TUGAS AKHIR

PRARANCANG PABRIK *ETHYLENE OXIDE* MENGGUNAKAN BAHAN BAKU *ETHYLENE* DAN OKSIGEN DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG KAPASITAS 210.000 TON/TAHUN

Diajukan sebagai Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Kesarjanaan Strata 1 Teknik Kimia
Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap

ELYAS JAKA PRATAMA
24DM80003

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI
2026

PERNYATAAN ORISINALITAS TUGAS AKHIR

Yang bertanda tangan di bawah ini, saya :

Nama	: ELYAS JAKA PRATAMA
NIM	: 24DM80003
Fakultas / Prodi	: Fakultas Teknologi Industri / Teknik Kimia
Tahun	: 2026
Judul Tugas Akhir	: Prarancang Pabrik *Ethylene Oxide* Menggunakan Bahan Baku *Ethylene* dan Oksigen dengan Proses Oksidasi Langsung Kapasitas 210.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Tugas Akhir ini benar-benar orisinil / asli dibuat oleh saya sendiri, tidak ada pihak lain yang membuat laporan ini, tidak ada unsur plagiat kecuali pada bagian-bagian yang disebutkan rujukannya. Jika suatu hari ditemukan adanya indikasi dibuat oleh pihak lain atau plagiat, maka saya bersedia menerima konsekuensi dari institusi.

Demikian surat pernyataan ini dibuat dengan penuh kesadaran tanpa ada paksaan.

Cilacap, 07 Agustus 2026

Yang Menyatakan,



ELYAS JAKA PRATAMA

NIM. 24DM80003

PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR

Sebagai Civitas Akademika Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) Cilacap, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	: ELYAS JAKA PRATAMA
NIM	: 24DM80003
Program Studi	: Teknik Kimia
Fakultas	: Fakultas Teknologi Industri
Jenis Karya	: Tugas Akhir

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*) atas Tugas Akhir saya yang berjudul: "Prarancang Pabrik *Ethylene Oxide* Menggunakan Bahan Baku *Ethylene* dan Oksigen dengan Proses Oksidasi Langsung Kapasitas 210.000 Ton/Tahun." beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini, Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali berhak menyimpan, mengelola dalam bentuk database, merawat, dan mempublikasikan Tugas Akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada unsur paksa dari pihak lain.

Cilacap, 07 Agustus 2026
Yang Menyatakan,



ELYAS JAKA PRATAMA
NIM. 24DM80003

PENGESAHAN

Tugas Akhir Saudara,

Nama	:	**Elyas Jaka Pratama**
NIM	:	24DM80003
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul	:	Prarancang Pabrik *Ethylene Oxide* Menggunakan Bahan Baku *Ethylene* dan Oksigen dengan Proses Oksidasi Langsung Kapasitas 210.000 Ton/Tahun

Telah disidang Tugas Akhir oleh Dewan Penguji Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap pada :

Selasa, 11 Agustus 2026

Dan dapat diterima sebagai pemenuhan tugas akhir mahasiswa Program Strata 1 (S-1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

Mengetahui,

Penguji 1	Penguji 2
Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T.	**Dini Novi Rohmah, M.Sc.**
NIDN. 0622078605	NIDN. 0611119401
Pembimbing 1/Ketua Sidang	Pembimbing 2/Sekretaris Sidang
Ichya Musytafizur Ziqri, M.Si. C. EIA	**Arnesya Ramadhani, M.T.**
NIDN. 0603089201	NIDN. 0627019601

Cilacap, 14 Agustus 2026

Mengesahkan,

Dekan Fakultas Teknologi Industri

Christian Soolany, S.TP., M.Si.

NIDN. 0627128801

NOTA PEMBIMBING

Kepada Yth.
Dekan Fakultas Teknologi Industri
UNUGHA Cilacap
Di –
Cilacap

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Setelah membaca, mengkoreksi dan mengadakan perbaikan seperlunya, maka pembimbing berpendapat bahwa Laporan Tugas Akhir saudara:

Nama	:	Elyas Jaka Pratama
NIM	:	24DM80003
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul TA	:	Prarancang Pabrik Ethylene Oxide Menggunakan Bahan Baku Ethylene dan Oksigen dengan Proses Oksidasi Langsung Kapasitas 210.000 Ton/Tahun

Telah dapat diajukan kepada Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap untuk memenuhi syarat memperoleh gelar Strata Satu (S-1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Cilacap, 13 Agustus 2026

Pembimbing 1,

Ichya Musytafizur Ziqri, S.Pd., M.Si. C. EIA
NIDN. 0617068901

Pembimbing 2,

Arnesya Ramadhani, M.T.
NIDN. 0621119501

NOTA KONSULTAN

Kepada Yth.
Dekan Fakultas Teknologi Industri
UNUGHA Cilacap
Di –
Cilacap

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Setelah membaca, mengkoreksi dan mengadakan perbaikan seperlunya, maka konsultan berpendapat bahwa Laporan Tugas Akhir saudara:

Nama	:	Elyas Jaka Pratama
NIM	:	24DM80003
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul TA	:	Prarancang Pabrik Ethylene Oxide Menggunakan Bahan Baku Ethylene dan Oksigen dengan Proses Oksidasi Langsung Kapasitas 210.000 Ton/Tahun

Telah dapat diajukan kepada Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap untuk memenuhi syarat memperoleh gelar Strata Satu (S-1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Cilacap, Agustus 2026

Konsultan 1,

Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T.
NIDN. 0620098502

Konsultan 2,

Dini Novi Rohmah, M.Sc.
NIDN. 0612119101

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dengan judul "Prarancang Pabrik *Ethylene Oxide* Menggunakan Bahan Baku *Ethylene* dan Oksigen dengan Proses Oksidasi Langsung Kapaitas 210.000 Ton/Tahun". Shalawat serta salam senantiasa tercurah kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, sahabat, dan pengikutnya hingga akhir zaman.

Penyusunan tugas akhir ini dimaksudkan untuk memenuhi salah satu syarat guna memperoleh gelar Sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali. Penulis menyadari bahwa selesainya penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari bantuan, bimbingan, serta dukungan moril maupun materiil dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan segala kerendahan hati, penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih dan penghargaan yang setinggi-tingginya kepada:

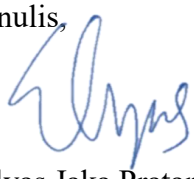
1. Bapak Christian Soolany, S.TP., M.Si. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali, atas kesempatan dan fasilitas yang diberikan selama penulis menempuh pendidikan.
2. Ibu Arnesya Ramadhani, M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia sekaligus Dosen Pembimbing II, atas kesabaran, ketelitian, serta bimbingan berharganya selama proses penyusunan skripsi ini.
3. Bapak Ichya Musytafizur Ziqri, S.Pd., M.Si. C. EIA. selaku Dosen Pembimbing I, yang telah meluangkan waktu, tenaga, dan pikiran untuk memberikan bimbingan, arahan, serta motivasi yang luar biasa sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik.
4. Ibu Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T. selaku Dosen Penguji I, atas saran, kritik membangun, dan evaluasi mendalam yang diberikan demi kesempurnaan laporan tugas akhir ini.
5. Ibu Dini Novi Rohmah, M.Sc. selaku Dosen Penguji II, atas koreksi, masukan berharga, serta arahan yang diberikan dalam penyempurnaan skripsi ini.

6. Segenap Bapak dan Ibu Dosen Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali yang telah membekali penulis dengan berbagai ilmu pengetahuan yang sangat bermanfaat selama masa perkuliahan.
7. Saudara Herdian Lucky Pramudito, selaku rekan kerja sama terbaik dalam penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih atas diskusi panjang, kerja keras, komitmen, dan perjuangan bersama hingga tugas akhir ini selesai.
8. Istri tercinta Tantri Wahyuning Gusti, dan anak-anak tersayang Arkananta Khair Malik Pratama ,dan Arvhieanta Zayn Pratama, atas curahan cinta, doa tulus yang tiada putus, kesabaran, serta dukungan moral luar biasa yang senantiasa menjadi kekuatan terbesar penulis untuk menyelesaikan studi.
9. Bapak Sujud Mulyadi selaku *Section Head* LOC III tempat penulis Elyas Jaka Pratama bekerja, terima kasih atas kebijaksanaan, izin, serta dispensasi yang diberikan kepada penulis di sela-sela kesibukan dinas operasional.
10. Rekan-rekan Shift D, atas pengertian, kerja sama tim yang solid, serta dukungan penuh yang sangat membantu penulis selama menjalani masa perkuliahan.
11. Seluruh rekan mahasiswa Teknik Kimia angkatan 2024 dan semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, yang telah memberikan bantuan dalam penyusunan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan dikarenakan keterbatasan ilmu dan pengalaman. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi perbaikan di masa mendatang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi perkembangan ilmu pengetahuan, khususnya di bidang Teknik Kimia.

Cilacap, Agustus 2026

Penulis,



(Elyas Jaka Pratama)

ABSTRAK

Ethylene Oxide merupakan salah satu bahan baku penting dalam industri kimia yang secara luas digunakan untuk memproduksi senyawa turunan seperti *ethylene glycol*, deterjen, pengemulsi, dan pelarut. Hingga saat ini, kebutuhan *Ethylene Oxide* di Indonesia masih belum terpenuhi sepenuhnya oleh produksi dalam negeri sehingga bergantung pada impor. Oleh karena itu, prarancangan pabrik *Ethylene Oxide* ini ditujukan untuk memenuhi kebutuhan pasar domestik. Pabrik ini dirancang dengan kapasitas produksi sebesar 210.000 ton/tahun dan direncanakan berlokasi di Kawasan Industri Terpadu Batang (KITB), Gringsing, Jawa Tengah. Proses pembuatan *Ethylene Oxide* menggunakan metode oksidasi langsung (*direct oxidation*) pada fase gas dengan kebutuhan bahan baku *ethylene* sebanyak 23.522,2 kg/jam dan oksigen sebanyak 26.947,8 kg/jam. Reaksi berlangsung di dalam reaktor *fixed-bed multitube* dengan menggunakan bantuan katalis perak (Ag) pada kondisi operasi suhu 242,2–254,4 °C dan tekanan 14,3–15,7 atm. Produk utama yang dihasilkan berupa *Ethylene Oxide* dengan kemurnian 99,9%, serta produk samping berupa karbon dioksida dan air. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, pendirian pabrik ini membutuhkan modal tetap (*Fixed Capital Investment*) sebesar USD 117.082.867,22 dan modal kerja (*Working Capital*) sebesar USD 45.690.353,06. Analisis kelayakan ekonomi menunjukkan nilai *Return On Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 26,80%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak selama 2,87 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,08%, *Shutdown Point* (SDP) sebesar 31,03%, dan *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 42,74%. Dari parameter teknis maupun ekonomi tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik *Ethylene Oxide* ini layak (*feasible*) dan prospektif untuk didirikan.

Kata Kunci: *Ethylene*, *Ethylene Oxide*, Evaluasi Ekonomi, Oksidasi Langsung, Reaktor *Fixed-Bed Multitube.*

ABSTRACT

Ethylene Oxide is a crucial raw material in the chemical industry, widely used to produce derivative compounds such as ethylene glycol, detergents, emulsifiers, and solvents. To date, the demand for Ethylene Oxide in Indonesia has not been fully met by domestic production, leading to a reliance on imports. Therefore, the pre-design of this Ethylene Oxide plant is intended to fulfill domestic market needs. The plant is designed with a production capacity of 210,000 tons/year and is planned to be located in the Batang Integrated Industrial Estate (KITB), Gringsing, Central Java. The production of Ethylene Oxide utilizes a gas-phase direct oxidation method, requiring 23,522.2 kg/hour of ethylene and 26,947.8 kg/hour of oxygen as raw materials. The reaction takes place in a fixed-bed multitube reactor using a silver (Ag) catalyst under operating conditions of 242.2–254.4 °C and 14.3–15.7 atm. The main product is Ethylene Oxide with a purity of 99.9%, along with carbon dioxide and water as by-products. Based on the economic evaluation, the establishment of this plant requires a Fixed Capital Investment of USD 117,082,867.22 and a Working Capital of USD 45,690,353.06. The economic feasibility analysis indicates a Return On Investment (ROI) after tax of 26.80%, Pay Out Time (POT) after tax of 2.87 years, Break Even Point (BEP) of 48.08%, Shutdown Point (SDP) of 31.03%, and Discounted Cash Flow (DCF) of 42.74%. From these technical and economic parameters, it can be concluded that this Ethylene Oxide plant is feasible and prospective to be built.

Keywords: *Direct Oxidation, Economic Evaluation, Ethylene, Ethylene Oxide, Fixed-Bed Multitube Reactor.*

DAFTAR ISI

PENGESAHAN iv
KATA PENGANTAR ii
ABSTRAK ix
DAFTAR ISI xi
DAFTAR TABEL xvi
DAFTAR GAMBAR xviii
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1. Latar Belakang 1
1.2. Tujuan 2
1.3. Tinjauan Pustaka 2
1.3.1. Ethylene 2
1.3.2. Oksigen 3
1.3.3. Ethylene Oxide 3
1.3.4. Proses Pembuatan Ethylene Oxide 4
1.4. Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik 8
1.4.1. Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada 8
1.4.2. Penentuan Kapasitas Perancangan 9
1.5. Pemilihan Lokasi Pabrik 10
1.5.1. Faktor Utama 10
1.5.2. Faktor Pendukung 15
1.5.3. Penentuan Lokasi Pabrik 16
BAB II URAIAN PROSES 19
2.1. Deskripsi Proses 19
2.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku 19
2.1.2. Tahap Reaksi 20
2.1.3. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk 21
BAB III SPESIFIKASI BAHAN DAN PRODUK 23
3.1. Spesifikasi Bahan Baku 23
3.1.1. Sifat Fisika dan Kimia bahan baku *Ethylene* 23
3.1.2. Sifat Fisika dan Kimia bahan baku Oksigen 24
3.1.3. Sifat Fisika dan Kimia Katalis Perak (Ag) 24

3.2. Spesifikasi Produk 25
3.2.1 Sifat Fisika dan Kimia Produk *Ethylene Oxide* 25
BAB IV DIAGRAM ALIR 26
4.1. Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif 26
4.2. *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD) 27
BAB V NERACA MASSA 28
5.1. Titik Pencampuran *Fresh Feed* dan Arus *Recycle* 29
5.2. Reaktor 29
5.3. Titik Pencampuran Metana 30
5.4. *Water Absorber* 30
5.5. CO_2 *Absorber* 31
5.6. CO_2 *Stripper* 31
5.7. *Recycle* 32
5.8. Kolom Distilasi 32
BAB VI NERACA PANAS 33
6.1. Reaktor 33
6.2. *Vaporizer* V-01 34
6.3. *Heat Exchanger* HE-01 34
6.4. *Vaporizer* V-02 34
6.5. *Heat Exchanger* HE-02 35
6.6. *Vaporizer* V-03 35
6.7. *Heat Exchanger* HE-04 36
6.8. Titik Campur 36
6.9. *Heat Exchanger* HE-03 37
6.10. *Heat Exchanger* HE-05 37
6.11. Kolom *Water Absorber* A-01 38
6.12. *Heat Exchanger* HE-09 38
6.13. Kolom CO_2 *Absorber* A-02 39
6.14. Titik *Recycle* 40
6.15. Kompresor *Recycle* K-01 40
6.16. *Heat Exchanger* HE-06 41
6.17. *Expansion Valve* E-02 41

6.18. *Heat Exchanger* HE-08 42
6.19. *Stripper* S-01 42
6.20. *Heat Exchanger* HE-07 43
6.21. *Expansion Valve* E-01 43
6.22. Kolom Distilasi D-01 44
BAB VII SPESIFIKASI ALAT 45
7.1. Reaktor 45
7.5.1. Dimensi Reaktor 45
7.5.2. Katalis 45
7.2. Tangki 46
7.5.1. Tangki Oksigen 46
7.5.2. Tangki Etilen 46
7.5.3. Tangki Metan 46
7.5.4. Tangki Etilen Oksida 47
7.3. Pompa 47
7.5.1. Pompa Oksigen 47
7.5.2. Pompa Etilen 48
7.5.3. Pompa Metan 48
7.5.4. Pompa Larutan Benfield 49
7.5.5. Pompa Produk Etilen Oksida 50
7.5.6. Pompa *Reboiler* 50
7.4. *Vaporizer* 51
7.5.1. *Vaporizer* Oksigen 51
7.5.2. *Vaporizer* Etilen 52
7.5.3. *Vaporizer* Metan 53
7.5. *Heat Exchanger* 54
7.5.1. *Heat Exchanger* Oksigen 54
7.5.2. *Heat Exchanger* Etilen 55
7.5.3. *Heat Exchanger Feed - Product* 57
7.5.4. *Heat Exchanger* metan 58
7.5.5. *Heat Exchanger* produk reaktor 59
7.5.6. *Heat Exchanger Recycle Gas* 60

7.5.7. *Heat Exchanger Lean Benfield* 62
7.5.8. *Heat Exchanger Bottom CO_2 Absorber* 63
7.5.9. *Heat Exchanger CO_2 Absorber* 64
7.6. *Kompresor Recycle Gas* 65
7.7. Kolom *Absorber Water* A-01 66
7.8. Kolom *Absorber* CO_2 A-02 66
7.9. Kolom *Stripper* CO_2 S-01 66
7.10. Kolom Distilasi D-01 67
7.11. Kondensor 67
7.12. *Vessel* Akumulator 69
7.13. *Reboiler* 69
BAB VIII UTILITAS 71
8.1. Unit Penyedia Nitrogen 71
8.2. Unit Penyediaan dan Pengolahan air 72
8.2.1. Unit Penyediaan Air 72
8.2.2. Unit Pengolahan Air 74
8.2.3. Kebutuhan Air 74
8.2.4. Unit Penyedia *Steam* 76
8.2.5. Unit Pengadaan Tenaga Listrik 78
8.2.6. Unit Penyedia Udara Tekan 81
8.2.7. Unit Pengolahan Limbah/Air Buangan 82
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK 84
9.1. Tata Letak Pabrik 84
9.2. Tata Letak Peralatan 85
9.2.1. Area Proses & Penyimpanan (*Storage*) 85
9.2.2. Area Utilitas 85
9.2.3. Administrasi & Area penunjang. 85
9.2.4. Konektivitas & Aksesibilitas 86
BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN 87
10.1. Tugas Pokok Organisasi Perusahaan 87
10.2. Fungsi Organisasi 87
10.3. Bentuk Perusahaan 88

10.4. Struktur Organisasi 88
10.5. Tugas dan Wewenang 89
10.6. Sistem Kerja 91
10.6.1. Karyawan Non Shift 92
10.6.2. Karyawan Shift 92
BAB XI EVALUASI EKONOMI 93
11.1. Modal Tetap *(Total Capital Investment)* 93
11.2. Biaya Produksi Total (*Total Product Cost*) 93
11.3. Perkiraan Keuntungan (*Profit Estimation*) 94
11.4. Analisa Kelayakan 94
11.5. Rincian Harga PPC 95
11.6. Rincian Modal Tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI) 95
11.7. Rincian Biaya Produksi / *Manufacturing Cost* (MC) 96
11.8. Rincian Modal Kerja / *Working Capital* (WC) 96
11.9. Rincian Pengeluaran Umum / *General Expenses* (GE) 97
11.10. Rincian Perkiraan Keuntungan / *Profit Estimation* 97
11.11. *Return on Investment* (ROI) 98
11.12. *Pay Out Time* (POT) 98
11.13. *Break Even Point* (BEP) 98
11.14. *Shutdown Point* (SDP) 99
11.15. *Discounted Cash Flow* (DCF) 99
BAB XII SIMPULAN 100
12.1. Simpulan 100
12.1.1. Aspek Proses Produksi dan Operasional 100
12.1.2. Analisis Ekonomi 101
12.2. Saran 103
DAFTAR PUSTAKA 105
LAMPIRAN A NERACA MASSA 107
LAMPIRAN B NERACA PANAS 120
LAMPIRAN C DESAIN PERALATAN 149
LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS 297
LAMPIRAN E PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI 301

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Perbandingan Proses Pembuatan *Ethylene Oxide* 7
Tabel 1. 2 Pabrik *Ethylene Oxide* 8
Tabel 1. 3 Data Impor *Ethylene Oxide* 9
Tabel 1. 4 Konsumsi dan Pertumbuhan *Ethylene Oxide* di Indonesia 9
Tabel 1. 5 Pemilihan Lokasi Pembangunan Pabrik *Ethylene Oxide* Berdasarkan Metode Skoring Tertimbang 17
Tabel 3. 1 Sifat Fisika *Ethylene* 23
Tabel 3. 2 Sifat Fisika Oksigen 24
Tabel 3. 3 Spesifikasi Katalis Perak (Ag) 24
Tabel 3. 4 Sifat Fisika *Ethylene Oxide* 25
Tabel 5. 1 Neraca Massa Titik Pencampuran *Fresh Feed* dan Arus *Recycle* 29
Tabel 5. 2 Neraca Massa Reaktor 29
Tabel 5. 3 Neraca Massa Titik Pencampuran Metana 30
Tabel 5. 4 Neraca Massa *Water Absorber* 30
Tabel 5. 5 Neraca Massa CO_2 *Absorber* 31
Tabel 5. 6 Neraca Massa CO_2 *Stripper* 31
Tabel 5. 7 Neraca Massa *Recycle* 32
Tabel 5. 8 Neraca Massa Kolom Distilasi 32
Tabel 6. 1 Neraca Panas Reaktor 33
Tabel 6. 2 Neraca Panas *Vaporizer* V-01 34
Tabel 6. 3 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-01 34
Tabel 6. 4 Neraca Panas *Vaporizer* V-02 35
Tabel 6. 5 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-02 35
Tabel 6. 6 Neraca Panas *Vaporizer* V-03 35
Tabel 6. 7 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-04 36
Tabel 6. 8 Neraca Panas Titik Campur 36
Tabel 6. 9 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-03 37
Tabel 6. 10 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-05 37
Tabel 6. 11 Neraca Panas *Water Absorber* A-01 38
Tabel 6. 12 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-09 39
Tabel 6. 13 Neraca Panas Kolom CO_2 *Absorber* A-02 39
Tabel 6. 14 Neraca Panas Titik *Recycle* 40
Tabel 6. 15 Neraca Panas Kompresor *Recycle* K-01 40
Tabel 6. 16 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-06 41
Tabel 6. 17 Neraca Panas *Expansion Valve* E-02 41
Tabel 6. 18 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-08 42
Tabel 6. 19 Neracca Panas *Stripper* S-01 42
Tabel 6. 20 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-07 43
Tabel 6. 21 Neraca Panas *Expansion Valve* E-01 43

Tabel 6. 22 Neraca Panas Kolom Distiasi D-01 44
Tabel 8. 1 Peralatan Berpenggerak Tenaga Listrik 79
Tabel 8. 2 Kebutuhan Lampu Penerangan 79
Tabel 11. 1 Modal Tetap (*Total Capital Investment*) 93
Tabel 11. 2 Biaya Produksi Total (*Total Product Cost*) 94
Tabel 11. 3 Perkiraan Keuntungan (*Profit Estimation*) 94
Tabel 11. 4 Komponen Biaya Physical Plant Cost 95
Tabel 11. 5 Komponen *Fixed Capital Investment* 96
Tabel 11. 6 Komponen *Manufacturing Cost* 96
Tabel 11. 7 Komponen *Working Capital* 97
Tabel 11. 8 Komponen General Expense 97
Tabel 12. 1 Analisis Ekonomi 101

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Peta Lokasi Kabupaten Batang (KITB) (sumber: Google Maps) 14
Gambar 1. 2 Peta Lokasi Kota Cilegon (KIEC) (sumber: Google Maps) 14
Gambar 1. 3 Peta Lokasi Kota Cilacap (KIC) (sumber: Google Maps) 15
Gambar 4. 1 Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif 26
Gambar 4. 2 *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD) 27
Gambar 9. 1 Peta Lokasi Kabupaten Batang (KITB) (sumber: Google Maps 2025) 85
Gambar 9. 2 Tata Letak Ruang Pabrik 1 86
Gambar 9. 3 Tata Letak Ruang Pabrik 2 86
Gambar 10. 1 Struktur Organisasi 88
Gambar 10. 2 Jadwal Shift Pekerja 92

BAB I
PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri kimia di Indonesia menunjukkan *trending* yang semakin meningkat seiring dengan meningkatnya kebutuhan produk-produk turunan petrokimia, baik untuk keperluan domestik maupun industri hilir. Salah satu senyawa penting dalam rantai industri petrokimia adalah *Ethylene Oxide* (C_2H_4O). Secara langsung *Ethylene Oxide* digunakan sebagai bahan desinfektan yang efektif dan banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga. Dalam bidang kedokteran *Ethylene Oxide* digunakan untuk sterilisasi peralatan bedah, peralatan dari bahan plastik dan alat-alat lain yang tidak tahan panas yang tidak dapat di sterilkan dengan uap. Dalam bidang industri, penggunaan *Ethylene Oxide* juga cukup luas. Selain digunakan sebagai bahan baku pembuatan *Ethylene glycol*, *Ethylene Oxide* juga digunakan sebagai bahan insektisida, bahan intermediet pembuatan *etanol amine*, *glycol eter* dan *poly Ethylene Oxide* (Kirk-Othmer, 2007).

