Mahasiswa Teknik Kimia Indonesia.