Permintaan *Ethylene Oxide* di Indonesia terus mengalami peningkatan setiap tahunnya, namun kapasitas produksi domestik masih terbatas dan tidak mampu memenuhi kebutuhan nasional. Hal ini mengakibatkan ketergantungan terhadap impor produk tersebut, yang berdampak pada tingginya biaya produksi di sektor industri hilir dan menurunnya daya saing produk dalam negeri. Oleh karena itu, pembangunan pabrik *Ethylene Oxide* di Indonesia menjadi strategi penting untuk mengurangi ketergantungan impor, menghemat devisa negara, serta meningkatkan kemandirian dan daya saing industri nasional.(Farida & Adisty, 2024)

Proses produksi *Ethylene Oxide* yang umum digunakan secara komersial adalah proses oksidasi langsung *(Direct Oxidation)*, yaitu reaksi antara *Ethylene* dengan udara atau oksigen menggunakan katalis perak (Ag) dalam reaktor *Fixed-Bed MultiTube* pada suhu dan tekanan tinggi. Proses ini memiliki keunggulan dari segi efisiensi, selektivitas, serta minimnya produk samping yang berbahaya dibandingkan dengan metode sebelumnya yaitu proses *Wurtz* atau proses klorohidrin. (H. W. P., 2014)

Berdasarkan latar belakang diatas penyediaan *Ethylene Oxide* di Indonesia memiliki potensi pasar yang besar. Pendirian pabrik *Ethylene Oxide* menjadi sangat urgent untuk mengurangi ketergantungan impor. Dalam tugas akhir ini, dilakukan kajian prarancangan pabrik *Ethylene Oxide* dengan kapasitas 210.000 ton/tahun menggunakan proses *Direct Oxidation*. Studi ini mencakup aspek teknis seperti neraca massa dan energi, desain alat utama, spesifikasi utilitas, serta tinjauan keekonomian dan pemilihan lokasi pabrik. Diharapkan hasil prarancangan ini dapat menjadi acuan awal dalam pengembangan industri *Ethylene Oxide* di Indonesia dan memberikan kontribusi nyata terhadap pembangunan sektor petrokimia nasional.

1.2. Tujuan

Tujuan pendirain Pabrik *Ethylene Oxide* dengan bahan baku dari *Ethylene* dan Oksigen adalah sebagai berikut:

1. Menurunkan ketergantungan impor *Ethylene Oxide*
2. Memenuhi kebutuhan *Ethylene Oxide* dalam negeri
3. Menciptakan lapangan kerja baru sehingga dapat mengurangi pengangguran di usia produktif

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. *Ethylene*

Ethylene adalah hidrokarbon olefin sederhana yang diproduksi secara luas melalui proses *Steam Cracking* hidrokarbon ringan dan menjadi bahan baku utama dalam industri petrokimia. Dalam pembuatan *Ethylene Oxide*, *Ethylene* direaksikan dengan oksigen pada fase gas menggunakan katalis perak (Ag), sehingga terjadi reaksi oksidasi parsial yang menghasilkan *Ethylene Oxide* sebagai produk utama. (Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2012).

Secara fisik, *ethylene* merupakan gas yang tidak berwarna, sangat mudah terbakar, dan memiliki bau manis yang khas. Karena sifatnya yang volatil, penanganan dan penyimpanannya di fasilitas industri memerlukan kontrol tekanan dan suhu yang ketat untuk memastikan keselamatan operasional. Permintaan global terhadap *ethylene* terus meningkat karena peran vitalnya sebagai prekursor utama dalam memproduksi berbagai senyawa turunan bernilai tinggi, termasuk polimer seperti polietilena dan senyawa intermediat seperti *ethylene glycol*, yang esensial dalam manufaktur plastik serta tekstil (Speight, 2019)

1.3.2. Oksigen

Oksigen merupakan unsur kimia golongan non-logam dengan nomor atom 8 yang pada kondisi normal berbentuk gas, tidak berwarna, tidak berbau, dan bersifat sangat reaktif. Dalam industri kimia, oksigen berfungsi sebagai agen pengoksidasi utama dan umumnya diperoleh dari proses pemisahan udara (*Air Separation Unit*). Oksigen murni sering digunakan untuk meningkatkan laju reaksi, selektivitas produk, serta mengurangi pembentukan produk samping hasil pembakaran sempurna. (Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 2014).

Penggunaan oksigen dengan tingkat kemurnian tinggi dalam reaktor oksidasi berskala industri mengharuskan adanya sistem kendali rasio gas yang presisi guna menghindari pembentukan campuran reaktan yang melewati batas dapat terbakar (*flammability limit*). Selain itu, kemurnian suplai oksigen sangat krusial; kehadiran gas pengotor (seperti argon atau nitrogen) dapat terakumulasi dalam sistem aliran gas daur ulang (*recycle gas*), yang pada akhirnya akan menurunkan tekanan parsial reaktan, mengurangi efisiensi konversi katalitik, dan meningkatkan konsumsi energi kompresor (Kerry & Lee, 2021)

1.3.3. *Ethylene Oxide*

Ethylene Oxide pertama kali ditemukan oleh John Wurtz pada tahun 1859 dan diperoleh melalui proses klorohidrin, yaitu dengan cara mereaksikan *Ethylene* klorohidrin (2-kloroetanol) dengan larutan kalsium hidroksida. Wurtz mengukur titik didih *Ethylene Oxide* sebesar 13,5 °C, sedikit lebih tinggi dari nilai sekarang sebesar 10.7 °C dan menemukan kemampuan *Ethylene Oxide* bereaksi dengan asam dan garam logam. (Wurtz, A. (1859)).

Pada tahun 1931 kimiawan Perancis Theodore Lefort mengembangkan metode oksidasi langsung *Ethylene* dengan bantuan katalis perak (Ag). Sejak tahun 1940, hampir seluruh produksi industri *Ethylene Oxide* telah mengandalkan proses ini. Produksi komersial *Ethylene Oxide* terjadi pada tahun 1914 ketika BASF membangun pabrik pertama yang menggunakan proses klorohidrin dengan mereaksikan *Ethylene* klorohidrin dengan kalsium hidroksida. Namun proses klorohidrin kurang menarik karenaberbagai alasan seperti efisiensi rendah dan biaya produksi lebih tinggi. Oksidasi langsung *Ethylene* menggunakan udara

diciptakan oleh Lefort pada tahun 1931. Proses Oksidasi langsung *Ethylene* menggunakan udara diadopsi Union Carbide yang membuka pabrik pertama menggunakan proses ini pada tahun 1937. Proses ini ditingkatkan lagi pada tahun 1958 oleh *Shell* Oil Co dengan mengganti udara menjadi oksigen murni dan menggunakan suhu tinggi antara 200-300°C pada tekanan (1-3 MPa). Proses yang lebih efisien ini menyumbang sekitar setengah dari produksi *Ethylene Oxide* di Amerika Serikat pada tahun 1950, dan menjadi proses utama pembuatan *Ethylene Oxide*. (H.W.P. , 2012)

1.3.4. Proses Pembuatan *Ethylene Oxide*

Untuk dapat memproduksi *Ethylene Oxide* terdapat beberapa proses yang digunakan yaitu:

1. Proses Klorohidrin *(Wurtz)*
2. Prosoes Reaksi Oksidasi *Ethylene* dengan Oksigen,
3. Proses Reaksi Oksidasi *Ethylene* dengan Udara

1.3.4.1.Proses Klorohidrin *(Wurtz)*

Proses ini dikenal juga dengan proses klorohidrin yang merupakan proses pertama pembuatan *Ethylene Oxide* dan saat ini sudah tidak dioperasikan lagi secara komersial dikarenakan biaya investasi awal yang terlalu mahal. Proses ini terdiri dari dua reaksi utama yaitu reaksi pembentukan *Ethylene* klorohidrin dari reaksi antara *Ethylene* dengan asam hipoklorit serta reaksi pembentukan *Ethylene Oxide* dari reaksi *Ethylene* klorohidrin dan basa $Ca(OH)_2$. Reaksinya adalah:

$$C_2H_{4\,(g)} + HOCl_{\,(l)} \rightarrow HOCH_2CH_2Cl_{\,(l)} \quad \text{..... (1.1)}$$

$$HOCH_2CH_2Cl_{\,(l)} + \tfrac{1}{2}Ca(OH)_{2\,(aq)} \rightarrow C_2H_4O_{(g)} + \tfrac{1}{2}CaCl_{\,(s)} + 2H_2O_{\,(l)} \text{ ... (1.2)}$$

Proses klorohidrin menghasilkan *yield* sebesar 85-90% yang dilakukan di dalam reaktor *Packed Tower* pada suhu 27- 43°C dengan tekanan 2-3 atm. Selektivitas reaksi sebesar 90 - 95%. Konsentrasi klorohidrin pada reaksi klorohidrasi dijaga di bawah 7% wt, hal ini dilakukan untuk menghindari adanya pembentukan produk samping (dikloro dietil eter, *Ethylene* klorida). Dalam pembentukan *Ethylene Oxide* dengan proses klorohidrin adalah dehidroklorinasi,

yang dilakukan dengan menambahkan 10%*wt Slurry* $Ca(OH)_2$ pada larutan klorohidrin. Campuran tersebut kemudian dipanaskan di dalam *Hydrolizer* (sebuah tangki berbentuk silinder yang dilengkapi dengan parsial kondenser yang beroperasi pada tekanan atmosferis) dengan temperatur suhu kurang dari 100°C. Saat klorohidrin bereaksi dengan $Ca(OH)_2$ menghasilkan produk berupa *Ethylene Oxide*, produk samping dan juga air. Dari reaksi ini, *Ethylene Oxide* yang terbentuk berupa bentuk uap dilewatkan melalui pendingin dan sebagian terkondensasi yang kemudian akan distilasi yang disusun seri (Perzon, 2015).

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

1.3.4.2.Proses Reaksi Oksidasi *Ethylene* dengan Oksigen

Proses reaksi oksidasi *Ethylene* terjadi di dalam *Fixed Bed Reactor* dengan menggunakan katalis perak (Ag) yang berfungsi untuk meningkatkan laju reaksi serta selektivitas terhadap produk yang diinginkan, yaitu *Ethylene Oxide.* Proses ini berlangsung pada suhu 220–330°C dan tekanan 10–30 bar, dengan selektivitas pembentukan *Ethylene Oxide* sebesar 80–90% (Mubashir, Muhammad, dkk., 2022). Reaksi utama yang terjadi pada proses ini adalah oksidasi parsial *Ethylene* dengan oksigen membentuk *Ethylene Oxide*, yang dapat dituliskan sebagai berikut:
Reaksi utama:

$$C_2H_{4(g)} + ½\ O_{2(g)} \rightarrow C_2H_4O_{(g)}\ \text{(katalis Ag)}\text{…….....} \quad (1.3)$$

Selain reaksi utama tersebut, juga terjadi reaksi samping berupa oksidasi sempurna *Ethylene* yang menghasilkan karbon dioksida dan air. Reaksi samping ini tidak diinginkan karena menurunkan selektivitas pembentukan *Ethylene Oxide* dan meningkatkan beban pemisahan pada tahap pemurnian. Reaksi oksidasi sempurna tersebut dinyatakan sebagai berikut:
Reaksi samping:

$C_2H_{4(g)} + 3O_{2(g)} \rightarrow 2CO_{2(g)} + 2H_2O_{(g)}$ ……..... (1.4)

Untuk mengendalikan reaksi samping, kondisi operasi reaktor diatur secara ketat serta ditambahkan inhibitor dalam jumlah kecil, seperti karbon dioksida dari hasil reaksi samping, bisa digunakan untuk menekan oksidasi sempurna *Ethylene.* Produk keluar reaktor selanjutnya dialirkan ke unit pemurnian untuk memisahkan *Ethylene Oxide* dari air dan karbon dioksida. Peralatan pada unit pemurnian umumnya terbuat dari baja tahan karat untuk menahan kondisi operasi bersuhu tinggi dan bersifat korosif (Perzon, 2015).

Proses oksidasi *Ethylene* dengan oksigen memiliki beberapa kelebihan (MO, K. A. E., & Alla, M. Y. A. 2022), yaitu:

1. Memiliki selektivitas dan produktivitas yang tinggi terhadap *Ethylene Oxide*
2. Proses relatif sederhana dan telah matang secara industri
3. Penggunaan katalis dalam jumlah kecil dengan umur pakai yang panjang
4. Jumlah polutan udara yang dihasilkan lebih rendah dibandingkan proses lainnya

1.3.4.3.Proses Reaksi Oksidasi *Ethylene* dengan Udara

Proses reaksi oksidasi *Ethylene* berbasis udara pada prinsipnya serupa dengan proses oksidasi berbasis oksigen murni. Udara yang digunakan sebagai oksidator memiliki komposisi sekitar 21% oksigen dan 79% nitrogen. Dalam proses ini, masuknya nitrogen dalam jumlah besar ke dalam sistem menyebabkan akumulasi gas *Inert* di dalam aliran daur ulang. Oleh karena itu, diperlukan pembuangan sebagian gas daur ulang *(Purge Gas)* untuk menjaga konsentrasi nitrogen tetap konstan dalam sistem (McKetta, 1984). Nitrogen bersifat *Inert* dan berperan dalam mengurangi risiko eksplosivitas campuran reaksi, serta membantu menyerap panas reaksi atau berfungsi sebagai media pendingin selama proses berlangsung. Reaksi utama pada proses oksidasi berbasis udara adalah oksidasi parsial *Ethylene* membentuk *Ethylene Oxide* dengan bantuan katalis perak, yang dinyatakan sebagai berikut:

Reaksi utama:

$C_2H_{4(g)} + ½\ O_{2(g)} \rightarrow C_2H_4O_{(g)}$ (katalis Ag) ……..... (1.5)

Selain reaksi utama, terjadi pula reaksi samping berupa oksidasi sempurna *Ethylene* yang menghasilkan karbon dioksida dan air, sebagaimana ditunjukkan pada reaksi berikut:

Reaksi samping:

$$C_2H_{4(g)} + 3O_{2(g)} \rightarrow 2CO_{2(g)} + 2H_2O_{(g)} \quad \text{..... (1.6)}$$

Karbon dioksida dan air yang terbentuk berasal dari reaksi samping tersebut dan meningkatkan beban pemisahan pada tahap pemurnian. Proses oksidasi *Ethylene* berbasis udara umumnya memiliki selektivitas yang lebih rendah, yaitu sekitar 65–75%, dibandingkan proses berbasis oksigen murni (Perzon, 2015). Selain itu, proses ini memerlukan lebih banyak peralatan tambahan, seperti beberapa reaktor yang disusun secara seri, penggunaan katalis dalam jumlah lebih banyak, kompresor *multi-stage*, unit pemurnian udara, serta sistem pengolahan gas buang. Akibatnya, biaya investasi spesifik per kapasitas produksi menjadi lebih tinggi.

Tabel 1. 1 Perbandingan Proses Pembuatan *Ethylene Oxide*

Parameter	Bobot	Jenis Proses		
		Oksidasi dengan oksigen	Oksidasi dengan udara	Klorohidrin
Selektivitas	0,25	4	3	5
Biaya Produksi	0,30	5	4	1
Efisiesi Proses	0,25	5	4	2
Dampak Lingkungan	0,20	5	4	1
Skor Total	1,00	4,75	3,75	2,25

Keterangan Skala:

1 = Sangat tidak baik,

2 = tidak baik

3 = cukup baik

4 = baik

5 = Sangat baik

Penentuan proses terbaik dilakukan menggunakan metode pembobotan berdasarkan kriteria selektivitas, biaya produksi, efisiensi proses, dan dampak

lingkungan. Skala penilaian yang digunakan adalah 1 hingga 5, dengan nilai 5 menunjukkan performa terbaik. Berdasarkan hasil perhitungan skor total, proses oksidasi langsung menggunakan oksigen memiliki nilai tertinggi sehingga dipilih sebagai proses produksi *Ethylene Oxide.*

1.4. Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik

Salah satu aspek penting dalam proses prarancangan pabrik yaitu kapasitas perancangan produksi. Kapasitas produksi dapat didefinisikan sebagai jumlah maksimum yang diproduksi oleh pabrik per satuan waktu tertentu. Hal ini akan berpengaruh pada sektor ekonomi pabrik itu sendiri, maka diperlukan perhitungan agar dengan biaya produksi yang minimum bisa mendapat profit yang optimum.

1.4.1. Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

Kebutuhan *Ethylene Oxide* tidak hanya digunakan di Indonesia tetapi juga di dunia Hingga saat ini, Indonesia belum memiliki pabrik *Ethylene Oxide*, sehingga pemenuhan kebutuhan dalam negeri masih sepenuhnya bergantung pada kegiatan impor. Secara global, pabrik *Ethylene Oxide* telah beroperasi dengan kapasitas produksi yang bervariasi. Kapasitas produksi terbesar tercatat sekitar 668.000 ton/tahun, sedangkan kapasitas produksi terkecil sekitar 45.000 ton/tahun. Keberadaan pabrik-pabrik tersebut menunjukkan bahwa kapasitas produksi dalam rentang tersebut telah terbukti layak secara teknis dan ekonomis.. Adapun pabrik *Ethylene Oxide* yang sudah berdiri beserta kapasitasnya dapat dilihat pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1. 2 Pabrik *Ethylene Oxide*

Produsen	Lokasi Pabrik	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
BASF	Geismar, Los Angeles	218.000
DOW	Plaquemine, Los Angeles	227.000
Eastman	Longview, Texas	91.000
Hoechst-Celanese	Clear Lake, Texas	209.000
Olin	Brandenburg, Kentucky	50.000
Oxy Petrochemicals	Bayport, Texas	250.000
PD Glycols	Beaumont, Texas	202.000
Quantum	Morris, Illinois	113.000

Shell	Geismar, Los Angeles	364.000
Sun Refining	Claymont, Delaware	45.000
Texaco	Port Neches, Texas	332.000
Union Carbide	Taft, Los Angeles	668.000

1.4.2. Penentuan Kapasitas Perancangan

Kebutuhan *Ethylene Oxide* akan terus meningkat dalam beberapa tahun ke depan. Jika tidak mengambil langkah yang tepat maka Indonesia akan terus bergantung dalam memenuhi kebutuhan *Ethylene Oxide* dari negara lain. Oleh sebab itu, diperlukan adanya perancangan pabrik dengan kapasitas yang mampu memenuhi kebutuhan *Ethylene Oxide* dalam negeri. Kapasitas suatu pabrik dapat ditetapkan dengan menggunakan data impor, data ekspor, data produksi, data kebutuhan konsumsi produk dalam negeri dan kapasitas pabrik yang sudah ada sebelumnya. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia masih membutuhkan impor *Ethylene Oxide* untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang dapat terlihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 1. 3 Data Impor *Ethylene Oxide*

Tahun	Impor = Konsumsi (ton)
2020	119.061
2021	198.070
2022	466.567
2023	619.597
2024	603.067

Sumber: Badan Pusat Statistik 2025

Dari data Impor *Ethylene Oxide* pada tahun 2020-2024 yang terus meningkat, maka untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor, Indonesia ditargetkan dapat menenuhi kebutuhan *Ethylene Oxide* dalam negeri, maka perlu didirikan pabrik *Ethylene Oxide* di Indonesia.

Tabel 1. 4 Konsumsi dan Pertumbuhan *Ethylene Oxide* di Indonesia

Tahun	Impor (ton)	% Pertumbuhan
2020	119.061	0

2021	198.070	39,89
2022	466.567	57,55
2023	619.597	24,70
2024	603.067	-2,74
% Pertumbuhan rata rata		**23,88**

Karena diasumsikan bahwa jumlah konsumsi sama dengan jumlah impornya dan di harapkan tahun 2030 tidak ada impor lagi serta belum ada pabrik yang di dirikan di Indonesia, maka dapat diproyeksikan kebutuhan *Ethylene Oxide* pada tahun 2030 dapat di hitung dengan

$$\mathbf{F = Fo(1+í)^n}$$

Dimana:

F = Perkiraan kebutuhan *Ethylene Oxide* pada tahun 2030 (ton)

Fo = Jumlah impor *Ethylene Oxide* pada tahun 2024

í = Jumlah % pertumbuhan

n = selisih waktu (tahun)

Fo = 603.067 ton/tahun

n = 2030 - 2024 = 6

í = Jumlah % Pertumbuhan = 0,2388

$$\mathbf{F = Fo(1+í)^n}$$

$$F = 603.067 \text{ ton/tahun} \times (1+ 0{,}2388)^6$$

$$F = 603.067 \text{ ton/tahun} \times (1{,}2388)^6$$

$$F = 603.067 \text{ ton/tahun} \times 3{,}61$$

$$\mathbf{F = 2.179.455 \text{ ton/tahun}}$$

Dengan ditetapkannya pabrik baru sebesar 10% dari kapaistas tahun 2030 serta berdasarkan hasil perhitungan untuk memperkirakan kapasitas pabrik baru sehingga ditentukan untuk kapasitas pabrik baru sebesar 210.000 ton/year.

1.5. Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pembangunan pabrik menjadi hal yang sangat penting dalam proses perancangan pabrik, karena hal ini akan berhubungan langsung dengan nilai ekonomis pabrik yang akan didirikan. Faktor yang perlu dipertimbangkan guna mendapatkan tempat yang terbaik adalah sebagai berikut:

1.5.1. Faktor Utama

Berikut di bawah ini adalah beberapa faktor utama yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik karena dapat memberikan efek secara langsung terhadap berjalannya suatu pabrik agar sesuai dengan tujuan berdirinya pabrik dalam proses produksi dan distribusi. Faktor utama tersebut adalah:

1.5.1.1. Sumber Bahan Baku

Suatu pabrik akan sangat menguntungkan jika dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran, sehingga transportasi dapat berjalan dengan baik. Bahan baku pabrik *Ethylene Oxide* ini yaitu *Ethylene* dan oksigen yang diperoleh dari pabrik yang ada di Indonesia. Untuk bahan baku *Ethylene* , didapatkan dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk yang berlokasi di Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi *Ethylene* sebesar 500.000 ton/tahun. Oleh karena itu, diperkirakan untuk dapat merancang pabrik *Ethylene Oxide* dengan kapasitas 210.000 ton/tahun ini bahan baku dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk masih dapat terpenuhi. Kota Cilegon merupakan kota yang paling strategis terkait ketersediaan bahan baku. KITB di kota Batang juga berpotensi terpilih menjadi lokasi pembuatan pabrik *Ethylene Oxide* karena akses lokasi yang mudah dan ketersediaan utilitas, selain itu Kota Cilacap walaupun jarak dari sumber bahan baku relatif jauh namun bisa menjadi alternatif untuk pembuatan pabrik *Ethylene Oxide* karena ketersediaan utilitas dan IPAL

1.5.1.2. Utilitas

Sebagai salah satu penunjang penting dalam berjalannya proses suatu pabrik yaitu utilitas. Utilitas yang paling banyak digunakan di industri yaitu air dan listrik. Kota Cilacap dan Kota Cilegon memiliki keunggulan dari sisi utilitas karena sudah berkembang sebagai kawasan industri energi dan kimia, sehingga infrastruktur air dan listrik relatif mapan dan mudah diakses. Namun kapasitas dan distribusinya masih perlu diperkuat untuk mendukung skala industri yang lebih besar. Di sisi lain, KITB di Kota Batang yang merupakan kawasan industri baru juga memiliki utilitas yang memadai.

1.5.1.3. Sarana Transportasi dan Distribusi

Ketersediaan sarana transportasi yang memadai merupakan salah satu faktor penting dalam pemilihan lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide*. Aksesibilitas

terhadap jalur darat, laut, akan sangat berpengaruh terhadap efisiensi distribusi baik bahan baku maupun hasil produksi. Lokasi yang dekat dengan pelabuhan atau terminal distribusi akan mempermudah distribusi *Ethylene Oxide* ke pasar domestik maupun ekspor. Dengan lokasi pabrik *Ethylene Oxide* yang strategis di harapkan rantai pasokan distribusi baik berupa bahan baku maupun produk jadi dapat berjalan lancar dan berkesinambungan.

Kota Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta, yang merupakan pintu gerbang pulau jawa dari sumatera. Kawasan industri Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) ini juga telah memiliki fasilitas jalan kelas satu, dengan demikian transportasi darat dari sumber bahan baku, dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Untuk sarana transportasi laut, KIEC memiliki pelabuhan yang dapat disandari kapal berukuran 100.000 DWT

Kabupaten Batang berada di jalur transportasi tol pantai utara jawa yang menghubungkan Jakarta, Semarang, Surabaya. Kawasan Industri Terpadu Batang (KITB) berada di jalur exit tol batang sehingga sangat strategis untuk transportasi darat karena menghubungkan beberapa kota besar, KITB juga memiliki dermaga yang dapat menampung kapal dibawah 10.000 DWT

Kabupaten Cilacap berada di pesisir pantai selatan jawa, letaknya yang menjorok kearah selatan dan belum adanya integrasi ruas tol yang menghubungkan harus di pertimbangkan untuk pemilihan transportasi jalur darat, namun untuk Pelabuhan cilacap memiliki Pelabuhan yang dapat menampung kapal berukuran 100.000 DWT

1.5.1.4. Tenaga Kerja

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

Jumlah penduduk di Kabupaten Cilacap tercatat 2,04 juta jiwa, jumlah penduduk usia produktif tercatat 1,31 juta jiwa atau 64,06%. Jumlah penduduk di Kabupaten Batang tercatat 849.69 ribu jiwa, Jumlah penduduk usia produktif tercatat 546.25 ribu jiwa atau 64.29%. Jumlah penduduk di Kota Cilegon tercatat 476.87 ribu jiwa, Jumlah penduduk usia produktif tercatat 315.74 ribu atau 66.21% (BPS, 2024) dengan adanya pembuatan pabrik *Ethylene Oxide* di KITB diharapkan dapat menyerap tenaga kerja dari Kabupaten Batang secara optimal dan kota kota di Tawa Tengah laiinya

1.5.1.5. Pembuangan Limbah

Pertimbangan terhadap pengelolaan dan pembuangan limbah menjadi aspek penting dalam pemilihan lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide*, mengingat proses produksi menghasilkan limbah cair, padat, dan gas yang harus ditangani sesuai standar lingkungan. Lokasi yang memiliki akses ke sistem pengolahan limbah terpadu atau memiliki lahan cukup untuk instalasi IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah) akan lebih mendukung keberlanjutan operasional pabrik. Kota Batang memiliki keunggulan karena memiliki kawasan industri dengan fasilitas lingkungan pendukung serta regulasi yang jelas dalam pengelolaan limbah industri dan masih banyak lahan yang luas. Di sisi lain, Kota Cilegon dan Kota Cilacap masih menghadapi keterbatasan infrastruktur pengelolaan limbah industri apabila di bangun pabrik baru, sehingga memerlukan investasi tambahan dalam membangun sistem pembuangan dan pengolahan limbah secara mandiri. Oleh karena itu, lokasi yang mendukung pengelolaan limbah secara efektif dan berkelanjutan akan lebih layak dipilih guna meminimalkan risiko lingkungan dan memenuhi ketentuan perizinan industry

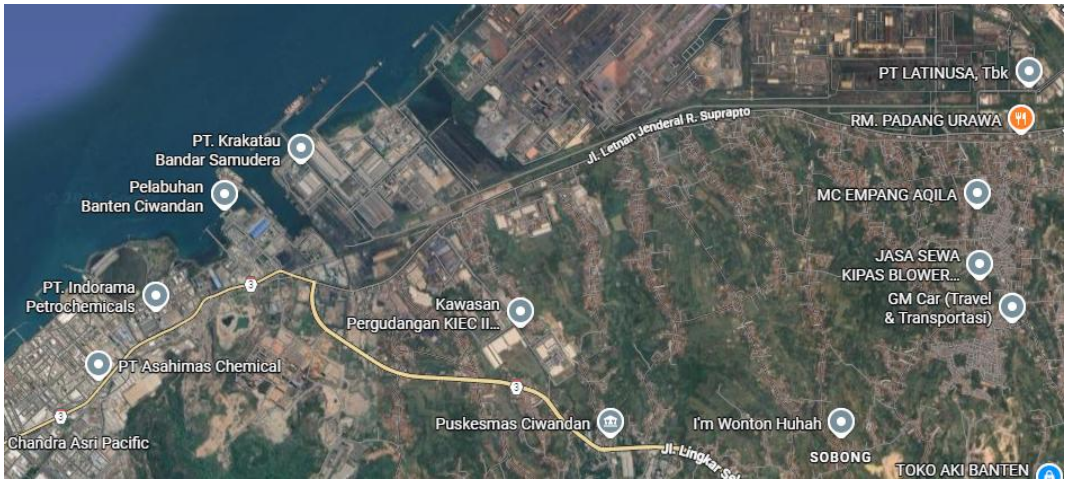
1.5.1.6. Letak Geografis

Secara geografis penentuan letak lokasi suatu pabrik sangat mentukan kemajuan pabrik tersebut saat produksi dan masa yang akan datang. Letak geografis suatu wilayah berpengaruh dalam pemilihan lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide* , karena menentukan kemudahan akses, kedekatan dengan sumber daya, serta keterhubungan dengan wilayah pasar atau distribusi. Lokasi yang secara geografis strategis dekat dengan pelabuhan, jalan utama, atau pusat industri akan memberikan keuntungan logistik dan efisiensi biaya operasional. Kabupaten Cilacap memiliki

posisi geografis yang strategis di selatan Jawa dan terhubung langsung dengan jalur distribusi regional serta pelabuhan samudera, yang menjadikannya ideal untuk distribusi ke pasar nasional maupun internasional namun untuk akses jalur darat Cilacap kurang optimal karena belum terintegrasi jalan tol sehingga distribusi akan lebih lambat di banding kota Cilegon dan Kabupaten Batang. Selain itu juga terkait *issue "sunda mega thrust"* membuat investor memilih KITB sebagai tempat yang lebih aman untuk pembuatan pabrik *Ethylene Oxide* karena KITB berada di wilayah pesisir pantai utara, tidak seperti Kabupaten Cilacap dan Kota Cilegon yang berada di pesisir pantai selatan.



Gambar 1. 1 Peta Lokasi Kabupaten Batang (KITB) (sumber: Google Maps)



Gambar 1. 2 Peta Lokasi Kota Cilegon (KIEC) (sumber: Google Maps)



Gambar 1. 3 Peta Lokasi Kota Cilacap (KIC) (sumber: Google Maps)

1.5.2. Faktor Pendukung

Faktor pendukung secara tidak langsung berperan penting dalam dunia industri karena sangat memperngaruhi berjalannya industri tersebut. Faktor-faktor pendukung penentuan lokasi pabrik meliputi:

1.5.2.1. Harga Tanah dan Ekspansi Pabrik

Faktor pendukung seperti harga tanah dan ketersediaan lahan untuk perluasan menjadi pertimbangan penting dalam pemilihan lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide.* Lokasi dengan harga tanah yang terjangkau akan menurunkan investasi awal, terutama untuk pembangunan skala besar, sementara ketersediaan lahan cadangan memungkinkan ekspansi kapasitas produksi di masa depan. Kota Cilegon dan kota Cilacap yang telah berkembang sebagai kawasan industri memiliki harga tanah yang cenderung lebih tinggi, meskipun ketersediaan lahan masih memungkinkan untuk ekspansi, terutama di area pinggiran kota atau kawasan peruntukan industri. Namun berbeda dengan KITB yang merupakan Kawasan industrial baru untuk harga tanah lebih terjangkau di banding dengan kota industri *existing* dan lahan untuk ekspansi pabrik lebih memadai.

1.5.2.2. Kebijakan Pemerintah, Batasan Hukum dan Pajak

Kebijakan Pemerintah, Batasan hukum dan kebijakan fiskal, seperti peraturan perizinan, tata ruang, serta insentif atau beban pajak daerah, merupakan

faktor pendukung yang penting dalam menentukan lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide*. Lokasi yang memiliki regulasi yang mendukung investasi, proses perizinan yang transparan, serta keringanan pajak daerah akan mempercepat proses pembangunan dan meningkatkan efisiensi biaya operasional. KITB baru saja resmi ditetapkan sebagai Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Industropolis Batang pada 20 Maret 2025 berdasarkan Peraturan Pemerintah (PP) Nomor 12 Tahun 2025 tentang Kawasan Ekonomi Khusus Industropolis Batang. Hal ini lebih menarik perhatian para investor untuk lebih memilih Kawasan KITB untuk mendirikan pabrik *Ethylene Oxide* dari pada Kabupaten Cilacap dan Kota Cilegon yang juga berpotensi besar untuk pemilihan lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide.* Oleh karena itu, lokasi dengan kepastian hukum, tata ruang yang mendukung kegiatan industri, serta potensi insentif fiskal akan lebih menguntungkan bagi pengembangan dan keberlanjutan pabrik *Ethylene Oxide.*

1.5.3. Penentuan Lokasi Pabrik

Untuk menentukan lokasi paling ideal bagi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide* berbahan baku *Ethylene* dan Oksigen diperlukan analisis komprehensif terhadap sejumlah parameter penentu kelayakan. Penilaian ini mencakup aspek teknis, ekonomi, lingkungan, dan administratif seperti ketersediaan bahan baku, utilitas, akses transportasi dan distribusi, ketersediaan tenaga kerja, kesiapan pengelolaan limbah serta letak geografis. Selain itu, faktor-faktor pendukung seperti harga tanah dan potensi perluasan, batasan hukum dan pajak, serta dukungan kebijakan pemerintah juga dipertimbangkan. Masing-masing parameter diberikan bobot dan skor untuk menghasilkan total nilai yang mencerminkan kelayakan relatif dari masing-masing lokasi. Tabel berikut menyajikan hasil penilaian skoring terhadap tiga lokasi alternatif: Kabupaten Batang, Kabupaten Cilacap dan Kota Cilegon.

Tabel 1. 5 Pemilihan Lokasi Pembangunan Pabrik *Ethylene Oxide* Berdasarkan Metode Skoring Tertimbang

Parameter	**Skor (%)**	**Kabupaten Batang**	**Kabupaten Cilacap**	**Kota Cilegon**
Sumber Bahan Baku	15	10	9	14
Utilitas	15	12	14	12
Sarana Transportasi & Distribusi	15	12	10	13
Tenaga Kerja	10	8	8	6
Pembuangan Limbah	10	9	8	7
Letak Geografis	10	9	6	6
Harga Tanah & Ekspansi Pabrik	15	12	11	10
Kebijakan Pemerintah	5	4	3	3
Batasan Hukum dan Pajak	5	4	3	3
Total Skor Tertimbang	**100**	**80**	**72**	**74**

Keterangan: Penilaian dilakukan menggunakan metode skoring tertimbang berdasarkan beberapa parameter utama. Skor diberikan dengan skala 1–15, di mana nilai yang lebih tinggi menunjukkan kondisi yang lebih menguntungkan. Skor akhir diperoleh dari penjumlahan nilai setiap parameter yang telah disesuaikan dengan skor tertimbang.

Berdasarkan hasil perbandingan skoring, Kabupaten Batang menempati posisi tertinggi dengan total skor sebesar 80% sehingga dipilih sebagai lokasi pembangunan pabrik *Ethylene Oxide*. Keunggulannya terletak pada kemudahan pembuangan limbah, ketersediaan tenaga kerja, letak geografis yang strategis, serta dukungan kebijakan pemerintah dan regulasi. Meskipun sumber bahan baku paling jauh jaraknya dibanding wilayah lain namun akses distribusi dan transportasi produk relatif mudah untuk kota kota besar di pulau Jawa.

Kota Cilegon menempati peringkat kedua dengan skor sebesar 74% unggul dalam ketersediaan sumber bahan baku dan sarana transportasi dan distribusi, namun masih memerlukan penguatan pembuangan limbah karena sudah banyak pabrik petrokimia sehingga butuh sarana pembuangan limbah yang lebih kompleks.

Sementara itu, Kabupaten Cilacap berada di posisi ketiga dengan skor 72% dengan kelebihan pada utilitas karena bisa terintegrasi dari kilang PT KPI RU IV Cilacap untuk kebutuhan utilitas seperti listrik dan air, namun memiliki tantangan besar pada aspek transportasi distribusi serta bahan baku.

Hasil ini dapat dijadikan dasar pertimbangan awal dalam proses studi kelayakan dan pemilihan lokasi pabrik *Ethylene Oxide* dengan bahan baku *Ethylene* dan Oksigen secara lebih objektif dan terukur.

BAB II
URAIAN PROSES

2.1. Deskripsi Proses

Reaksi pembuatan *Ethylene Oxide* dilakukan pada fase gas antara *Ethylene* dan oksigen dengan katalisator perak (Ag). Proses pembuatan *Ethylene Oxide* secara garis besar dibagi menjadi tiga tahap proses, yaitu :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku.
2. Tahap Reaksi.
3. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk. (H. W. P., 2014)

2.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku gas *Ethylene* dari PT Chandra Asri Pacific disimpan dalam fase cair pada tangki penyimpanan (T-02) pada temperatur -39°C dan tekanan 15 atm dipompakan untuk masuk ke dalam *Vaporizer* (V-02) untuk merubah fasenya dari cair menjadi gas pada tekanan 16 atm. Gas *Ethylene* keluar dari *Vaporizer* pada temperatur -36,8°C. Oksigen disimpan dalam fase cair pada tangki penyimpanan oksigen. Oksigen cair kemudian dipompa menggunakan pompa oksigen (P-01) hingga tekanan 16 atm dan dialirkan menuju *Oxygen Vaporizer* (V-01) untuk diuapkan. Oksigen keluar dari V-01 pada temperatur sekitar −144,9°C dan tekanan 16 atm, kemudian dipanaskan di *Oxygen Heat Exchanger* (HE-01) hingga temperatur 40°C sebelum dicampurkan dengan aliran etilen dan gas daur ulang Metana disimpan dalam fase cair pada tangki penyimpanan metana pada temperatur −115,6°C dan tekanan 14,3 atm. Metana kemudian dipompa menggunakan P-03, diuapkan di methane *Vaporizer* (V-03), dan dipanaskan di HE-04 hingga mencapai temperatur 40°C. Aliran metana dalam fase gas selanjutnya dicampurkan dengan aliran produk keluar reaktor.

Uap etilen yang keluar dari V-02 pada temperatur −36,8°C dan tekanan 16 atm dipanaskan di *Ethylene Heat Exchanger* (HE-02) hingga temperatur 40°C menggunakan media pemanas yang disediakan oleh sistem utilitas Oksigen keluar dari V-01 pada temperatur sekitar −144,9°C dan tekanan 16 atm, kemudian dipanaskan di *Oxygen Heat Exchanger* (HE-01) hingga temperatur 40°C. Gas oksigen selanjutnya dicampurkan dengan gas etilen yang juga telah dipanaskan

hingga 40°C. Gas etilen dan oksigen yang telah mencapai temperatur 40°C dicampurkan, kemudian dipanaskan di *Feed*-product *Heat Exchanger* (HE-03) dari 40°C menjadi 242,2°C dengan memanfaatkan panas aliran produk reaktor. Sementara itu, gas daur ulang dari A-02 dikompresi menggunakan kompresor *Recycle* K-01 dan dipanaskan secara terpisah di *Recycle Gas Heater* HE-06. Aliran umpan segar dan gas daur ulang selanjutnya digabungkan sebelum masuk ke reaktor R-01 pada kondisi operasi yang ditetapkan. Campuran tersebut kemudian masuk ke reaktor (R-01) pada temperatur 242,2°C dan tekanan sekitar 15,7 atm.

2.1.2. Tahap Reaksi

Proses pembuatan *Ethylene Oxide* dengan oksidasi langsung menggunakan *Plug Flow Reactor* (PFR) dengan katalis perak (Ag) yang dijaga pada kondisi temperatur 242,2°C – 254,4°C dan tekanan 15,7 atm. Reaktan *Ethylene* dan oksigen pada suhu 242,2°C dan tekanan 15,7 atm sebagai umpan pada reaktor (R-01) dalam fase gas.

Reaksi utama pembuatan *Ethylene Oxide*

$C_2H_{4(g)} + ½\ O_{2(g)} \rightarrow C_2H_4O_{(g)}$ (katalis Ag) ……..... (2.1)

Reaksi samping:

$C_2H_{4(g)} + 3O_{2(g)} \rightarrow 2CO_{2(g)} + 2H_2O_{(g)}$ ……..... (2.2)

Di dalam reaktor terjadi reaksi oksidasi dimana *Ethylene* teroksidasi parsial membentuk *Ethylene Oxide* dan besarnya konversi *Ethylene* dapat mencapai 90%. Suhu sangat mempengaruhi konversi terbentuknya *Ethylene Oxide*. Reaksi berlangsung di dalam reaktor plug aliran (PFR) pada suhu 242,2°C – 254,4°C dan tekanan 15,7 atm dengan bantuan katalis perak (Ag), karena reaksi bersifat eksotermis dan *irreversible*, maka reaksi disertai dengan pelepasan panas, akibatnya akan terjadi peningkatan suhu. Untuk mencegah hal tersebut digunakan pendingin. Produk keluar reaktor yang bersuhu 254,4°C pada tekanan 14,3 atm lalu dicampurkan dengan metana yang bertujuan untuk mencegah sifat explosivitas produk *Ethylene Oxide* dengan oksigen. Campuran produk reaktor setelah penambahan metana masuk ke *Feed*-product *Heat Exchanger* (HE-03) pada temperatur sekitar 252,8°C. Di dalam HE-03, sebagian panas produk dipindahkan kepada campuran umpan reaktor sehingga temperatur produk turun menjadi sekitar 187,3°C, sedangkan temperatur campuran umpan meningkat dari 40°C menjadi

242,2°C. Produk keluar HE-03 selanjutnya didinginkan di product *Cooler* (HE-05) dari sekitar 187,3°C menjadi 90°C sebelum dialirkan menuju *Water Absorber* (A-01).

2.1.3. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan *Ethylene Oxide* dari *impurities* berupa campuran gas *Ethylene* dan oksigen yang tidak bereaksi, gas CO_2, air, serta metana. Gas keluaran reaktor yang telah didinginkan kemudian masuk ke *Water Absorber* (A-01) melalui bagian bawah kolom, sedangkan sebagai penyerapnya adalah air pada suhu 30°C dan tekanan 14 atm masuk melalui bagian atas kolom. Di kolom *Absorber* ini *Ethylene Oxide* akan terserap oleh air dan akan keluar sebagai produk bawah pada suhu 60,8°C dengan tekanan 14 atm. Hasil bawah berupa larutan *Ethylene Oxide*, sedangkan produk atas berupa gas sisa reaktan, metana, dan CO_2. Produk bawah kolom kemudian masuk ke dalam sebuah Menara distilasi (D-01) untuk dimurnikan. Hasil atas Menara distilasi (D-01) adalah produk *Ethylene Oxide* dengan kemurnian 99,9%, sedangkan produk bawah sebagian besar berupa air. Sebagian distilat akan dikembalikan ke menara distilasi sebagai *reflux*, sedangkan sebagian lainnya akan disimpan di tangki produk *Ethylene Oxide* (T-04) pada temperatur 28°C dan tekanan 1,9 atm. Produk atas kolom *Absorber* (A-01) kemudian dimasukkan ke dalam kolom CO_2 *Absorber* (A-02) untuk menghilangkan kandungan gas CO_2 sebelum dialirkan kembali sebagai *Recycle* ke dalam reaktor.

Produk samping, terutama CO_2 harus dihilangkan dari sistem agar tidak terjadi akumulasi. Sistem removal yang dipilih adalah sistem *benfield*, dimana gas dimasukkan dalam sebuah kolom CO_2 *Absorber* (A-02) yang beroperasi pada tekanan tinggi 14 atm dan suhu 110°C. CO_2 yang ada dalam gas akan bereaksi dengan larutan benfield membentuk potassium bikarbonat pada reaksi:

$$K_2CO_{3(aq)} + CO_{2\,(g)} + H_2O_{(l)} \rightarrow 2KHCO_{3(aq)} \quad \text{.....(2.3)}$$

CO_2 yang terserap pada CO_2 *Absorber* (A-02) diharapkan sekitar 99,9 %. Larutan rich Benfield dari bagian bawah A-02 diturunkan tekanannya melalui *Expansion Valve* E-02, kemudian dipanaskan di CO_2 *Absorber* bottom *Heater* (HE-08) hingga temperatur sekitar 180°C sebelum dialirkan ke *Stripper* S-01.

Stripper (S-01) berfungsi untuk memisahkan CO_2 dalam larutan *benfield* menggunakan *Steam* sebagai pemisah, sehingga larutan *benfield* dapat diregenerasi dan CO2 dapat dipisahkan.

Kemudian CO_2 dikeluarkan dari bagian atas *Stripper* (S-01) sementara larutan *benfield* yang telah diregenerasi *(lean benfield)* dikembalikan ke CO_2 *Absorber* (A-02) setelah didinginkan hingga suhu 110 °C menggunakan *Stripper Heat Exchanger* (HE-07).

BAB III
SPESIFIKASI BAHAN DAN PRODUK

3.1. Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku pembuatan *Ethylene Oxide* adalah *Ethylene* dan oksigen. Bahan baku *Ethylene* merupakan produk PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, Cilegon memiliki spesifikasi kemurnian tinggi dengan komposisi 99,95% *Ethylene* dan 0,05% etana sebagai *impurities*. Bahan baku oksigen dengan kemurnian 99,96% dan nitrogen 0,04% sebagai *impurities* didapatkan dari PT Samator Gas

3.1.1. Sifat Fisika dan Kimia bahan baku *Ethylene*

Sifat Fisika bahan baku *Ethylene* untuk pembuatan *Ethylene Oxide* dapat dilihat dalam tabel 3.1

Tabel 3. 1 Sifat Fisika *Ethylene*

RUMUS MOLEKUL	**C_2H_4**
WUJUD	Gas, tidak berwarna
BERAT MOLEKUL	28.05 gr/mol
TEMPERATUR KRITIS	284.4 K
TEKANAN KRITIS	50.4 bar
TITIK DIDIH (1 ATM)	-103,77 °C
TITIK LELEH (1 ATM)	-169,15 °C
KEMURNIAN	99,95% (0,05% *impurities* etana)
KELARUTAN	Tidak larut dalam air
SIFAT OKSIDASI	Dapat bereaksi dengan zat pengoksidasi kuat

Sumber : CAP-LDK,2024

Sifat Kimia *Ethylene:*

- *Ethylene* merupakan gas yang cukup reaktif sehingga memungkinkan untuk terpolimerisasi pada kondisi suhu dan tekanan tertentu
- *Ethylene* merupakan gas yang mudah meledak dan mudah terbakar jika bercampur dengan oksigen

3.1.2. Sifat Fisika dan Kimia bahan baku Oksigen

Sifat Fisika bahan baku Oksigen untuk pembuatan *Ethylene Oxide* dapat dilihat dalam tabel 3.2

Tabel 3. 2 Sifat Fisika Oksigen

RUMUS MOLEKUL	**O_2**
WUJUD	Gas, tidak berwarna
BERAT MOLEKUL	31,99 gr/mol
TEMPERATUR KRITIS	-118,6 °C
TEKANAN KRITIS	50.4 bar
TITIK DIDIH (1 ATM)	-182,9 °C
TITIK LELEH (1 ATM)	-218,8 °C
KEMURNIAN	99,5% (0,5% *impurities* Nitrogen)
KELARUTAN	Larut dalam air
SIFAT OKSIDASI	Bersifat oksidator kuat

Sumber : Samator LDKB.01, 2023

Sifat Kimia bahan baku Oksigen:

- Bersifat okisdator kuat sehingga bisa membentuk senyawa kimia dengan semua elemen kecuali gas *Inert*
- Reaksi yang melibatkan oksigen seringkali merupakan reaksi eksotermis

3.1.3. Sifat Fisika dan Kimia Katalis Perak (Ag)

Sifat Fisika Katalis Perak (Ag) untuk pembuatan *Ethylene Oxide* dapat dilihat dalam tabel 3.3

Tabel 3. 3 Spesifikasi Katalis Perak (Ag)

RUMUS MOLEKUL	**AG**
WUJUD	Padat berwarna *silver*
BERAT MOLEKUL	107,88 gr/mol
TEMPERATUR KRITIS	-
TEKANAN KRITIS	50.4 bar
TITIK DIDIH (1 ATM)	1950 °C
TITIK LELEH (1 ATM)	960,5 °C

KEMURNIAN	-
KELARUTAN	Tidak larut dalam air
SIFAT OKSIDASI	Bersifat selektif, tahan terhadap oksidasi

Sumber : Perry, 2008

Sifat Kimia Katalis Perak (Ag)

- Bersifat selektif dengan bantuan katalis perak (Ag) terjadi oksidasi parsial sehingga *Ethlene Oxide* terbentuk
- Stabil pada suhu tinggi dan tahan terhadap oksidasi

3.2. Spesifikasi Produk

Produk merupakan *Ethylene Oxide* dengan komposisi kemurnian >99% *Ethylene Oxide* dan <1% merupakan impurities yang berupa air (H_2O)

3.2.1 Sifat Fisika dan Kimia Produk *Ethylene Oxide*

Sifat Fisika Produk *Ethylene Oxide* dapat dilihat dalam tabel 3.4

Tabel 3. 4 Sifat Fisika *Ethylene Oxide*

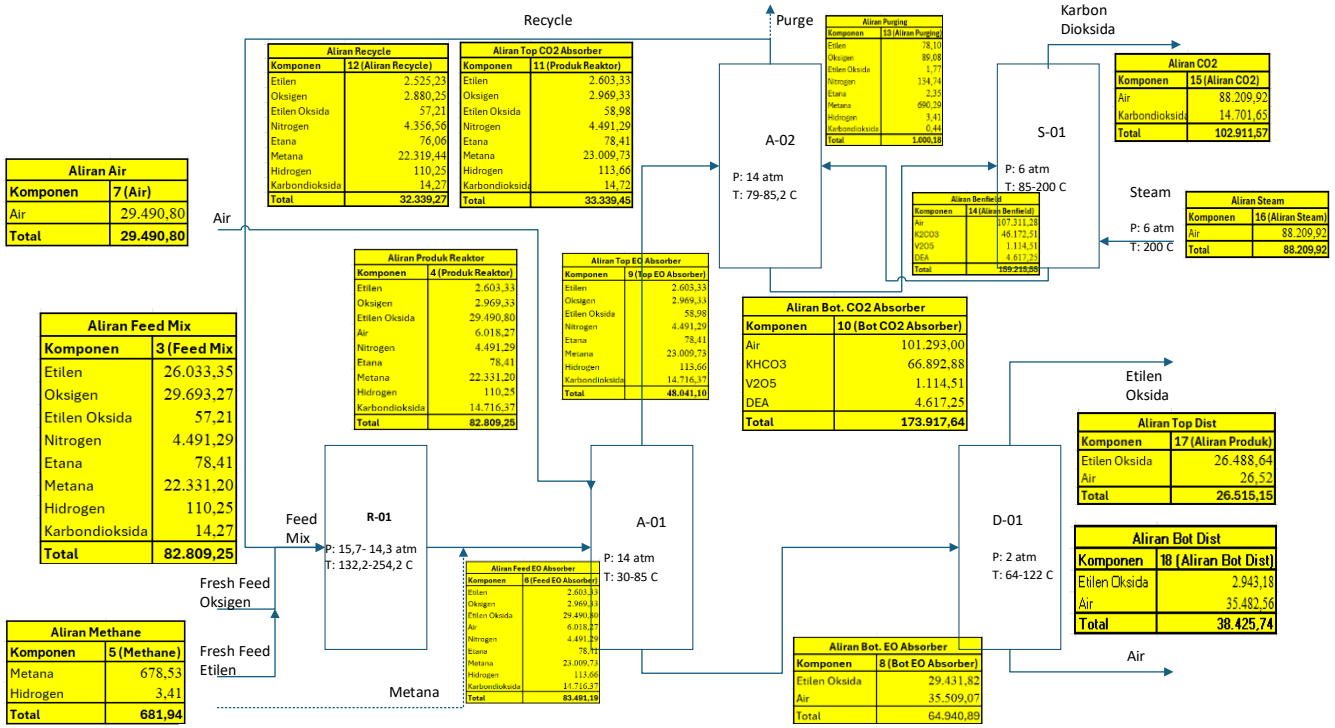
RUMUS MOLEKUL	**C_2H_4O**
WUJUD	Gas dalam suhu ruang, tidak berwarna
BERAT MOLEKUL	44.054 gr/mol
TEMPERATUR KRITIS	196 °C
TEKANAN KRITIS	50,9 bar
TITIK DIDIH (1 ATM)	10,7 °C
TITIK LELEH (1 ATM)	-112 °C
KEMURNIAN	>99% , <1% *impurities* air (H_2O)
KELARUTAN	Larut dalam air
SIFAT OKSIDASI	Dapat bereaksi dengan zat pengoksidasi kuat

Sifat Kimia *Ethylene Oxide:*

- Merupakan senyawa yang sangat mudah bereaksi (reaktif) dan umumnya reaksi yang terjadi reaksi eksotermis
- Bisa terdekomposisi pada suhu atau tekanan tinggi
- Dapat meledak jika bercampur dengan udara/oksigen dengan perbandingan tertentu dalam rentang *explosive limits*.

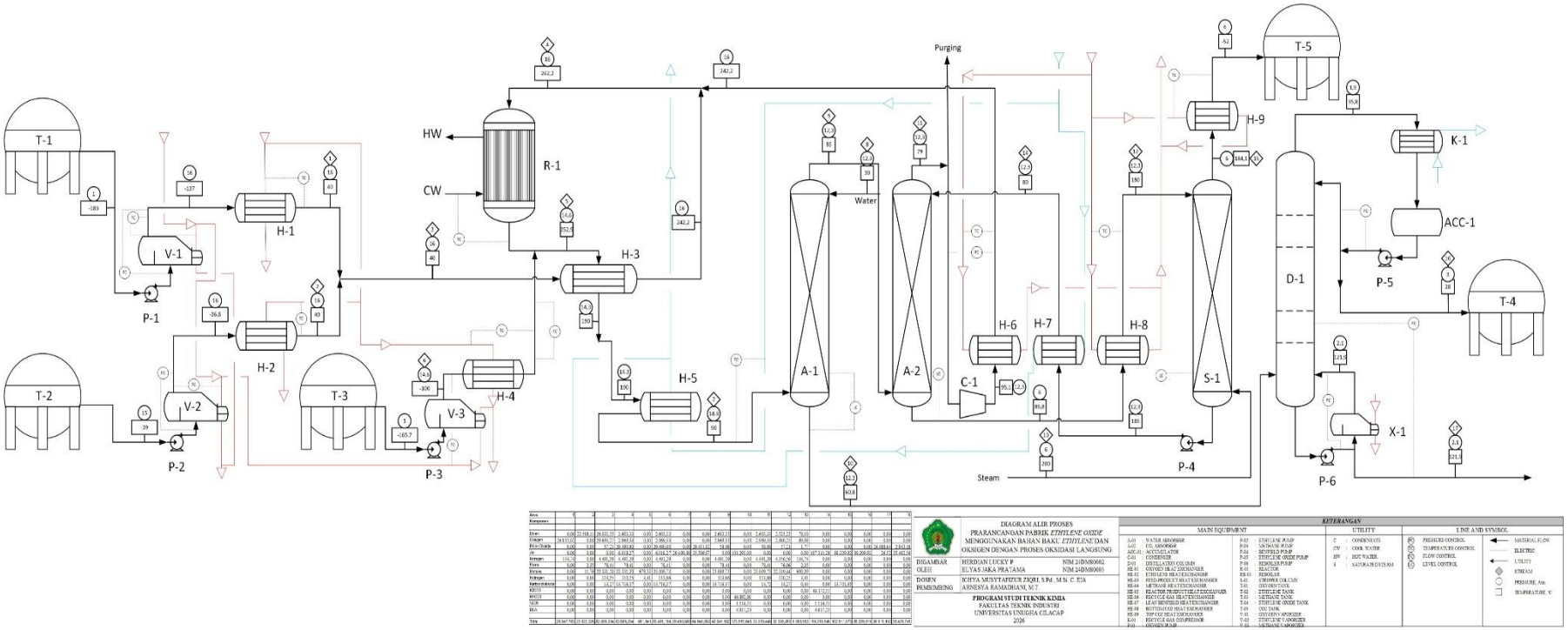
BAB IV
DIAGRAM ALIR

4.1. Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif



Gambar 4. 1 Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif

4.2. *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)



Gambar 4. 2 *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)

BAB V
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 210.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 330 Hari
Basis	: 1 Jam Operasi
Bahan Baku	: Etilen dan Oksigen
Produk	: Etilen Oksida

Penyusunan neraca massa didasarkan pada prinsip kekekalan massa. Menurut Himmelblau dan Riggs (2022), persamaan umum neraca massa menyatakan bahwa total akumulasi massa dalam suatu sistem merupakan hasil penjumlahan dari laju aliran masuk (*Input*) dan laju pembentukan (generasi), dikurangi laju aliran keluar (*Output*) dan laju pemakaian (konsumsi).Pabrik dirancang untuk beroperasi pada kondisi tunak (*Steady State*), maka diasumsikan tidak terjadi akumulasi massa di dalam sistem (nilai akumulasi = 0). Berdasarkan hal tersebut, perhitungan neraca massa dibagi menjadi dua kondisi:

a. Neraca Massa Tanpa Reaksi

Pada sistem yang tidak melibatkan reaksi kimia, pemberntukan (generasi) dan pemakaian (konsumsi) bernilai nol. Dalam kondisi tunak, maka:

$$0 = Input - Output + 0 - 0$$

$$Input = Output$$

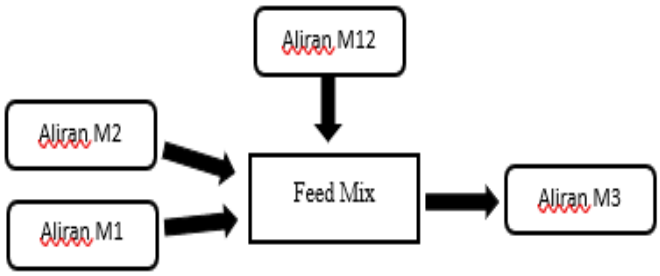
b. Neraca Massa Dengan Reaksi

Pada sistem yang melibatkan reaksi kimia, gernerasi dan konsumsi diperhitungkan di dalam perhitungan neraca massa. Dalam kondisi tunak, maka:

$$0 = Input - Output + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

$$Input = Output - \text{generasi} + \text{konsumsi}$$

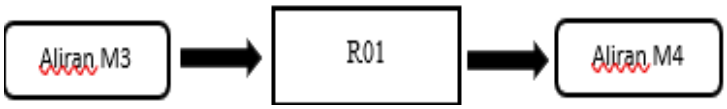
5.1. Titik Pencampuran *Fresh Feed* dan Arus *Recycle*



Tabel 5. 1 Neraca Massa Titik Pencampuran *Fresh Feed* dan Arus *Recycle*

Komponen	*Input* (kg/jam)			*Output* (kg/jam)
	M2	**M1**	**M12**	**M3**
Etilen	23.508,1	0,0	2.525,2	26.033,3
Oksigen	0,0	26.813,0	2.880,2	29.693,3
Etilen Oksida	0,0	0,0	57,2	57,2
Air	0,0	0,0	0,0	0,0
Nitrogen	0,0	134,7	4.356,6	4.491,3
Etana	2,4	0,0	76,1	78,4
Metana	11,8	0,0	22.319,4	22.331,2
Hidrogen	0,0	0,0	110,2	110,2
Karbon Dioksida	0,0	0,0	14,3	14,3
Subtotal	**23.522,2**	**26.947,8**	**32.339,3**	
Total		**82.809,3**		**82.809,3**

5.2. Reaktor

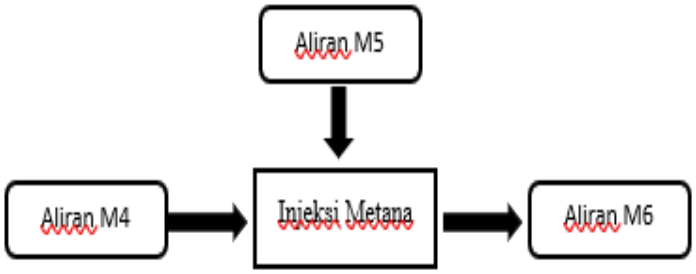


Tabel 5. 2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)
	M3	**M4**
Etilen	26.033,3	2.603,3
Oksigen	29.693,3	2.969,3
Etilen Oksida	57,2	29.490,8
Air	0,0	6.018,3
Nitrogen	4.491,3	4.491,3
Etana	78,4	78,4
Metana	22.331,2	22.331,2

Hidrogen	110,2	110,2
Karbon Dioksida	14,3	14.716,4
Total	**82.809,3**	**82.809,3**

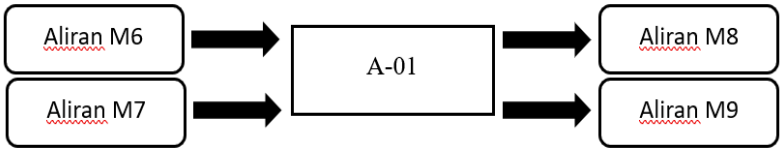
5.3. Titik Pencampuran Metana



Tabel 5. 3 Neraca Massa Titik Pencampuran Metana

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)
	M4	**M5**	**M6**
Etilen	2.603,3	0,0	2.603,3
Oksigen	2.969,3	0,0	2.969,3
Etilen Oksida	29.490,8	0,0	29.490,8
Air	6.018,3	0,0	6.018,3
Nitrogen	4.491,3	0,0	4.491,3
Etana	78,4	0,0	78,4
Metana	22.331,2	678,5	23.009,7
Hidrogen	110,2	3,4	113,7
Karbon Dioksida	14.716,4	0,0	14.716,4
Subtotal	**82.809,3**	**681,9**	
Total	**83.491,2**		**83.491,2**

5.4. *Water Absorber*

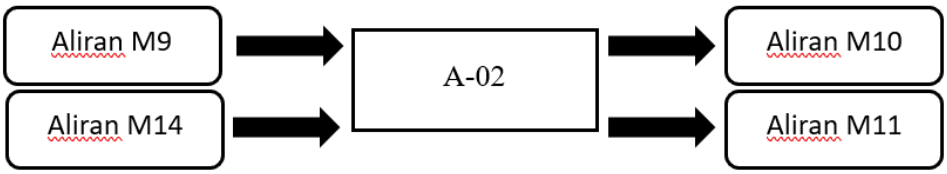


Tabel 5. 4 Neraca Massa *Water Absorber*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	M6	**M7**	**M8**	**M9**
Etilen	2.603,3	0,0	0,0	2.603,3
Oksigen	2.969,3	0,0	0,0	2.969,3
Etilen Oksida	29.490,8	0,0	29.431,8	59,0
Air	6.018,3	29.490,8	35.509,1	0,0
Nitrogen	4.491,3	0,0	0,0	4.491,3

Etana	78,4	0,0	0,0	78,4
Metana	23.009,7	0,0	0,0	23.009,7
Hidrogen	113,7	0,0	0,0	113,7
Karbon Dioksida	14.716,4	0,0	0,0	14.716,4
Subtotal	**83.491,2**	**29.490,8**	**64.940,9**	**48.041,1**
Total	**112.982,0**		**112.982,0**	

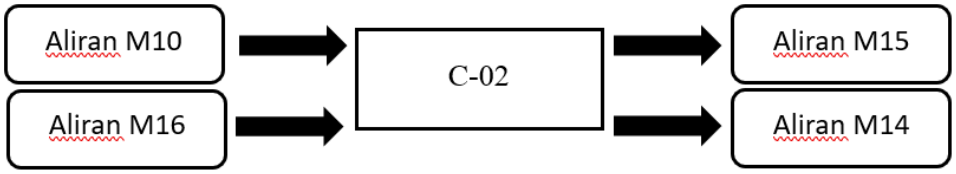
5.5. CO_2 *Absorber*



Tabel 5. 5 Neraca Massa CO_2 *Absorber*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	M9	**M14**	**M10**	**M11**
Etilen	2.603,3	0,0	0,0	2.603,3
Oksigen	2.969,3	0,0	0,0	2.969,3
Etilen Oksida	59,0	0,0	0,0	59,0
Air	0,0	107.311,3	101.293,0	0,0
Nitrogen	4.491,3	0,0	0,0	4.491,3
Etana	78,4	0,0	0,0	78,4
Metana	23.009,7	0,0	0,0	23.009,7
Hidrogen	113,7	0,0	0,0	113,7
Karbon Dioksida	14.716,4	0,0	0,0	14,7
K_2CO_3	0,0	46.172,5	0,0	0,0
$KHCO_3$	0,0	0,0	66.892,9	0,0
V_2O_5	0,0	1.114,5	1.114,5	0,0
DEA	0,0	4.617,3	4.617,3	0,0
Subtotal	**48.041,1**	**159.215,5**	**173.917,6**	**33.339,4**
Total	**207.257**		**207.257**	

5.6. CO_2 *Stripper*

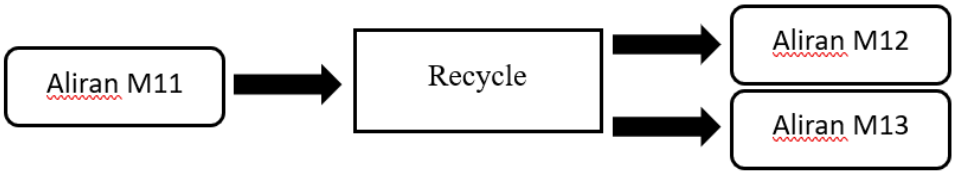


Tabel 5. 6 Neraca Massa CO_2 *Stripper*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	M10	**M16**	**M15**	**M14**
Air	101.293,0	88.209,9	88.209,9	107.311,3

Karbon Dioksida	0,0	0,0	14.701,7	0,0
K_2CO_3	0,0	0,0	0,0	46.172,5
$KHCO_3$	66.892,9	0,0	0,0	0,0
V_2O_5	1.114,5	0,0	0,0	1.114,5
DEA	4.617,3	0,0	0,0	4.617,3
Subtotal	**173.917,6**	**88.209,9**	**102.911,6**	**159.215,5**
Total	**262.127.6**		**262.127,1**	

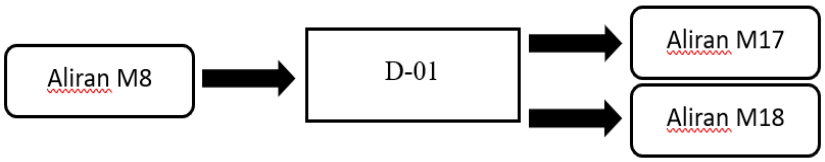
5.7. *Recycle*



Tabel 5. 7 Neraca Massa *Recycle*

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	M11	**M12**	**M13**
Etilen	2.603,3	2.525,2	78,1
Oksigen	2.969,3	2.880,2	89,1
Etilen Oksida	59,0	57,2	1,8
Nitrogen	4.491,3	4.356,6	134,7
Etana	78,4	76,1	2,4
Metana	23.009,7	22.319,4	690,3
Hidrogen	113,7	110,2	3,4
Karbon Dioksida	14,7	14,3	0,4
Subtotal		**32.339,3**	**1.000,2**
Total	**33.339,4**	**33.339,4**	

5.8. Kolom Distilasi



Tabel 5. 8 Neraca Massa Kolom Distilasi

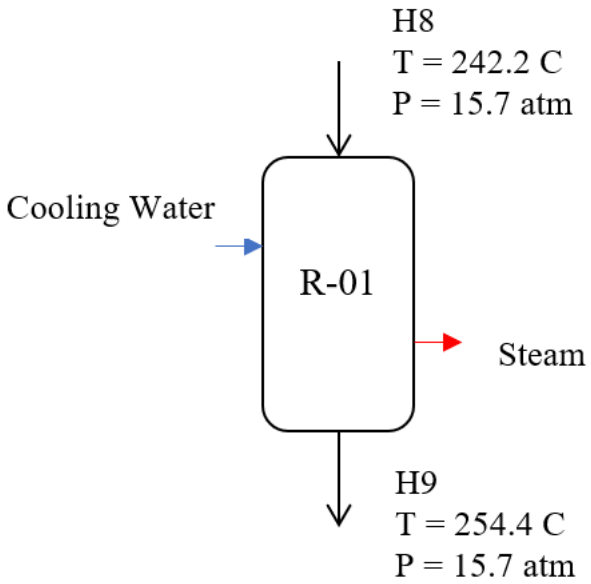
Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	M8	**M17**	**M18**
Etilen Oksida	29.431,8	26.488,6	2.943,2
Air	35.509,1	26,5	35.482,6
Subtotal		**26.515,2**	**38.425,7**
Total	**64.941**	**64.941**	

BAB VI
NERACA PANAS

Perhitungan neraca panas didasarkan pada prinsip hukum kekekalan energi dengan aliran beroperasi dalam keadaan tunak (*Steady State*). Persamaan umum neraca panas adalah sebagai berikut:

Akumulasi Panas = Panas masuk – Panas keluar

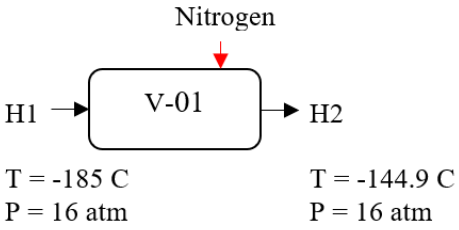
6.1. Reaktor



Tabel 6. 1 Neraca Panas Reaktor

Komponen	*Input*		*Output*	
	H8	**ΔHreaksi**	**H9**	**Q pendingin**
Etilen	10683015,42		1139681,67	
Oksigen	6961164,222		736491,9816	
Etilen Oksida			15111787,89	
Air			1695721,626	
Nitrogen	967231,3282		1076937,403	
Etana	39951,87331		42652,40569	
Metana	7153249,321		7614251,076	
Hidrogen	24839,20672		26244,50482	
Karbondioksida	21712,42281		23940721,5	
Reaksi 1		69009695,71		
Reaksi 2		220980026,4		
Pendingin (Air)				264456395,8
Subtotal	**25851163,8**	**289989722,1**	**51384490,05**	**264456395,8**
Total	**315840885,9**		**315840885,9**	

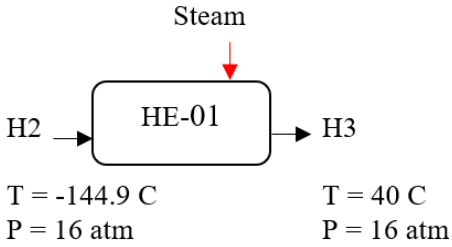
6.2. *Vaporizer* V-01



Tabel 6. 2 Neraca Panas *Vaporizer* V-01

Komponen	*Input*		*Output*
	H1	**Q Beban**	**H2**
Oksigen	-41304231,35		-26747472,12
Nitrogen	-61059,59313		74690,00023
Pemanas		14692508,82	
Subtotal	**-41365290,94**	**14692508,82**	
Total	**-26672782,12**		**-26672782,12**

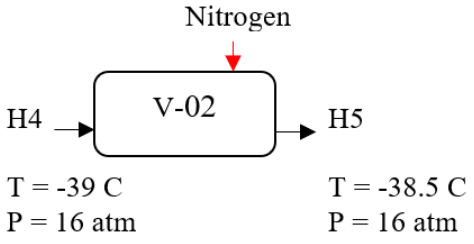
6.3. *Heat Exchanger* HE-01



Tabel 6. 3 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-01

Komponen	*Input*		*Output*
	H2	**Q Beban**	**H3**
Oksigen	-26747472,12		423047,3798
Nitrogen	74690,00023		2001,939094
Pemanas		27097831,44	
Subtotal	**-26672782,12**	**27097831,44**	
Total	**425049,3189**		**425049,3189**

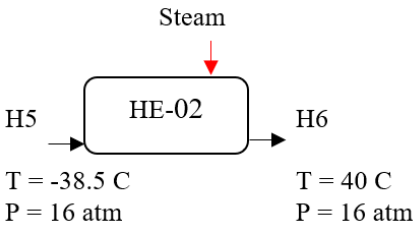
6.4. *Vaporizer* V-02



Tabel 6. 4 Neraca Panas *Vaporizer* V-02

Komponen	*Input*		*Output*
	H4	**Q Beban**	**H5**
Etilen	-5309825,414		16042986,22
Etana	-520,6652523		1533,230985
Metana	-5943,199437		2177,21942
Pemanas		21362985,95	
Subtotal	**-5316289,278**	**21362985,95**	**16046696,67**
Total	**16046696,67**		**16046696,67**

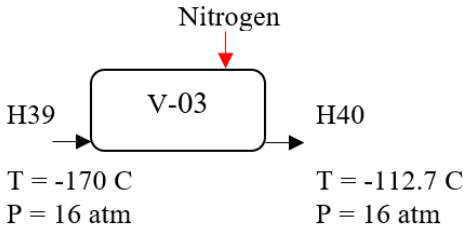
6.5. *Heat Exchanger* HE-02



Tabel 6. 5 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-02

Komponen	*Input*		*Output*
	H5	**Q Beban**	**H6**
Etilen	16042986,22		559256,0807
Etana	1533,23		68,08302324
Metana	2177,22		230,28527
Pemanas		-15487142,22	
Subtotal	**16046696,67**	**-15487142,22**	
Total	**559554,45**		**559554,45**

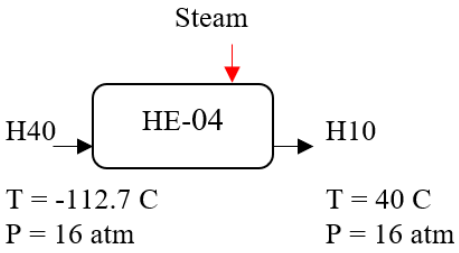
6.6. *Vaporizer* V-03



Tabel 6. 6 Neraca Panas *Vaporizer* V-03

Komponen	*Input*		*Output*
	H39	**Q Beban**	**H40**
Metana	-602290,7249		-130722,59
Hidrogen	-107046,6333		-100349,3475
Pemanas		478265,4207	
Subtotal	**-709337,3582**	**478265,4207**	
Total	**-231071,94**		**-231071,94**

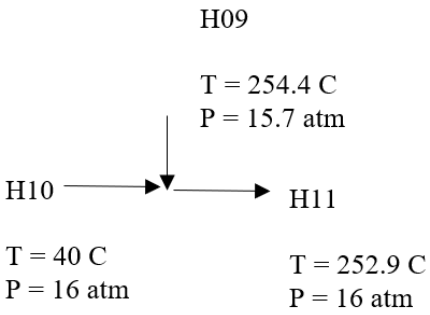
6.7. *Heat Exchanger* HE-04



Tabel 6. 7 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-04

Komponen	*Input*		*Output*
	H40	**Q Beban**	**H10**
Metana	-130722,59		13285,78782
Hidrogen	-100349,3475		52,50194703
Pemanas		244410,2273	
Subtotal	**-231071,9375**	**244410,2273**	
Total	**13338,28976**		**13338,28976**

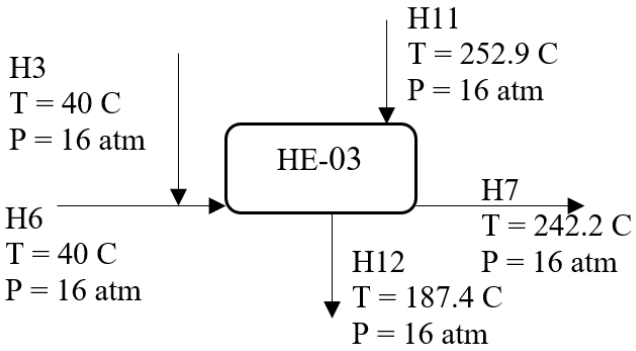
6.8. Titik Campur



Tabel 6. 8 Neraca Panas Titik Campur

Komponen	*Input*		*Output*
	H9	**H10**	**H11**
Etilen	1139681,67		1136102,641
Oksigen	736491,9816		734480,4093
Etilen Oksida	15111787,89		15063156,54
Air	1695721,626		1691103,3
Nitrogen	1076937,403		1019122,669
Etana	42652,40569		42516,95466
Metana	7614251,076	13285,78782	7821817,64
Hidrogen	26244,50482	52,50194703	26984,12004
Karbondioksida	23940721,5		23862544,07
Subtotal	**51384490,05**	**13338,28976**	
Total	**51397828,34**		**51397828,34**

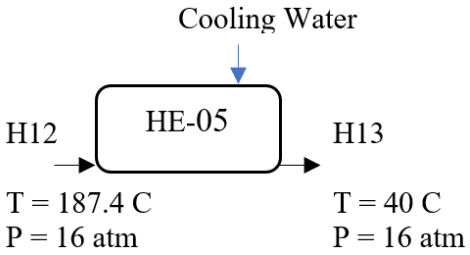
6.9. *Heat Exchanger* HE-03



Tabel 6. 9 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-03

Komponen	*Input*			*Output*	
	H3	**H6**	**H11**	**H7**	**H12**
Etilen	0,0	559256,1	1136102,6	9646762,9	806993,7
Oksigen	423047,4	0,0	734480,4	6285931,3	543260,5
Etilen Oksida	0,0	0,0	15063156,5	0,0	10613127,6
Air	0,0	0,0	1691103,3	0,0	1251977,5
Nitrogen	2001,9	0,0	1019122,7	29016,9	798701,5
Etana	0,0	68,1	42517,0	1198,6	30084,5
Metana	0,0	230,3	7821817,6	3767,4	5620578,2
Hidrogen	0,0	0,0	26984,1	0,0	20081,4
Karbon Dioksida	0,0	0,0	23862544,1	0,0	16730950,2
Subtotal	**425049,3**	**559554,4**	**51397828,3**	**15966677,1**	**36415755,0**
Total	**52382432,1**			**52382432,1**	

6.10. *Heat Exchanger* HE-05

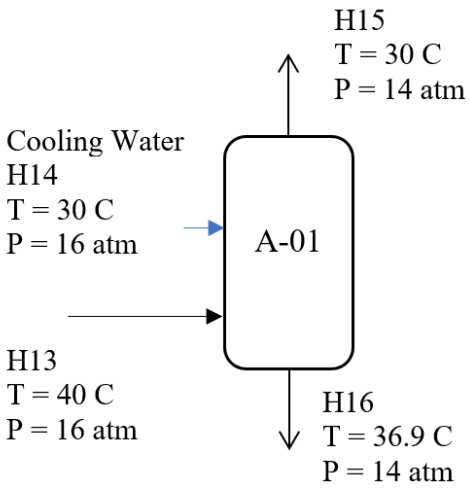


Tabel 6. 10 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-05

Komponen	*Input*	*Output*	
	H12	**Q Lepas**	**H13**
Etilen	806993,6717		61933,12078
Oksigen	543260,4984		46849,10075
Etilen Oksida	10613127,57		791648,4085
Air	1251977,518		108366,5345
Nitrogen	798701,4609		69834,51438
Etana	30084,52938		2269,434108

Metana	5620578,161		450535,7696
Hidrogen	20081,35039		1750,064901
Karbondioksida	16730950,25		1219595,188
Pendingin		33662972,87	
Subtotal	**36415755,01**	**33662972,87**	**2752782,136**
Total	**36415755,01**	**36415755,01**	

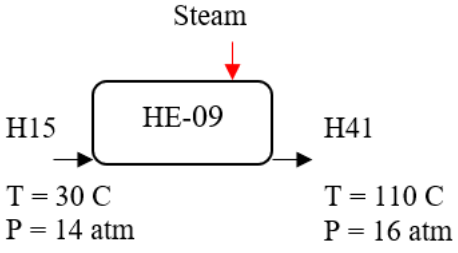
6.11. Kolom *Water Absorber* A-01



Tabel 6. 11 Neraca Panas *Water Absorber* A-01

Komponen	*Input*			*Output*	
	H13	**H14**	**Q**	**H15**	**H16**
Etilen	61933,1			20464,2	
Oksigen	46849,1			15599,9	
Etilen Oksida	791648,4			522,0	1281342,0
Air	108366,5	396836,8			1282451,8
Nitrogen	69834,5			23272,5	
Etana	2269,4			748,7	
Metana	450535,8			149383,6	
Hidrogen	1750,1			582,9	
Karbondioksida	1219595,2			401124,5	
Panas Penyerapan			25873,2		
Subtotal	**2752782,1**	**396836,8**	**25873,2**	**611698,3**	**2563793,8**
Total	**3175492,1**			**3175492,1**	

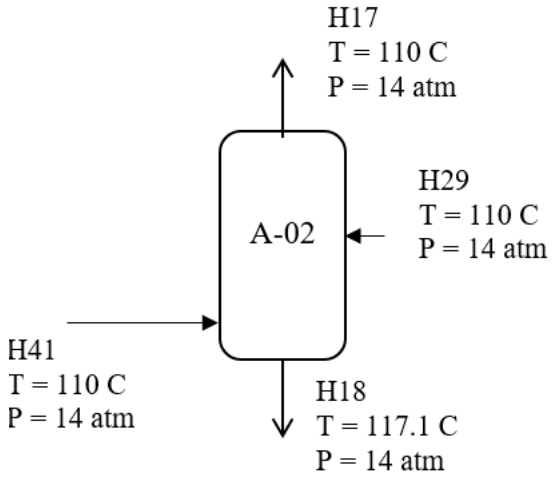
6.12. *Heat Exchanger* HE-09



Tabel 6. 12 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-09

Komponen	*Input*		*Output*
	H15	**Q Beban**	**H41**
Etilen	20464,19901		373274,4641
Oksigen	15599,90572		267637,7266
Etilen Oksida	522,0204501		9677,846423
Nitrogen	23272,45315		396562,9686
Etana	748,6657567		13806,44815
Metana	149383,6404		2656463,612
Hidrogen	582,8914765		9963,784844
Karbondioksida	401124,5131		7553178,413
Pendingin		10668866,97	
Subtotal	**611698,289**	**10668866,97**	
Total	**11280565,26**		**11280565,26**

6.13. Kolom CO_2 *Absorber* A-02

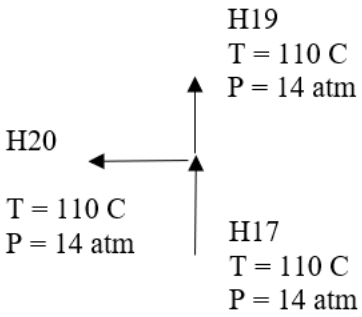


Tabel 6. 13 Neraca Panas Kolom CO_2 *Absorber* A-02

Komponen	*Input*			*Output*	
	H41	**H29**	**Q**	**H17**	**H18**
Etilen	373274,5			373274,5	
Oksigen	267637,7			267637,7	
Etilen Oksida	9677,8			9677,8	
Air		24480465,4			41721706,5
Nitrogen	396563,0			396563,0	
Etana	13806,4			13806,4	
Metana	2656463,6			2656463,6	
Hidrogen	9963,8			9963,8	
Karbon Dioksida	7553178,4			7553,2	
K2CO3		17526403,7			
KHCO3		0,0			7961983,2
V2O5		168131,8			30025,5
DEA		30245,7			13431,5

Panas Penyerapan			-23725,1		
Subtotal	**11280565,3**	**42205246,6**	**-23725,1**	**3734940,0**	**49727146,7**
Total	**53462086,7**			**53462086,7**	

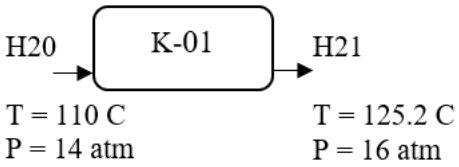
6.14. Titik *Recycle*



Tabel 6. 14 Neraca Panas Titik *Recycle*

Komponen	*Input*	*Output*	
	H17	**H19**	**H20**
Etilen	373274,4641	11198,23392	362076,2304
Oksigen	267637,7266	8029,131799	259608,595
Etilen Oksida	9677,846423	290,3353927	9387,511037
Nitrogen	396562,9686	11896,88906	384666,0797
Etana	13806,44815	414,1934445	13392,25471
Metana	2656463,612	79693,90835	2576769,705
Hidrogen	9963,784844	298,9135453	9664,871305
Karbondioksida	7553,178413	226,5953524	7326,583066
Subtotal	**3734940,029**	**112048,2009**	**3622891,83**
Total	**3734940,029**	**3734940,029**	

6.15. Kompresor *Recycle* K-01

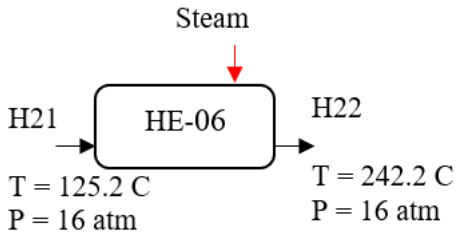


Tabel 6. 15 Neraca Panas Kompresor *Recycle* K-01

Komponen	*Input*		*Output*
	H20	**Q Serap**	**H21**
Etilen	362.076,2		289.810,8
Oksigen	259.608,6		300.580,2
Etilen Oksida	9.387,5		6.430,6
Nitrogen	384.666,1		454.612,9
Etana	13.392,3		8.402,9
Metana	2.576.769,7		2.675.803,0
Hidrogen	9.664,9		10.358,6

Karbondioksida	7.326,6		2.478,8
Q Serap		125.586,0	
Subtotal	**3.622.891,8**	**125.586,0**	**3.748.477,8**
Total	**3.748.477,8**		**3.748.477,8**

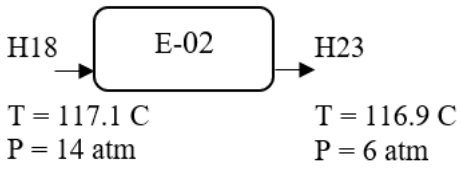
6.16. *Heat Exchanger* HE-06



Tabel 6. 16 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-06

Komponen	*Input*		*Output*
	H21	**Q Beban**	**H22**
Etilen	289.810,8		660.619,5
Oksigen	300.580,2		648.439,9
Etilen Oksida	6.430,6		15.189,7
Nitrogen	454.612,9		981.697,7
Etana	8.402,9		20.833,6
Metana	2.675.803,0		5.744.779,2
Hidrogen	10.358,6		23.098,8
Karbondioksida	2.478,8		8.078,3
Q Beban		4.354.258,9	
Subtotal	**3.748.477,8**	**4.354.258,9**	**8.102.736,7**
Total	**8.102.736,7**		**8.102.736,7**

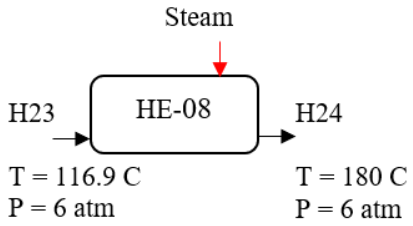
6.17. *Expansion Valve* E-02



Tabel 6. 17 Neraca Panas *Expansion Valve* E-02

Komponen	*Input*	*Output*	
	H18	**H23**	**W**
Air	41721706,47	41639556,46	
K2CO3			
KHCO3	7961983,217	7946502,642	
V2O5	30025,45064	29967,07181	
DEA	13431,54222	13405,42712	
W			97715,05297
Sub Total		**49629431,6**	**97715,05297**
Total	**49727146,68**	**49727146,68**	

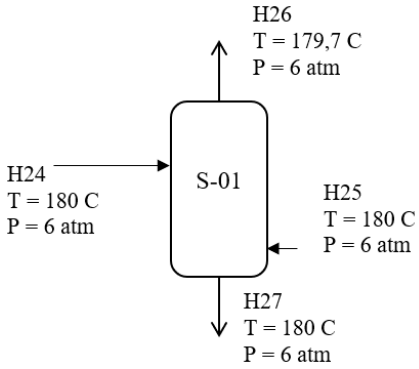
6.18. *Heat Exchanger* HE-08



Tabel 6. 18 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-08

Komponen	*Input*		*Output*
	H23	**Q Serap**	**H24**
Air	41639556,46		66551056,38
K2CO3			
KHCO3	7946502,642		12536108,66
V2O5	29967,07181		47274,94412
DEA	13405,42712		21147,906
Pemanas		29526156,29	
Sub Total	**49629431,6**	**29526156,29**	**79155587,89**
Total	**79155587,89**		**79155587,89**

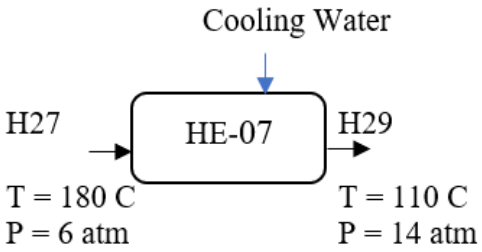
6.19. *Stripper* S-01



Tabel 6. 19 Neracca Panas *Stripper* S-01

Komponen	*Input*			*Output*	
	H24	**H25**	**ΔHrx**	**H26**	**H27**
Air	66551056	16640687		15155752	45290683
Karbon dioksida				3004454	0
K2CO3					31959913
KHCO3	12536109				0
V2O5	47275				306593
DEA	21148				55154
Reaksi			23726		
Subtotal	**79155588**	**16640687**	**23726**	**18160206**	**77612343**
Total	**95796275**			**95796275**	

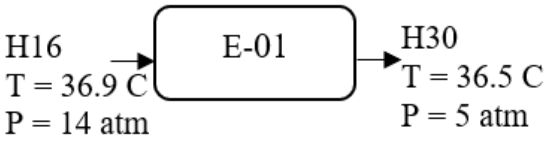
6.20. *Heat Exchanger* HE-07



Tabel 6. 20 Neraca Panas *Heat Exchanger* HE-07

Komponen	*Input*	*Output*	
	H27	**Q Lepas**	**H29**
Air	45290683,31		24480465,37
K2CO3	31959912,71		17526403,75
KHCO3	0,00		0
V2O5	306593,22		168131,7639
DEA	55153,88		30245,67564
Pendingin		35407096,56	
Subtotal	**77612343,12**	**35407096,56**	**42205246,56**
Total	**77612343,12**	**77612343,12**	

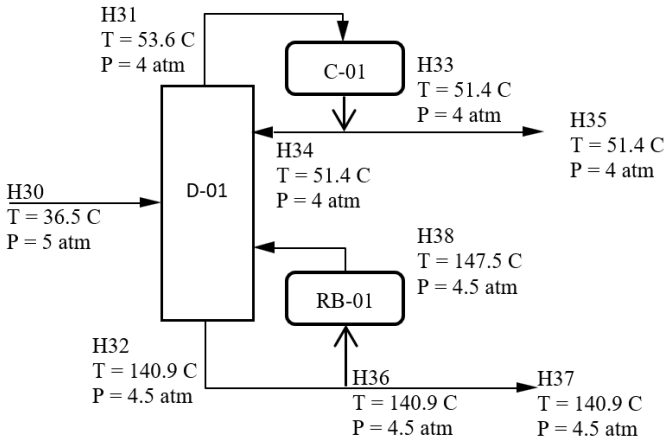
6.21. *Expansion Valve* E-01



Tabel 6. 21 Neraca Panas *Expansion Valve* E-01

Komponen	*Input*	*Output*	
	H16	**H30**	**W**
Etilen Oksida	1.281.342	1230231,724	
Air	1.282.452	1231949,314	
W			101612,7841
Subtotal	**2563793,822**	**2462181,038**	**101612,7841**
Total	**2563793,822**	**2563793,822**	

6.22. Kolom Distilasi D-01



Tabel 6. 22 Neraca Panas Kolom Distiasi D-01

Komponen	***Input***		***Output***		
	H30	**Q *Reboiler***	**H35**	**H37**	**Q kondensor**
Etilen Oksida	1230231,7		2285601,3	1126115,9	
Air	1231949,3		1873,4	10169157,3	
pemanas		69437530,4			
pendingin					58316963,6
Subtotal	**2462181,0**	**69437530,4**	**2287474,7**	**11295273,1**	**58316963,6**
Total	**71899711,4**			**71899711,4**	

BAB VII
SPESIFIKASI ALAT

7.1. Reaktor

Nama : Reaktor

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan etilen dengan oksigen agar menjadi etilen oksida

Jenis : Fixed Bed Multi *Tube*

Bahan : Low-alloy steel SA-285 grade C

7.5.1. Dimensi Reaktor

Tinggi reaktor = 6,74 m

Volume reaktor = 12,57 m3

Jumlah *Tube* = 1.315 *Tube*

Panjang *Tube* = 6 m

Diameter dalam *Tube* = 0,957 inch

Diameter luar *Tube* = 1,32 inch

Diameter dalam *Shell* = 1,593 m

Tebal *Shell* = 1 inch

Baffle space = 1,194 m

Tinggi *Head* = 0,368 m

Tebal *Head* = 1 inch

Volume *Head* = 0,31 m3

7.5.2. Katalis

Berat katalis = 1.770,81 Kg

Volume katalis = 1,11 m3

Volume bed = 2,01 m3

7.2. Tangki

7.5.1. Tangki Oksigen

Nama : Tangki oksigen

Kode : T-01

Fungsi :Menyimpan oksigen

Tipe : *Spherical*

Bahan : 9% Nickel Alloy Steel SA 353

Jumlah : 2 buah

Dimensi

Kapasitas = 19.593 Bbl

Diameter = 60 ft

Tebal plat = 0,625 in

Tebal isolasi = 1 ft

7.5.2. Tangki Etilen

Nama : Tangki etilen

Kode : T-01

Fungsi :Menyimpan etilen

Tipe : *Spherical*

Bahan : Low alloy SA 353

Jumlah : 4 buah

Dimensi

Kapasitas = 18.502 Bbl

Diameter = 60 ft

Tebal plat = 2,25 in

Tebal isolasi = 0,5 ft

7.5.3. Tangki Metan

Nama : Tangki metan

Kode : T-03

Fungsi :Menyimpan metan

Tipe : *Spherical*

Bahan : 9% Nickel Alloy

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas = 1.332 Bbl

Diameter = 25 ft

Tebal plat = 0,375 in

Tebal isolasi = 1,0 ft

7.5.4. Tangki Etilen Oksida

Nama : Tangki etilen oksida

Kode : T-04

Fungsi :Menyimpan etilen oksida

Tipe : *Spherical*

Bahan : CS SA 516 Gr 70

Jumlah : 4 buah

Dimensi

Kapasitas = 17.972 Bbl

Diameter = 60 ft

Tebal plat = 0,875 in

Tebal isolasi = 0,25 ft

7.3. Pompa

7.5.1. Pompa Oksigen

Nama : Pompa oksigen

Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan oksigen cair dari tangki ke *Vaporizer*

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : Austenitic stainless steel SA-240 type 304

Kapasitas = 67.723,5 lb/jam

Dimensi Pipa

Diameter Nominal = 4 in

Schedule Number = 80

Diameter Dalam = 3,826 in

Diameter Luar = 4,5 in

Tenaga

Pompa = 25 HP

Motor = 30 HP

7.5.2. Pompa Etilen

Nama : Pompa etilen

Kode : P-02

Fungsi : Mengalirkan etilen cair dari tangki ke *Vaporizer*

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : Low Alloy Steel SA-353

Kapasitas = 51.839,2 lb/jam

Dimensi Pipa

Diameter Nominal = 5 in

Schedule Number = 80

Diameter Dalam = 4,813 in

Diameter Luar = 5,563 in

Tenaga

Pompa = 5 HP

Motor = 5 HP

7.5.3. Pompa Metan

Nama : Pompa metan

Kode : P-03

Fungsi : Mengalirkan metan cair dari tangki ke *Vaporizer*

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : Austenitic stainless steel SA-240 type 304

Kapasitas = 855,83 lb/jam

Dimensi Pipa

Diameter Nominal = 1 in

Schedule Number = 80

Diameter Dalam = 0,957 in

Diameter Luar = 1,315 in

Tenaga

Pompa = 2 HP

Motor = 2 HP

7.5.4. Pompa Larutan Benfield

Nama : Pompa larutan benfield

Kode : P-04

Fungsi : Mengalirkan larutan benfield dari S-01 ke *Absorber*

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : Austenitic stainless steel type 304L

Kapasitas = 707.452,52 lb/jam

Dimensi Pipa

Diameter Nominal = 12 in

Schedule Number = 80

Diameter Dalam = 11,374 in

Diameter Luar = 12,750 in

Tenaga

Pompa = 150 HP

Motor = 150 HP

7.5.5. Pompa Produk Etilen Oksida

Nama : Pompa produk etilen oksida

Kode : P-05

Fungsi : Mengalirkan distilat dari kondensor *split* ke *reflux* dan tangki

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : Carbon Steel (A-285 Grade C)

Kapasitas = 231.894,6 lb/jam

Dimensi Pipa

Diameter Nominal = 8 in

Schedule Number = 80

Diameter Dalam = 7,625 in

Diameter Luar = 8,625 in

Tenaga

Pompa = 10 HP

Motor = 15 HP

7.5.6. Pompa *Reboiler*

Nama : Pompa *Reboiler*

Kode : P-06

Fungsi : Mengalirkan produk bawah kolom ke *Reboiler* dan buangan air

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan : Carbon Steel (A-285 Grade C)

Kapasitas = 64.655,5 lb/jam

Dimensi Pipa

Diameter Nominal = 4 in

Schedule Number = 80

Diameter Dalam = 3,826 in

Diameter Luar = 4,5 in

Tenaga

Pompa = 2 HP

Motor = 2,5 HP

7.4. *Vaporizer*

7.5.1. *Vaporizer* Oksigen

Nama : *Vaporizer* oksigen

Kode : V-01

Fungsi : Mengubah fase oksigen cair menjadi uap

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 grade 304

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 1,44 ft

Baffle space = 17,25 in

Jumlah silangan = 14

Tube

Pass = 2

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 20 ft

Jumlah = 196

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 96,0 Btu/jam.ft².°F

UD = 57,63 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0069 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,66 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,13 psi

Pressure Drop yang diijinkan = diabaikan

7.5.2. *Vaporizer* Etilen

Nama : *Vaporizer* etilen

Kode : V-02

Fungsi : Mengubah fase etilen cair menjadi uap

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 grade 304

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 2,92 ft

Baffle space = 35 in

Jumlah silangan = 7

Tube

Pass = 2

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 20 ft

Jumlah = 856

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 105,1 Btu/jam.ft².°F

UD = 49,31 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0107 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 1,35 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,15 psi

Pressure Drop yang diijinkan = diabaikan

7.5.3. *Vaporizer* Metan

Nama : *Vaporizer* metan

Kode : V-03

Fungsi : Mengubah fase metan cair menjadi uap

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 grade 304

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 0,67 ft

Baffle space = 8 in

Jumlah silangan = 30

Tube

Pass = 2

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 20 ft

Jumlah = 37

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 25,57 Btu/jam.ft².°F

UD = 11,51 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0477 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,60 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,04 psi

Pressure Drop yang diijinkan = diabaikan

7.5. *Heat Exchanger*

7.5.1. *Heat Exchanger* Oksigen

Nama : *Heater* oksigen

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikkan suhu gas oksigen dari 128,2 K menjadi 313 K

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Tube : *Stainless Steel* SA-240 *Type* 304

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 5,67 ft

Baffle space = 14 in

Jumlah silangan = 13

Tube

Pass = 2

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 3800

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 19,05 Btu/jam.ft².°F

UD = 18,24 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0023 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 1,51 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,20 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

7.5.2. *Heat Exchanger* Etilen

Nama : *Heater* etilen

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikkan suhu Etilen dari 235,3 K menjadi 313 K

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Tube : *Stainless Steel* SA-240 *Type* 304

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 6,17 ft

Baffle space = 15 in

Jumlah silangan = 12

Tube

Pass = 2

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 4400

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 18,44 Btu/jam.ft².°F

UD = 17,34 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0034 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 1,28 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,14 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

7.5.3. *Heat Exchanger Feed - Product*

Nama : *Heat Exchanger Feed - product*

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu *Feed* mix dari 313 K menjadi 515,2 K dan mendinginkan keluaran reaktor

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Tube : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 4,17 ft

Baffle space = 10 in

Jumlah silangan = 19

Tube

Pass = 2

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 2000

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 24,55 Btu/jam.ft².°F

UD = 23,82 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0012 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,55 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,38 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

7.5.4. *Heat Exchanger* metan

Nama : *Heater* metan

Kode : HE-04

Fungsi : Menaikkan suhu metana dari 160,1 K menjadi 313 K

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Tube : *Stainless Steel* SA-240 *Type* 304

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 0,83 ft

Baffle space = 3 in

Jumlah silangan = 64

Tube

Pass = 2

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 50

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 15,38 Btu/jam.ft².°F

UD = 14,39 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0044 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,45 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,09 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

7.5.5. *Heat Exchanger* produk reaktor

Nama : *Cooler* produk

Kode : HE-05

Fungsi : Mendinginkan produk reaktor sebelum masuk ke *Water Absorber*

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Tube : *Admiralty Brass*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 5,25 ft

Baffle space = 13 in

Jumlah silangan = 14

Tube

Pass = 4

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 3200

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 39,00 Btu/jam.ft².°F

UD = 35,79 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0023 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,22 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 1,16 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,00 psi

7.5.6. *Heat Exchanger Recycle Gas*

Nama : *Heater Recycle Gas*

Kode : HE-06

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran kompresor sebagai aliran *Recycle*

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel* SA-285 *Grade* C

Tube : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 2,92 ft

Baffle space = 7 in

Jumlah silangan = 27

Tube

Pass = 2

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 950

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 48,95 Btu/jam.ft².°F

UD = 44,36 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0021 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,5 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,48 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

7.5.7. *Heat Exchanger Lean Benfield*

Nama : *Cooler Recycle Benfield*

Kode : HE-07

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran *Stripper* dari 453 K menjadi 383 K

Bahan : *Shell* : *Stainless Steel SA-240 Type 304*

Tube : *Admiralty Brass*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 2,75 ft

Baffle space = 8 in

Jumlah silangan = 24

Tube

Pass = 4

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 850

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 515,6 Btu/jam.ft².°F

UD = 69,68 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,003 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0124 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 5,6 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 6,0 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,00 psi

7.5.8. *Heat Exchanger Bottom CO_2 Absorber*

Nama : CO_2 *Absorber bottom Heater*

Kode : HE-08

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran CO_2 *Absorber* menjadi 453 K

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Tube : *Stainless Steel SA-240 Type 304*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 3,25 ft

Baffle space = 8 in

Jumlah silangan = 24

Tube

Pass = 2

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 1200

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 510,40 Btu/jam.ft².°F

UD = 94,59 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,003 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0086 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,4 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 2,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,4 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,00 psi

7.5.9. *Heat Exchanger CO_2 Absorber*

Nama : CO_2 *Absorber inlet Heater*

Kode : HE-09

Fungsi : Menaikkan suhu produk atas *Water Absorber* sebelum masuk ke CO_2 *Absorber*

Bahan : *Shell* : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Tube : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dimensi

Shell

Pass = 1

Diameter = 2,75 ft

Baffle space = 8 in

Jumlah silangan = 24

Tube

Pass = 4

BWG No. = 16

Inside Diameter = 0,62 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Jumlah = 850

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 515,6 Btu/jam.ft².°F

UD = 69,68 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,003 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0124 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 5,60 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 6,00 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,00 psi

7.6. *Kompresor Recycle Gas*

Nama : Kompresor *Recycle*

Kode : K-01

Fungsi : Menaikkan tekanan *Recycle Gas* dari 14 menjadi 16 atm

Tipe : Kompresor Sentrifugal Single Stage

Bahan Kontruksi : Low Alloy Steel SA 353

Power : 249,2 HP

7.7. Kolom *Absorber Water* A-01

Fungsi : Menyerap etilen oksida dengan pelarut air

Tipe : *Packing Tower*

Bahan : *Carbon steel* SA-283 (*grade C)*

Jenis *Packing* : *Raschig Rings*

Diameter *Absorber* : 8,12 ft

Tinggi *Absorber* : 98,85 ft

7.8. Kolom *Absorber* CO_2 A-02

Fungsi : Menyerap karbondioksida dengan pelarut benfield

Tipe : *Packing Tower*

Bahan : *Carbon steel* SA-283 (*grade C)*

Jenis *Packing* : *Raschig Rings*

Diameter *Absorber* : 7,18 ft

Tinggi *Absorber* : 41,78 ft

7.9. Kolom *Stripper* CO_2 S-01

Nama : Menara *Stripper*

Kode : S-01

Fungsi : Memisahkan gas karbondioksida dari larutan *rich benfield*

Tipe Menara : *Tray Tower*

Tipe *Tray* : *Sieve Tray*

Bahan : Carbon steel SA-285 Grade C

Spesifikasi

Jumlah *Plate* = 38 *Plate*

Diameter Seksi Atas = 5,8 ft

Diameter Seksi Bawah = 5,3 ft

Tebal *Shell* Puncak Kolom = 0,25 inch

Tebal *Shell* Dasar Kolom = 0,25 inch

Tebal *Head* Puncak Kolom = 0,375 inch

Tebal *Head* Dasar Kolom = 0,375 inch

Tinggi *Head* Puncak Kolom = 0,37 m

Tinggi *Head* Dasar Kolom = 0,34 m

Tinggi Menara = 23,8 m

7.10. Kolom Distilasi D-01

Nama : Menara distilasi

Kode : D-01

Fungsi : Memurnikan etilen oksida dari air

Tipe Menara : *Tray Tower*

Tipe *Tray* : *Sieve Tray*

Bahan : Carbon steel SA-285 Grade C

Spesifikasi

Jumlah *Plate* = 57 *Plate*

Diameter Seksi Atas = 8,8 ft

Diameter Seksi Bawah = 6,9 ft

Tebal *Shell* Puncak Kolom = 0,37 inch

Tebal *Shell* Dasar Kolom = 0,375 inch

Tebal *Head* Puncak Kolom = 0,375 inch

Tebal *Head* Dasar Kolom = 0,375 inch

Tinggi *Head* Puncak Kolom = 0,52 m

Tinggi *Head* Dasar Kolom = 0,42 m

Tinggi Menara = 35,7 m

7.11. Kondensor

Nama : Kondensor

Kode : C-01

Fungsi : Mengembunkan hasil atas kolom distilasi D-01

Tipe : Horizontal Kondensor - *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 5,5 ft

Baffle Space = 66,0 inch

Jumlah Silangan = 46

Tube

Pass = 2

BWG No = 16

Inside Diameter = 0,62 inch

Outside Diameter = 0,75 inch

Lay Out = Triangular

Panjang = 20 ft

Jumlah = 692 *Tube*

Koefisien Perpindahan Panas

UC = 180,0 Btu/jam.ft2.°F

UD = 114,5 Btu/jam.ft2.°F

Faktor Kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft2.°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0031 Jam.ft2.°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 1,8 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 6,1 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 10,0 psi

7.12. *Vessel* Akumulator

Nama	: Akumulator
Kode	: ACC-01
Fungsi	: Menampung kondensat cair dari kondensor
Tipe	: Tangki Silinder Horizontal (*Horizontal Vessel*)
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Dimensi	
Diameter Dalam (ID)	= 8,5 ft
Panjang *Shell* (L)	= 25,5 ft
Panjang Total	= 8,79 m
Spesifikasi	
Tebal *Shell*	= 0,3125 inch
Tipe *Head*	= *Torispherical Dished Head*
Tebal *Head*	= 0,4375 inch
Tinggi *Head*	= 0,51 m

7.13. *Reboiler*

Nama	: *Reboiler*
Kode	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah Kolom Distilasi
Tipe	: Horisontal *Reboiler* - *Shell and Tube*
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Spesifikasi	
Shell	
Pass	= 1
Diameter	= 3,25 ft
Baffle Space	= 39 inch
Jumlah Silangan	= 36
Tube	

Pass = 2

BWG No = 16

Inside Diameter = 0,62 inch

Outside Diameter = 0,75 inch

Lay Out = Triangular

Panjang = 20 ft

Jumlah = 1300 *Tube*

Koefisien Perpindahan Panas

UC = 250,0 Btu/jam.ft2.°F

UD = 138,0 Btu/jam.ft2.°F

Faktor Kekotoran

RD Minimum = 0,002 Jam.ft2.°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0032 Jam.ft2.°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Pressure Drop perancangan = 0,15 psi

Tube

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Pressure Drop perancangan = 0,65 psi

BAB VIII
UTILITAS

Utilitas adalah unit yang berperan sebagai penyedia sarana penunjang untuk menjamin kelancaran berjalannya proses produksi. Pada perancangan pabrik etilen oksida ini, utilitas yang diperlukan meliputi:

1. Unit Penyedia Nitrogen

   Unit ini berperan dalam penyediaan gas nitrogen yang digunakan sebagai pemanas pada *Vaporizer* dan *Heater* oksigen, etilen, dan metana.

2. Unit Penyedia Air

   Unit ini berperan dalam penyediaan air proses, air umpan *Boiler*, serta air pendingin.

3. Unit pengadaan tenaga listrik

   Unit ini berperan dalam penyediaan tenaga listrik untuk tenaga penggerak peralatan proses dan untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit pengadaan bahan bakar

   Unit ini berperan sebagai penyedia bahan bakar untuk peralatan proses.

5. Unit pembangkit udara tekan.

   Unit ini berperan dalam menyediakan udara tekan untuk menjalankan instrumen di seluruh area proses dan utilitas.

8.1. Unit Penyedia Nitrogen

Unit ini berperan dalam penyediaan gas nitrogen yang digunakan sebagai pemanas pada *Vaporizer*, dan *Heater* oksigen, etilen, dan metana. Nitrogen dipilih sebagai media pemanas karena sifatnya yang tidak membeku pada suhu rendah. Jumlah total gas nitrogen yang digunakan berjumlah 1.496.627,7 Kg/jam. Jumlah ini terdiri atas:

1. *Vaporizer* Oksigen = 739.600,1 Kg/jam
2. *Heater* Oksigen = 682.722,8 Kg/jam

3. *Vaporizer* Etilen = 1.076.200,1 Kg/jam
4. *Heater* Etilen = 390.195,5 Kg/jam
5. *Vaporizer* Metan = 24.075,2 Kg/jam
6. *Heater* Metan = 6.157,9 Kg/jam

Setelah digunakan, gas nitrogen akan disirkulasikan kembali dan dipanaskan menggunakan *Saturated Water* keluaran dari pendingin reaktor R-01 dengan suhu 131,7 ºC sehingga gas nitrogen mencapai kondisi operasi semula.

8.2. Unit Penyediaan dan Pengolahan air

8.2.1. Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air dipenuhi dari air artesis yang disuplai oleh PT Kawasan Industri Terpadu Batang (PT KITB) dengan sumber air baku dari Bendung Kali Urang. Secara keseluruhan kebutuhan air di pabrik etilen oksida dipergunakan untuk keperluan:

1. Air Proses

   Dalam hal ini air digunakan sebagai absorben etilen oksida dalam *Water Absorber*.

2. Air Pendingin

   Air digunakan sebagai media pendingin dengan pertimbangan :

   a. Dapat menyerap dan melepas sejumlah panas per satuan volume yang tinggi.
   b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
   c. Air dapat diperoleh dengan mudah dalam jumlah yang besar.
   d. Tidak terdekomposisi.

   Air yang digunakan sebagai air pendingin tidak boleh mengandung zat-zat sebagai berikut :

   a. Kesadahan (hardness), yang dapat menimbulkan kerak.
   b. Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
   c. Silika, yang dapat menyebabkan kerak.
   d. Oksigen terlarut, yang dapat menyebabkan korosi.
   e. Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya film corrotion inhibitor, menurunkan *Heat* transfer *Coefficient*

dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

3. Air Sanitasi

   Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Syarat air sanitasi :

   a. Syarat fisik

      Jernih, tidak berasa dan tidak berbau

   b. Syarat kimia

      Tidak beracun, tidak mengandung zat organik maupun anorganik

   c. Syarat biologis

      Tidak mengandung mikroorganisme

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

   Merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *Steam* untuk kelangsungan proses. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *Boiler* adalah sebagai berikut :

   a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

      Korosi yang terjadi di dalam *Boiler* disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S, dan NH_3.

   b. Zat yang menyebabkan kerak *(Scale forming)*.

      Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

   c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

      Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan *foaming* pada *Boiler* karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek alkalinitas terjadi akibat alkalinitas yang tinggi.

5. Air Hidran

   Air hidran adalah air yang digunakan untuk mencegah kebakaran. Pada umumnya air jenis ini tidak memerlukan persyaratan khusus.

8.2.2. Unit Pengolahan Air

Pengolahan air bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air untuk dapat digunakan sesuai dengan keperluan. Pengolahan air ini meliputi pengolahan secara fisik dan kimia, dengan proses demineralisasi maupun dengan *ion exchanger*. Yang kemudian air dibagi menjadi:

1. Air Umpan *Boiler*

   Bahan baku pembentukan *Steam* diperoleh dari unit demineralisasi yang mengalami pengolahan lanjut sebelum diubah menjadi *Steam* di unit *Boiler*. Air dari unit demineralisasi masih mengandung zat-zat terlarut, terutama CO_2 dan O_2 yang harus dihilangkan karena dapat menyebabkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam deaerator.

2. Air Pendingin

   Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut.

8.2.3. Kebutuhan Air

8.2.3.1. Kebutuhan Air untuk Proses

Air yang dibutuhkan sebagai penyerap etilen oksida, yaitu sebesar 691,3 m^3/hari. Dengan asumsi air hilang 10% per hari, maka kebutuhan air menjadi 760,4 m^3/hari.

8.2.3.2. Kebutuhan Air *Boiler*

Kebutuhan air untuk *Steam* yang digunakan terdiri dari:

1. HE-06 = 2.964,8 Kg/jam
2. HE-08 = 4.394,4 Kg/jam
3. HE-09 = 14.334,8 Kg/jam
4. S-01 = 88.209,9 Kg/jam

5. *Reboiler* = 16.744,8 Kg/jam

Sehingga total kebutuhan air untuk pembuatan *Steam* sebesar 126.648,7 Kg/jam. Asumsi air teruapkan sebesar 10%, sehingga total air untuk pembuatan *Steam* adalah 139.313,6 Kg/jam atau sama dengan 3.268,3 m3/hari.

Asumsi terdapat Blow down sejumlah 10% dari total air untuk membuat *Steam* yang dihasilkan, yaitu 10% × 3.268,3 m3/hari = 326,8 m3/hari. Air umpan *Boiler* merupakan jumlah antara blow down dan total air untuk membuat *Steam*, yaitu sebesar 3.595,1 m3/hari. Dengan asumsi kondensat yang kembali sebesar 90% dari *Steam* atau 2.941,5 m3/hari, dan hilang sebesar 10% dari *Steam* atau 326,8 m3/hari, maka diperlukan make up *Boiler* sejumlah blow down dan kondensat yang hilang, yaitu 653,7 m3/hari. Dari perhitungan ini maka diperlukan make up air sebesar 18,18% dari total air umpan *Boiler* karena kondensat yang dapat dilakukan recovery adalah sebesar 81,81%.

8.2.3.3. Kebutuhan Air Pendingin

Kebutuhan air untuk *Steam* yang digunakan terdiri dari:

1. HE-05 = 437.537,0 Kg/jam
2. HE-07 = 564.074,5 Kg/jam
3. R-01 = 127.567,5 Kg/jam
4. *Condensor* = 506.056,2 Kg/jam

Sehingga total kebutuhan air untuk pendingin sebesar 1.635.235,1 Kg/jam. Asumsi air hilang sebesar 10%, sehingga total air pendingin adalah 1.758,3 m3/jam atau sama dengan 42.199,1 m3/hari.

8.2.3.4. Kebutuhan Air Perkantoran, Perumahan, dan Laboratorium

Kebutuhan air untuk perkantoran, perumahan dan laboratorium dapat diperkirakan sebagai berikut :

1. Air untuk karyawan kantor

   Kebutuhan air untuk karyawan adalah 40 liter/orang/hari, sehingga untuk 121 karyawan diperlukan air 4.840 liter/hari atau 4,84 m^3/hari.

2. Air untuk Perumahan

   Perumahan karyawan pabrik sebanyak 80 rumah dan 1 buah mess. Bila masing-masing rumah dihuni sebanyak 4 orang, mess mempunyai kapasitas maksimal 50 orang, dan kebutuhan air untuk perumahan diperkirakan 250

liter/orang/hari, maka diperlukan air perumahan sebanyak 250 x (4 x 80) + 50) liter/hari = 92.500 liter/hari = 92,5 m^3/hari.

3. Air untuk Laboratorium

   Diperkirakan air untuk laboratorium sebanyak 3,5 m^3/hari.

4. Air untuk Kebersihan dan taman

   Diperkirakan air untuk kebersihan dan taman sebanyak 20 m^3/hari, sehingga total kebutuhan air bersih adalah 4,8 + 92,5 + 3,5 + 20 m^3/hari = 120,8 m^3/hari.

8.2.3.5. Total Kebutuhan Air :

Total kebutuhan air merupakan penjumlahan antara kebutuhan air untuk proses, kebutuhan air untuk *Boiler*, kebutuhan air untuk pendingin, dan kebutuhan air untuk perkantoran dan laboratorium, yaitu sebesar 46.675,5 m^3/hari.

Karena digunakan sistem sirkulasi, asumsi kehilangan air pada sistem sirkulasi akibat kebocoran sekitar 5% sehingga make up air adalah 0,05 x 46.675,5 m3/hari = 2.333,8 m3/hari. Maka total air yang harus disuplai adalah 46.675,5 + 2.333,8 = 49.009,2 m3/hari.

8.2.4. Unit Penyedia *Steam*

Steam merupakan sarana yang sangat penting digunakan dalam proses, seperti untuk pemanasan pada *Heat Exchanger*, *Reboiler* dan *Stripper*. *Steam* yang digunakan dihasilkan oleh *Boiler*. Sebagai umpan untuk keperluan ini digunakan air umpan ketel (*Boiler Feed Water* / BFW). Dari data di atas diketahui bahwa total kebutuhan air untuk *Steam* sebesar 139.313,6 kg/jam = 3.268,3 m3/hari = 307.133,5 lb/jam.

Kebutuhan *Steam* ini dipenuhi dari satu unit *Boiler*. Jenis *Boiler* yang digunakan merupakan *Water Shell Boiler.* Kebutuhan air untuk pembuatan *Steam* dipenuhi dari unit pengolahan air demineralisasi *(demine Water Tank)* dan dari kondensat yang dikembalikan ke *deaerator.*

8.2.4.1. Perhitungan Kapasitas *Boiler* dan Kebutuhan Bahan Bakar

Kapasitas *Boiler*

Make up air pada T = 30 ºC (86 ºF). Dari *Steam Table* diperoleh HL = 54,03 Btu/lb. Pada suhu *Steam* T = 250 ºC = 482 ºF, dari *Steam Table* diperoleh HL = 466,6 Btu/lb, dan harga HV = 1.204,4 Btu/lb.

$$HP = \frac{Q}{970,3 \text{ X } 34,5}$$

Dengan Q = ms x (H_V - H_L)

, maka $HP = \frac{ms \text{ x } (H_V - H_L)}{970,3 \text{ X } 34,5}$

Dimana :

Q = kapasitas *Boiler*

HP = konversi panas menjadi uap (HP)

ms = massa *Steam* (lb)

H_V = enthalpy *Steam* pada P dan T tertentu (Btu/lb)

H_L = enthalpy *liquid* pada P dan T tertentu (Btu/lb)

Karena *Steam* yang masuk terdiri dari 20% *Fresh Feed* dan 80% kondensat, maka:

H_f = 0,2 x H_L pada 86ºF + 0,8 x H_L pada 482 ºF

= 0,2 x 54,03 + 0,8 x 466,6 = 384,1 Btu/lb

Sehingga kapasitas *Boiler* (Q):

ms = 307.133,5 lb/jam

Q = ms (H_V – H_L)

= 307.133,5 (1204,4– 384,1) = 251.945.943,6 Btu/jam

Hp $= \frac{251.945.943,6}{970,3 \text{ X } 34,5}$

= 7526,3 Hp

Dari Severn hal. 126 ditentukan luas bidang pemanasan 10 ft^2/HP, sehingga total *Heating surface* = 75.263,1 ft^2.

Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan oleh *Boiler* dalam menghasilkan *Steam* adalah solar dengan asumsi efisiensi *Boiler* adalah 80%.

Data solar :

- *Heating value* = 19.440 Btu/lb
- *Density* = 54,26 lb/ft^3
- SG = 0,8691

Kebutuhan bahan bakar :

mf $= \frac{Q}{(f \text{ x } \eta)}$

Dimana:

Q = beban panas

mf = massa bahan bakar

f = *Heating value*

η = efisiensi *Boiler*

, Sehingga bahan bakar yang dibutuhkan :

mf $= \frac{251.945.943,6}{(19.440 \text{ x } 0,8)} =$ 16.200,2 lb/jam

vf = 16.200,2 lb/jam / 54,26 lb/ft^3 = 298,6 ft^3/jam

Spesifikasi *Boiler* :

Tipe : *Water Shell Boiler*

Jumlah : 1 buah

Rate Steam : 307.133,5 lb/jam

Heating surface : 75.263,1 ft^2

Rate bahan bakar : 298,6 ft^3/jam

Tekanan : 233,5 psia (16 atm)

Temperatur : 482 ºF

8.2.5. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan dicadangkan dengan generator cadangan. Generator yang digunakan adalah generator bolak-balik dengan pertimbangan :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan dengan trafo sesuai kebutuhan

Generator AC yang digunakan adalah jenis 3 fase yang memiliki keuntungan :

- Tegangan listrik stabil
- Daya kerja lebih besar
- Kawat penghantar lebih sedikit
- Motor yang digunakan relatif murah dan sederhana

8.2.5.1. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik meliputi :

a. Keperluan proses dan pengolahan air

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses meliputi :

Tabel 8. 1 Peralatan Berpenggerak Tenaga Listrik

No.	Jenis alat	Daya (HP)
1	P-01	30
2	P-02	5
3	P-03	2
4	P-04	150
5	P-05	15
6	P-06	2,5
7	K-01	249,2
8	Pompa Air	800

Kebutuhan listrik total untuk proses adalah sebesar 1254 HP. Kebutuhan listrik untuk pengolahan air diperkirakan sebesar 30 HP, sehingga total kebutuhan adalah 1284 HP = 957,3 kW.

b. Keperluan Penerangan dan Kantor

Besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan untuk keperluan proses dipakai standar yang terdapat pada Perry, edisi 3 halaman 1758.

Tabel 8. 2 Kebutuhan Lampu Penerangan

Bangunan	Luas (m^2)	Lumen	Daya lampu (watt/lumen)	Daya Tiap Ruang
Pos keamanan	20	40.581,8	60	238,1
Poliklinik	40	54.109	60	158,7
Fire and *Safety*	100	270.545	60	595,2
Area parkir	300	405.817,5	80	2678,6
Tempat ibadah	100	135.272,5	60	396,8
Aula	300	1.217.452,5	80	1339,3
Maintenance	425	1.437.270,3	80	2529,8
Laboratorium	240	811.635	80	1428,6

Perpustakaan, Koperasi	80	216.436	60	317,5
Kantor administrasi	850	1.724.724,4	80	12648,8
Kantor diklat	200	541.090	60	1587,3
Kantin	150	202.908,7	60	178,6
Jalan, taman	620	838.689,5	80	18452,4
Gudang	350	710.180,6	80	2777,8
Area utilitas	750	2.536.359,4	80	15625
Ruang kontrol	180	486.981	80	1071,4
Area proses	2.500	11.362.890	80	297619
Area perluasan pabrik	2.500	5.072.718,7	80	297619
Total	**9.705**			

Semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 3 x 40 W. Berdasarkan data di atas, jumlah daya dalam ruangan = 25.267,9 watt. Sehingga jumlah lampu yang diperlukan adalah sejumlah 25.267,9 / (3 x 40) = 211 buah. Untuk area luar bangunan digunakan lampu mercury sejumlah 4 x 250 W. Karena dibutuhkan daya areal di luar ruangan = 631.994 watt, maka jumlah lampu yang dibutuhkan = 631.994 / (4 x 250) = 632 buah. Total daya penerangan = 25.267,9 + 631.994 = 657.261,9 Watt, atau sama dengan 657,3 kW. Listrik untuk AC diperkirakan sebesar 15.000 watt = 15 kW

c. Keperluan laboratorium dan Instrumentasi

Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi diperkirakan sebesar 50 kW. Jadi total kebutuhan listrik = 957,3 + 657,3 + 15 + 50 = 1.679,5 kW. Faktor keamanan dipilih 10% dari total kebutuhan, maka total kebutuhan listrik sebesar = 1,1 x 1.679,5 = 1.847,5 kW.

8.2.5.2. Generator

Digunakan generator dengan efisiensi 80 %, maka *Output* generator dapat dihitung :

P = 1847,5 kW/0,8

= 2309,3 kW

Ditetapkan out put generator 2400 kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia 90,7 kW.

Spesifikasi generator :

Tipe : AC Generator

Kapasitas : 2400 kW

Tegangan : 220/230 V

Efisiensi : 80 %

Phase : 3

Jumlah : 2 buah

Bahan bakar : fuel oil grade 4

8.2.5.3. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Untuk menjalankan generator listrik dibutuhkan bahan bakar dengan spesifikasi :

Jenis : fuel oil grade 4

*Heat*ing Value : 19440 Btu/lb

Spc. Gravity : 54,26 lb/ft^3

Kapasitas generator yang digunakan adalah 2400 kW = 81.632.653,1 Btu/jam. Kebutuhan bahan bakar :

M*f* = C/(n x f x SG) 81.632.653,1/(19440 x 0,8 x 54,26) = 96,7 ft^3/jam

Jadi total kebutuhan bahan bakar adalah :

mf total = 298,6 + 96,7 = 395,3 ft^3/jam

8.2.6. Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan sangat diperlukan dalam berbagai proses, terutama untuk fasilitas instrumentasi dan udara pabrik di peralatan proses, seperti untuk menggerakkan *Control Valve* yang dikendalikan dengan sistem komputerisasi serta untuk pembersihan peralatan pabrik.

Peralatan utama pada unit ini adalah :

a. IA/PA *Compressor*
b. IA/PA Reservoir
c. Filter Air
d. Instrument Air Dryer

Udara tekan disuplai dari IA/PA *Compressor* dengan jenis *screw* dan tipe *package*. Udara dari IA/PA reservoir dibagi menjadi dua, yaitu untuk kebutuhan plant dan instrumen. Udara untuk kebutuhan instrumen terlebih dahulu disaring pada filter yang berbentuk *package*, lalu dikeringkan. Hal ini dilakukan karena udara kering tidak boleh mengandung air. Media pada *dryer* dapat berupa *activated alumina* atau *silica gel*. Udara yang keluar dari *dryer* disaring dengan *dust filter* untuk menghilangkan kotoran yang mungkin terbawa, kemudian ditampung dalam IA reservoir dan disalurkan untuk kebutuhan instrumen.

8.2.7. Unit Pengolahan Limbah/Air Buangan

8.2.7.1. Unit Penanganan Uap Etilen

Unit penanganan uap etilen bertugas untuk mencegah kenaikan tekanan dalam tangki penyimpanan etilen. Tangki penyimpanan etilen dirancang untuk tidak diisi dengan penuh. Ada ruang kosong pada bagian atas untuk mencegah naiknya tekanan dalam tangki. Karena pengaruh panas dari luar, pada bagian atas tangki ini akan terbentuk uap etilen. Jika uap yang terbentuk semakin banyak, maka akan membahayakan tangki karena terjadi kenaikan tekanan dalam tangki. Untuk mengatasinya, ada sistim kontinyu untuk membuat agar tekanan dalam tangki tetap normal dan etilen tetap berwujud cair.

Uap yang terbentuk dalam tangki dialirkan ke BOG (*Boil Off Gas*) kompresor untuk dikompresi. Adanya kenaikan tekanan akan mengakibatkan kenaikan suhu. Selanjutnya uap etilen dialirkan ke kondensor sehingga etilen terkondensasi menjadi kondensat. Kondensat kemudian dialirkan ke kondensat *Drum*. Agar tekanan turun menjadi seperti tekanan pada tangki, maka kondensat dimasukkan dalam *Flash Drum*. Uap dipisahkan dari cairannya sementara cairannya dikembalikan dalam tangki. Cairan yang masuk ke dalam tangki bersentuhan dengan gas yang ada dalam tangki sehingga secara tidak langsung akan mendinginkan gas sehingga sebagian gas akan berbentuk cair kembali.

Apabila BOG kompresor mati, maka untuk mencegah penguapan yang semakin banyak, maka sebagian gas ini harus dibuang ke *Flare* untuk dibakar.

8.2.7.2. Sistem *Flare*

Gas limbah yang tidak dapat dipakai pada unit proses perlu mendapatkan penanganan khusus, terutama gas-gas yang berbahaya sehingga dapat mencemari

lingkungan. Penanganan limbah gas secara umum dilakukan dengan pembakaran di menara pembakaran (*Flare*).

8.2.7.3. Unit Pengolahan Air Buangan

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik etilen oksida berbentuk bahan buangan cair. Limbah cair ini berasal dari :

a. Limbah Sanitasi

Air buangan sanitasi berasal dari toilet pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi chlorine. Chlorine ini berfungsi sebagai desinfektan, yaitu membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

b. Air berminyak

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa kompresor dan alat-alat lain. Pemisahan dilaksanakan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan terakhir kemudian dibuang.

c. Air sisa regenerasi

Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H_2SO_4 yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan hingga pH mencapai sekitar 6,5 – 7, serta mengandung O_2 minimal 3 ppm. Setelah dinetralisasi, air limbah dibuang ke laut.

BAB IX
LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (plant layout) merupakan suatu pengaturan penempatan alat-alat proses dan fasilitas penunjang lainnya dalam suatu kawasan pabrik agar operasional dapat berjalan dengan aman, efektif, dan efisien. Perancangan tata letak yang optimal bertujuan untuk meminimalkan biaya investasi dan operasional melalui pengaturan aliran material yang sederhana dan singkat, serta menjamin keselamatan kerja bagi karyawan dan lingkungan sekitar (Peters dkk., 2003). Dalam PRARANCANG PABRIK *ETHYLENE OXIDE* MENGGUNAKAN BAHAN BAKU *ETHYLENE* DAN OKSIGEN DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG KAPASITAS 210.000 TON/TAHUN tata letak disusun dengan mempertimbangkan kemudahan konstruksi, operasional, pemeliharaan (maintenance), serta kemungkinan perluasan pabrik di masa mendatang tanpa mengganggu operasional yang sedang berjalan (Towler & Sinnott, 2021).

Lokasi pabrik yang terpilih berada di kawasan industri KITB Batang. Pemilihan tata letak di lokasi ini didasarkan pada integrasi dengan unit-unit proses yang sudah ada (existing units), sehingga sistem perpipaan dan transportasi material menjadi lebih ekonomis. Berdasarkan standar perancangan, area pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu daerah proses (*process area*), daerah penyimpanan (*storage area*), daerah utilitas (*Utility area*), daerah perkantoran, dan fasilitas umum. Pemisahan area ini dilakukan dengan memperhatikan jarak aman minimum (*Safety* distance) antar unit untuk mencegah penyebaran bahaya kebakaran atau ledakan, sebagaimana diatur dalam standar keselamatan industri kimia (Perry dkk., 2019). Faktor lain yang menjadi pertimbangan utama dalam penyusunan tata letak pabrik adalah kondisi klimatologi, khususnya arah angin dominan. Unit-unit yang berpotensi mengeluarkan gas berbahaya atau mudah terbakar, seperti *Ethylene* dan *Ethylene Oxide*, ditempatkan pada posisi yang tidak mengarah ke area perkantoran atau pemukiman warga saat angin bertiup. Hal ini dimaksudkan untuk memitigasi risiko paparan gas dan potensi ledakan baik terhadap pekerja maupun masyarakat sekitar apabila terjadi kebocoran atau kondisi

darurat (Turton dkk., 2018). Selain itu, tata letak jalan raya di dalam pabrik dirancang mengelilingi setiap blok area utama guna memudahkan akses kendaraan pemadam kebakaran dan evakuasi dalam keadaan darurat (Peters dkk., 2003).



Gambar 9. 1 Peta Lokasi Kabupaten Batang (KITB) (sumber: Google Maps 2025)

9.2. Tata Letak Peralatan

9.2.1. Area Proses & Penyimpanan (*Storage*)

Terletak pada zona biru muda diletakan di dekat Fire and *Safety* untuk meminimalisir resiko jika terjadi kebakaran atau kebocoran gas.

9.2.2. Area Utilitas

Terletak pada zona oranye di sisi utara. Area ini adalah sistem pendukung kehidupan pabrik. Ditempatkan di sisi utara yang langsung terhubung ke batas luar fasilitas seperti *Water Treatment* diletakkan berdekatan dengan area proses untuk meminimalkan kehilangan panas *(Heat Loss)* dan penurunan tekanan (*Pressure Drop*) saat mendistribusikan uap *(Steam)* dan air pendingin.

9.2.3. Administrasi & Area penunjang.

Area ini dirancang untuk keselamatan dan kenyamanan personel.

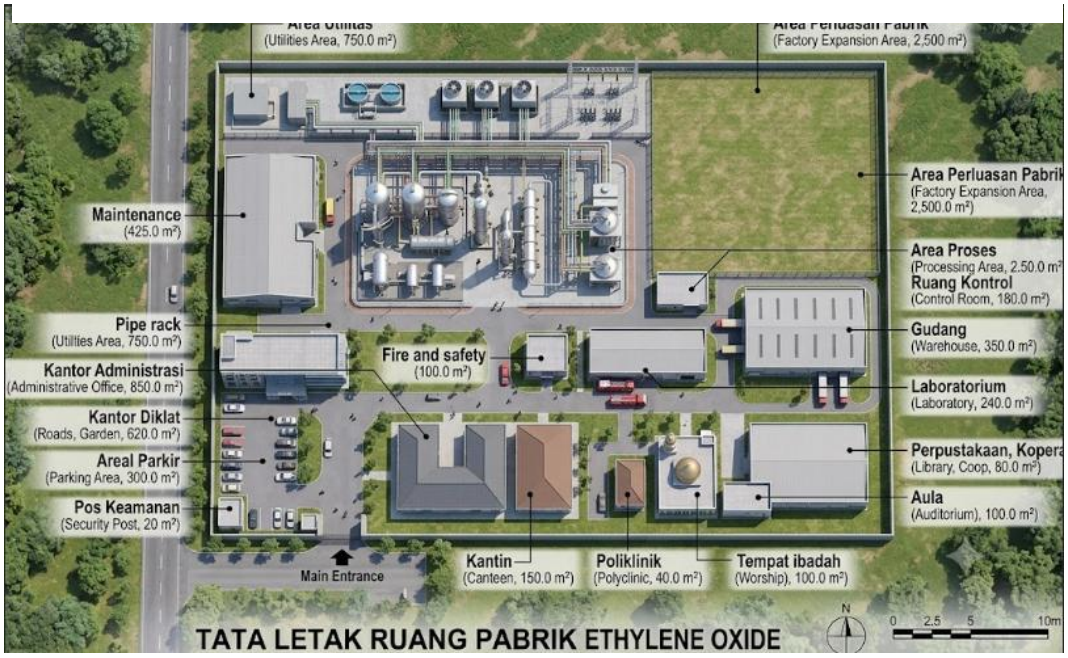
- Process Control Room & *Utility* Control Room: Ditempatkan pada jarak yang aman dari area proses bertekanan Tinggi. Lokasi ini ideal untuk pusat kendali di mana para *panelman* bertugas memantau kondisi operasi DCS selama jam kerja shift berlangsung.
- Gedung Office, Kantin dan Poliklinik: Berada paling dekat dengan akses gerbang utama, memisahkan area kerja non-teknis dan pengujian kualitas dari hiruk-pikuk alat berat industri.

9.2.4. Konektivitas & Aksesibilitas

- Akses Jalan (Jalan Utama): Mengelilingi bagian utara dan selatan pabrik. Ini memastikan bahwa kendaraan logistik, kendaraan pekerja, dan yang terpenting, armada pemadam kebakaran (fire truck)



Gambar 9. 2 Tata Letak Ruang Pabrik 1



Gambar 9. 3 Tata Letak Ruang Pabrik 2

BAB X
ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1. Tugas Pokok Organisasi Perusahaan

Tugas pokok perusahaan pada pabrik ini adalah menyelenggarakan kegiatan pengolahan bahan baku menjadi produk jadi yang bernilai ekonomis Tinggi melalui proses fisika dan kimia. Secara spesifik, organisasi ini bertugas menjamin kelancaran operasional pabrik dalam memproses *Ethylene* menjadi *Ethylene Oxide* dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Selain itu, organisasi bertugas mengelola faktor faktor produksi *(Man, Money, Material, Machine, Method)* secara efisien dan efektif untuk mencapai target produksi

10.2. Fungsi Organisasi

Dalam mencapai tugas pokok tersebut, organisasi perusahaan menjalankan fungsi-fungsi manajemen sebagai berikut:

1. Perencanaan (*Planning*): Merumuskan target produksi jangka pendek dan jangka panjang, serta menyusun strategi pemenuhan kebutuhan pasar dengan mempertimbangkan kemampuan pabrik.
2. Pengorganisasian (*Organizing*): Mengatur struktur wewenang dan tanggung jawab antar bagian, mulai dari Dewan Komisaris hingga staf pelaksana, agar tercipta sinergi kerja yang efektif.
3. Pelaksanaan (*Actuating*): Menggerakkan seluruh elemen perusahaan, termasuk tenaga kerja, untuk melaksanakan proses produksi dan kegiatan pendukung sesuai prosedur operasi standar.
4. Pengendalian (*Controlling*): Melakukan pengawasan terhadap kualitas (*quality control*), kuantitas, waktu proses, dan biaya agar tidak terjadi penyimpangan dari rencana awal, serta melakukan tindakan korektif jika diperlukan.

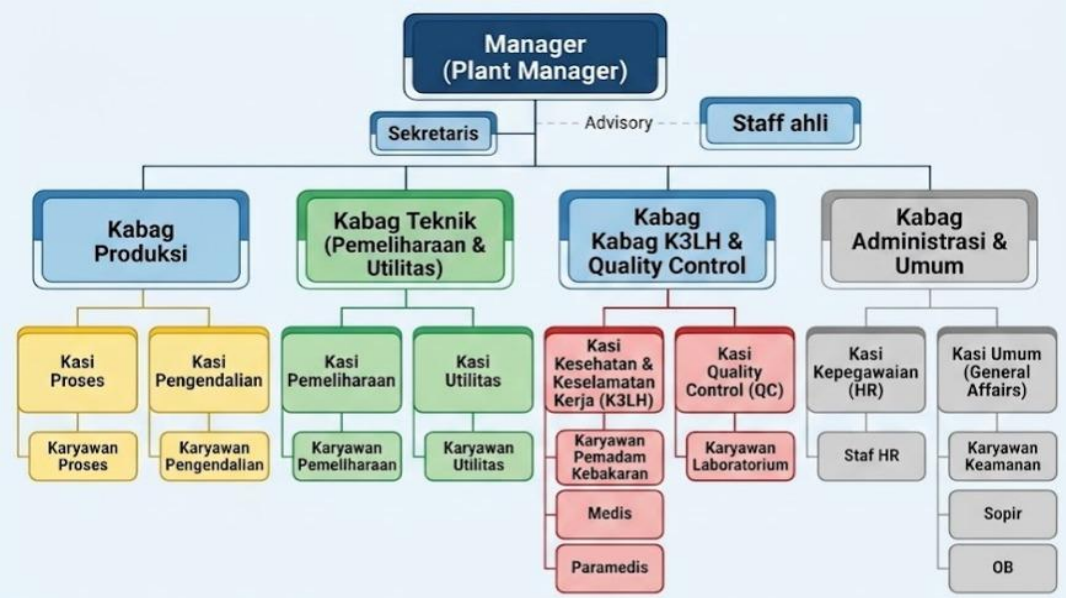
10.3. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk badan usaha ini didasarkan pada pertimbangan stabilitas dan efisiensi modal, yaitu:

1. Pemisahan yang jelas antara kekayaan pribadi pemilik saham dan kekayaan Perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham yang terbatas pada modal yang disetorkan, sehingga risiko pribadi lebih terkendali.
3. Kemudahan dalam memperoleh ekspansi modal melalui penjualan saham, mengingat pabrik kimia membutuhkan investasi besar.
4. Kontinuitas perusahaan yang lebih terjamin karena kepemilikan saham dapat dialihkan tanpa mengganggu operasional perusahaan, tidak terpengaruh oleh pergantian direksi maupun pemegang saham.

10.4. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang diterapkan adalah sistem garis dan staf (*line and staff organization*). Sistem ini dipilih karena memiliki garis komando yang sederhana dan praktis, di mana pimpinan melimpahkan wewenang kepada kepala bagian, dan kepala bagian bertanggung jawab langsung kepada atasan. Dalam struktur ini, staf ahli memberikan masukan kepada pimpinan tetapi tidak memiliki



Gambar 10. 1 Struktur Organisasi

wewenang komando langsung ke bawah. Bagan struktur organisasi dapat dilihat pada gambar.

10.5. Tugas dan Wewenang

Berdasarkan struktur organisasi, pembagian tugas dan wewenang adalah sebagai berikut:

Pimpinan & Pendukung Manajerial

1. **Manager (*Plant Manager*)**: Penanggung jawab tertinggi operasional pabrik, mengambil keputusan strategis, mengawasi seluruh departemen, dan memastikan target produksi serta keselamatan kerja tercapai.
2. **Sekretaris**: Mengelola administrasi direksi/pimpinan, penjadwalan agenda kerja *Plant Manager*, korespondensi internal/eksternal, dan pengarsipan dokumen operasional pimpinan.
3. **Staff Ahli (*Advisory*)**: Memberikan pertimbangan teknis, analisis ahli, evaluasi proses, dan rekomendasi kepakaran langsung kepada *Plant Manager* untuk penyelesaian masalah kompleks.

Departemen Produksi

1. **Kabag Produksi**: Memimpin dan mengoordinasikan seluruh kegiatan pembuatan produk agar sesuai dengan target kuantitas, kualitas, serta jadwal yang ditentukan.
2. **Kasi Proses**: Memimpin operasional harian reaktor, sistem pemurnian, dan alur reaksi kimia utama.
    - **Karyawan Proses**: Menjalankan, memantau, dan menjaga kestabilan unit-unit proses kimia di area pabrik (*field operator*).
3. **Kasi Pengendalian**: Bertanggung jawab atas pengawasan parameter operasional (tekanan, suhu, *flow rate*) serta sistem instrumentasi/DCS.
    - **Karyawan Pengendalian**: Memantau dan mengendalikan parameter proses secara *Real-Time* dari *control room*.

Departemen Teknik (Pemeliharaan & Utilitas)

1. **Kabag Teknik**: Mengoordinasikan ketersediaan energi/sektor pendukung serta keandalan (*reliability*) seluruh mesin dan fasilitas fisik pabrik.
2. **Kasi Pemeliharaan**: Merencanakan serta memimpin perbaikan (*corrective*) dan perawatan berkala (*preventive maintenance*) peralatan mekanik, elektrik, serta instrumen.
    - **Karyawan Pemeliharaan**: Melakukan perbaikan fisik, servis mesin, perbaikan perpipaan, dan penggantian suku cadang alat pabrik.
3. **Kasi Utilitas**: Mengawasi penyediaan kebutuhan pendukung pabrik (seperti *Steam*, *cooling Water*, listrik, udara tekan, dan pengolahan air).
    - **Karyawan Utilitas**: Mengoperasikan dan merawat pembangkit utilitas (*Boiler*, *cooling tower*, unit *demin Water*, kompresor).

Departemen K3LH & Quality Control

1. **Kabag K3LH & Quality Control**: Memastikan pabrik beroperasi secara aman dari potensi bahaya, mematuhi standar lingkungan, serta menjaga konsistensi mutu produk.
2. **Kasi Kesehatan & Keselamatan Kerja (K3LH)**: Memimpin implementasi prosedur keselamatan kerja, simulasi tanggap darurat, dan pengelolaan limbah operasional.
    - **Karyawan Pemadam Kebakaran**: Mengoperasikan unit pemadam, melakukan *patrol fire Safety*, serta menangani kondisi darurat kebakaran/kebocoran.
    - **Medis & Paramedis**: Menangani pertolongan pertama (P3K), layanan kesehatan harian pekerja, dan penanganan darurat kecelakaan kerja di area *site*.
3. **Kasi Quality Control (QC)**: Bertanggung jawab atas pengujian laboratorium terhadap bahan baku, *intermediate*, dan produk akhir.

- **Karyawan Laboratorium**: Melakukan pengambilan sampel (*sampling*) dan analisis laboratorium (titrasi, GC, spektrofotometri, dll.).

Departemen Administrasi & Umum

1. **Kabag Administrasi & Umum**: Memimpin dukungan manajerial di bidang sumber daya manusia, legalitas, hubungan masyarakat, dan operasional harian non-teknis.
2. **Kasi Kepegawaian (HR)**: Mengurus perekrutan, penggajian (*payroll*), pelatihan, hubungan industrial, dan administrasi kepegawaian.
    - **Staf HR**: Mengelola berkas personalia, absensi, klaim asuransi/BPJS, serta administrasi harian karyawan.
3. **Kasi Umum (General Affairs)**: Mengurus fasilitas pendukung kantor, perizinan umum, kendaraan operasional, dan keamanan lingkungan pabrik.
    - **Karyawan Keamanan**: Menjaga keamanan area pabrik, akses keluar-masuk barang/orang, dan ketertiban lingkungan.
    - **Sopir**: Mengoperasikan kendaraan dinas/operasional pabrik untuk mobilitas staf dan logistik ringan.
    - **OB (Office Boy)**: Menjaga kebersihan, kerapihan fasilitas kantor, dan menyediakan kebutuhan konsumsi harian kerja.

10.6. Sistem Kerja

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

10.6.1. Karyawan Non Shift

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

a. Hari Senin – Kamis
   Pukul 07:00 – 16:00 WIB
   Pukul 12:00 – 13:00 WIB waktu Istirahat

b. Hari Jumat
   Pukul 07:00 – 16:30 WIB
   Pukul 11:30 – 13:30 WIB waktu Istirahat

10.6.2. Karyawan Shift

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

a. Shift Pagi : Pukul 08:00 – 16:00 WIB

b. Shift Sore : Pukul 16:00 – 24:00 WIB

c. Shift Sore : Pukul 00:00 – 08:00 WIB

SHIFT	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S

Gambar 10. 2 Jadwal Shift Pekerja

Keterangan: P = Pagi, M = Malam, S = Sore, L = Libur

BAB XI
EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan salah satu tahapan krusial dalam prarancang pabrik *Ethylene Oxide* dengan kapasitas 210.000 ton/tahun. Tujuan utama dari bab ini adalah untuk menganalisis kelayakan ekonomi pabrik sebelum didirikan, guna memastikan bahwa investasi yang ditanamkan dapat memberikan tingkat keuntungan yang wajar dan prospektif. Parameter kelayakan ini dinilai melalui estimasi harga peralatan, perhitungan modal investasi, biaya produksi bulanan dan tahunan, hingga proyeksi profitabilitas

11.1. Modal Tetap *(Total Capital Investment)*

Total Capital Investment (TCI) atau Total Modal Investasi merupakan keseluruhan dana yang diperlukan untuk mendirikan pabrik dan membiayai operasional awal hingga pabrik dapat menghasilkan pendapatan secara mandiri. TCI terdiri dari dua komponen utama, yaitu *Fixed Capital Investment* (FCI) dan *Working Capital* (WC). Berdasarkan hasil perhitungan, total modal investasi yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik *Ethylene Oxide* dengan kapasitas 210.000 ton/tahun adalah sebesar USD 162.773.220,28

Tabel 11. 1 Modal Tetap (*Total Capital Investment*)

Komponen Modal Investasi	Jumlah (USD)
Fixed Capital Invesment (FCI)	117.082.867,22
Working Capital (WC)	45.690.353,06
Total Capital Invesment (TCI)	162.773.220,28

11.2. Biaya Produksi Total (*Total Product Cost*)

Biaya Produksi Total merepresentasikan akumulasi seluruh biaya yang dikeluarkan selama masa operasional pabrik dalam kurun waktu satu tahun. Biaya ini mencakup pengeluaran untuk proses manufaktur yaitu *Manufacturing Cost* (MC) serta pengeluaran umum yaitu *General Expenses*(GE) yang meliputi biaya

administrasi, penjualan, pendanaan, dan riset. Total Biaya Produksi untuk pabrik ini diestimasikan mencapai USD 212.781.363,47 per tahun

Tabel 11. 2 Biaya Produksi Total (*Total Product Cost*)

Komponen Biaya Produksi	Jumlah (USD)
Manufacturing Cost (MC)	144.273.086,30
General Expenses (GE)	68.508.277,17
Total Biaya Produksi	212.781.363,47

11.3. Perkiraan Keuntungan (*Profit Estimation*)

Keuntungan pabrik didapatkan dari selisih antara total hasil penjualan produk (*Total Annual Sales*) dengan Biaya Produksi Total. Pabrik *Ethylene Oxide* ini diproyeksikan mampu menghasilkan penjualan sebesar USD 252.000.000,00 per tahun. Dari proyeksi tersebut, pabrik diperkirakan akan mencetak keuntungan kotor sebelum pajak sebesar USD 39.218.636,53. Setelah memperhitungkan potongan pajak penghasilan sebesar 20%, keuntungan bersih yang diperoleh diestimasikan sebesar USD 31.374.909,22 per tahun

Tabel 11. 3 Perkiraan Keuntungan (*Profit Estimation*)

Parameter Keuntungan	Jumlah (USD)
Total *Annual Sales*	252.000.000,00
Total Biaya Produksi	212.781.363,47
Keuntungan Sebelum Pajak	39.218.636,53
Pajak Penghasilan (20%)	7.843.727,31
Keuntungan Sesudah Pajak	31.374.909,22

11.4. Analisa Kelayakan

Analisis kelayakan dilakukan untuk menentukan seberapa rasional dan menguntungkan investasi yang ditanamkan pada pabrik ini dibandingkan dengan risiko yang ada. Parameter kelayakan dievaluasi menggunakan indikator standar ekonomi teknik, yaitu *Return on Investment* (ROI), *Pay Out Time* (POT), *Break Even Point* (BEP), *Shutdown Point* (SDP), dan *Discounted Cash Flow* (DCF). Hasil analisis secara komprehensif menunjukkan bahwa pabrik *Ethylene Oxide* ini

tergolong pabrik berisiko Tinggi (*High risk* Chemical Industries) namun memiliki parameter ekonomi yang memuaskan, sehingga layak untuk didirikan.

11.5. Rincian Harga PPC

Physical Plant Cost (PPC) merangkum seluruh biaya fisik yang dibutuhkan hingga peralatan terpasang di lokasi pabrik. PPC tidak hanya memuat harga pembelian alat pokok (*Purchased Equipment Cost),* melainkan telah mengakumulasikan biaya instalasi, perpipaan, instrumentasi dan kontrol, insulasi, instalasi listrik, hingga pendirian bangunan dan pengadaan tanah. Rincian total keseluruhan *Physical Plant Cost* yang dibutuhkan mencapai USD 72.273.374,83.

Tabel 11. 4 Komponen Biaya *Physical Plant Cost*

Komponen Biaya *Physical Plant Cost*	Total Biaya (USD)
Total Purchased Equipment	21.935.761,87
Biaya Instalasi	3.954.704,50
Biaya Perpipaan (***Piping***)	11.231.632,36
Biaya Instrumentasi	5.553.664,85
Biaya Insulasi	723.357,86
Biaya Listrik (***Electrical***)	2.052.560,57
Bangunan	451.636,90
Tanah & Perluasan Area	3.337.505,95
Fasilitas Utilitas	16.451.821,40
Environmental/Waste	6.580.728,56
Physical Plant Cost (Ppc)	72.273.374,83

11.6. Rincian Modal Tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment adalah modal yang terikat secara permanen pada fasilitas fisik pabrik. Rincian investasi ini tersusun dari penjumlahan *Direct Plant Cost* dengan biaya-biaya tidak langsung seperti ongkos kontraktor (Contractor Fee) yang ditetapkan sebesar 10% dan biaya tak terduga (Conency) sebesar 25% dari kapital untuk mengantisipasi fluktuasi harga atau kejadian di luar perencanaan. Hasil rekapitulasi menunjukkan nilai *Fixed Capital Investment* adalah sebesar USD 117.082.867,22.

Tabel 11. 5 Komponen *Fixed Capital Investment*

PHYSICAL PLANT COST (PPC)	72.273.374,83
DIRECT PLANT COST (DPC)	86.728.049,80
Contractor's Fee (10%)	8.672.804,98
CONTINGENCY (25%)	21.682.012,45
FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI)	117.082.867,22

11.7. Rincian Biaya Produksi / *Manufacturing Cost* (MC)

Manufacturing Cost merangkum semua beban pembiayaan yang berkaitan langsung dengan aktivitas produksi *Ethylene Oxide*. Komponen ini dibagi menjadi tiga elemen: beban produksi langsung *Direct Manufacturing Cost* (DMC) yang didominasi oleh pembelian bahan baku dan utilitas senilai USD 121.244.970,90; beban tidak langsung *Indirect Manufacturing Cost* (IMC) senilai USD 10.149.000,00; serta beban produksi tetap *Fixed Manufacturing Cost* (FMC) berupa depresiasi, pajak properti, dan asuransi senilai USD 12.879.115,39. Secara agregat, *Total Manufacturing Cost* yang diperlukan adalah sebesar USD 144.273.086,30.

Tabel 11. 6 Komponen *Manufacturing Cost*

Komponen *Manufacturing Cost*	Total Biaya (USD)
Subtotal *Direct Manufacturing Cost*	121.244.970,90
Subtotal *Indirect Manufacturing Cost*	10.149.000,00
Subtotal *Fixed Manufacturing Cost*	12.879.115,39
Total *Manufacturing Cost*	144.273.086,30

11.8. Rincian Modal Kerja / *Working Capital* (WC)

Modal Kerja merupakan dana tunai yang disiapkan untuk menjalankan siklus produksi dan menutupi biaya operasional pada bulan-bulan awal sebelum pabrik menghasilkan pemasukan konstan. Komponen investasi ini dirancang dari proyeksi ketersediaan kas, persediaan bahan baku, produk dalam proses, hingga ketersediaan kredit (*Extended Credit*) yang masing-masing dikalkulasi berdasarkan nilai rata-rata *Manufacturing Cost* bulanan. Hasil evaluasi menetapkan kebutuhan *Working Capital* adalah sebesar USD 45.690.353,06.

Tabel 11. 7 Komponen *Working Capital*

Komponen Biaya	Keterangan	Nilai (USD)
Persediaan Bahan Baku (Raw Material)	Stok cadangan 7 hari operasi	617.514,23
Barang Dalam Proses (In Process)	0,5 x MC x (3 jam/tahun)	27.324,45
Persediaan Produk (Product Inventory)	Operasional 1 bulan (1/12 MC)	12.022.757,19
Extended Credit	Piutang penjualan 1 bulan	21.000.000,00
Available Cash	Dana siaga 1 bulan (1/12 MC)	12.022.757,19
Total *Working Capital* (WC)		45.690.353,06

11.9. Rincian Pengeluaran Umum / *General Expenses* (GE)

Pengeluaran umum mencakup biaya-biaya operasional di luar ranah teknis produksi. Rincian pembiayaan ini meliputi anggaran administrasi perusahaan, biaya kampanye dan penjualan produk, beban finansial, serta pendanaan kegiatan riset dan pengembangan (*Research & Development*). Untuk menjaga stabilitas manajerial dan kualitas korporasi, alokasi total *General Expenses* pabrik ditetapkan sebesar USD 68.508.277,17.

Tabel 11. 8 Komponen *General Expense*

Komponen *GE*	Persentase Acuan	Estimasi Biaya (USD)
Administrasi	Gaji Manajemen + *Office*	399.404,76
Sales / Pemasaran	20% dari *Manufacturing Cost*	28.854.617,26
Riset dan Pengembangan	5% dari *Manufacturing Cost*	7.213.654,31
Finansial	24% WC + 18% FCI	32.040.600,84
Total General Expenses		68.508.277,17

11.10. Rincian Perkiraan Keuntungan / *Profit Estimation*

Perkiraan tingkat profitabilitas dihitung dengan memperhadapkan pemasukan (pendapatan penjualan 210.000 ton per tahun seharga USD 1.2 per kilogram) terhadap akumulasi *Manufacturing Cost* dan *General Expenses*. Analisis menunjukkan proyeksi keuntungan bersih setelah pemotongan kewajiban pajak 20% adalah lebih dari USD 31.374.909,22 setiap tahunnya, membuktikan potensi ekonomi pabrik yang solid.

11.11. *Return on Investment* (ROI)

ROI merupakan indikator persentase yang memperlihatkan kecepatan keuntungan tahunan dalam mengembalikan total modal tetap (FCI) yang telah diserap. Untuk industri kimia berisiko Tinggi, syarat minimal batas kelayakan ROI sebelum pajak adalah 30%. Pada rancangan pabrik ini, diperoleh ROI sebelum pajak sebesar 33.50% dan ROI sesudah pajak sebesar 26.80%, yang mengindikasikan bahwa laju pengembalian modal memenuhi standar kelayakan operasional.

11.12. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time merepresentasikan durasi waktu minimum yang dubutuhkan secara teoretis guna mengembalikan seluruh investasi modal tetap berdasarkan akumulasi laba tahunan dan penyusutan (depresiasi). Pabrik dengan tingkat risiko Tinggi disyaratkan memiliki nilai POT tidak lebih dari 3 tahun sebelum pajak. Analisa membuktikan bahwa POT sebelum pajak pabrik tercapai pada waktu 2,41 tahun (sekitar 29 bulan vs 36 bulan), sedangkan POT sesudah pajak tercapai dalam waktu 2,87 tahun. Nilai ini memenuhi syarat pengembalian modal yang agresif dan menguntungkan.

11.13. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah instrumen penentu titik impas kapasitas produksi, di mana skala produksi tersebut belum mendatangkan laba, namun juga tidak memicu kerugian bagi perusahaan. Perhitungan BEP disandarkan pada interaksi biaya tetap (*Fixed Cost*), biaya variabel (*Variable Cost*), biaya teregulasi (*Regulated Cost*), dan nilai penjualan (*Sales*). Titik impas pabrik ini berada pada kapasitas produksi 48.08%, yang masuk dalam kisaran ideal pabrik kimia dengan rentang prosentase BEP 40% - 60%. Pabrik ini berarti sudah mulai meraup profit operasional apabila tingkat produksi beroperasi di atas kapasitas 48.04%.

11.14. *Shutdown Point* (SDP)

Shutdown Point merupakan batas kapasitas operasional minimal pabrik, di mana jika produksi melorot di bawah persentase ini, kerugian yang ditanggung akibat biaya tetap akan lebih besar dibandingkan jika pabrik dihentikan produksinya sama sekali. Berdasarkan perhitungan beban dasar pabrik, *Shutdown Point* berada di ambang 31.03%. Jarak yang cukup lebar antara tingkat BEP (48.08%) dan SDP (31.03%) menandakan bahwa pabrik memiliki ruang gerak atau fleksibilitas yang sangat aman saat menghadapi gangguan pasar.

11.15. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Discounted Cash Flow Rate of Return digunakan untuk mengevaluasi kelayakan ekonomi berdasarkan nilai waktu dari uang (*Time value of money*) dengan menentukan suku bunga optimal selama umur pabrik (estimasi 11,25 tahun, *Salvage value* 10%). Persamaan aliran kas masuk dan keluar secara iteratif menghasilkan nilai DCF:

$$\text{Nilai } i \text{ (DCF)} = 42{,}74\%$$

BAB XII
SIMPULAN

12.1. Simpulan

Berdasarkan tinjauan teknis dan analisis kelayakan ekonomi yang telah dilakukan pada Prarancangan Pabrik *Ethylene Oxide* Menggunakan Bahan Baku *Ethylene* Dan Oksigen Dengan Proses Oksidasi Langsung Kapasitas 210.000 Ton/Tahun dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut:

12.1.1. Aspek Proses Produksi dan Operasional

- Pabrik *Ethylene Oxide* dirancang dengan kapasitas produksi sebesar 210.000 ton/tahun (26.515,2 kg/jam produk *Ethylene Oxide*) dengan waktu operasi 330 hari per tahun.
- Proses produksi menggunakan metode oksidasi langsung (*Direct Oxidation*) fase gas antara *Ethylene* (23.522,2 kg/jam *Fresh Feed*) dan Oksigen (26.947,8 kg/jam *Fresh Feed*). Reaksi berlangsung di dalam Reaktor *Fixed Bed MultiTube* (R-01) dengan bantuan katalis Perak (Ag) pada kisaran suhu 242,2°C – 254,4°C dan tekanan 15,7 – 14,3 atm. Konversi *Ethylene* mencapai 90% dengan selektivitas pembentukan *Ethylene Oxide* sebesar 80%.
- Tahap pemurnian melibatkan *Water Absorber* (A-01), *CO2 Absorber* (A-02) dengan sistem Benfield, *CO2 Stripper* (S-01), serta Menara Distilasi (D-01) untuk menghasilkan produk *Ethylene Oxide* dengan kemurnian tinggi mencapai 99,9%.
- Lokasi pendirian pabrik terpilih berada di Kawasan Industri Terpadu Batang (KITB), Kabupaten Batang, Jawa Tengah. Pemilihan lokasi didasarkan pada metode skoring tertimbang dengan skor tertinggi sebesar 80%, mengungguli Kota Cilegon (74%) dan Kabupaten Cilacap (72%). Keunggulan lokasi KITB meliputi ketersediaan lahan ekspansi yang luas, harga tanah kompetitif, akses transportasi jalan tol Pantai Utara dan pelabuhan, jaringan utilitas terpadu, kemudahan pengelolaan limbah, serta insentif fiskal Kawasan Ekonomi Khusus (KEK).

12.1.2. Analisis Ekonomi

Tabel 12. 1 Analisis Ekonomi

Parameter Evaluasi	**Nilai Perhitungan**	**Batas Standar / Keterangan**
Fixed Capital Investment (FCI)	USD 117.082.867,22	Modal Tetap Permanen
Working Capital (WC)	USD 45.690.353,06	Modal Kerja Operasional
Total Capital Investment (TCI)	USD 162.773.220,28	Total Modal Investasi
Total Product Cost (TPC)	USD 212.781.363,47 / tahun	Total Biaya Produksi
Total Annual Sales	USD 252.000.000,00 / tahun	Total Hasil Penjualan
Keuntungan Sebelum Pajak	USD 39.218.636,53 / tahun	Laba Kotor
Keuntungan Setelah Pajak (20%)	USD 31.374.909,22 / tahun	Laba Bersih
ROI (*Return on Investment*) Sebelum Pajak	33,50%	Syarat Min. Industri Risiko Tinggi ≥ 30% (Layak)
ROI (*Return on Investment*) Setelah Pajak	26,80%	Laju Pengembalian Modal Bersih

POT (*Pay Out Time*) Sebelum Pajak	2,41 tahun	Syarat Max. Industri Risiko Tinggi ≤ 3 tahun (Sangat Baik)
POT (*Pay Out Time*) Setelah Pajak	2,87 tahun	Pengembalian Modal Bersih
BEP (*Break Even Point*)	48,08%	Rentang Kelayakan Ideal 40% – 60%
SDP (*Shutdown Point*)	31,03%	Batas Operasional Minimum
DCF (*Discounted Cash Flow*)	42,74%	Jauh di atas suku bunga pinjaman bank

Parameter kelayakan Ekonomi:

- ROI (*Return on Investment*)
  ROI sebelum pajak sebesar 33,50% dan ROI sesudah pajak sebesar 26,80%, yang mengindikasikan bahwa laju pengembalian modal memenuhi standar kelayakan operasional
- POT (*Pay Out Time*)
  Pabrik dengan tingkat risiko Tinggi disyaratkan memiliki nilai POT tidak lebih dari 3 tahun sebelum pajak. Analisa membuktikan bahwa POT sebelum pajak pabrik tercapai pada waktu 2,41 tahun, sedangkan POT sesudah pajak tercapai dalam waktu 2,87 tahun. Nilai ini memenuhi syarat pengembalian modal yang agresif dan menguntungkan.
- BEP (*Break Even Point*)
  Titik impas pabrik ini berada pada kapasitas produksi 48,08%, yang masuk dalam kisaran ideal pabrik kimia dengan rentang prosentase BEP 40% - 60%. Pabrik ini berarti sudah mulai meraup profit operasional apabila tingkat produksi beroperasi di atas kapasitas 48,08%.

- SDP (*Shutdown Point*)

  Berdasarkan perhitungan beban dasar pabrik, *Shutdown Point* berada di ambang 31,03%. Jarak yang cukup lebar antara tingkat BEP (48,08%) dan SDP (31,03%) menandakan bahwa pabrik memiliki ruang gerak atau fleksibilitas yang sangat aman saat menghadapi gangguan pasar
- DCF (*Discounted Cash Flow*)

  Discounted Cash Flow Rate of Return Diperoleh nilai 42.74%, yang secara riil lebih Tinggi dari rata-rata suku bunga pinjaman komersial dan deposito perbankan, menegaskan bahwa pendanaan proyek ini sangat prospektif.

Berdasarkan seluruh hasil kajian teknis, operasional, tata letak, serta evaluasi kelayakan ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa Prarancangan Pabrik *Ethylene Oxide* Kapasitas 210.000 Ton/Tahun secara teknis sangat layak untuk dilaksanakan dan secara ekonomis sangat menguntungkan serta prospektif untuk didirikan.

12.2. Saran

Guna menyempurnakan Prarancangan Pabrik *Ethylene Oxide* ini menuju tahap perancangan detail (*Detail Engineering Design*/DED) dan realisasi pembangunan fisik di lapangan, beberapa saran konstruktif yang direkomendasikan adalah sebagai berikut:

- **Optimasi Katalis dan Kinetika Reaksi**

  Disarankan untuk melakukan penelitian lanjutan skala pilot plant terkait penggunaan promoter katalis perak (seperti penambahan senyawa organoklorida dalam jumlah sangat kecil) guna meningkatkan selektivitas pembentukan *Ethylene Oxide* melebihi 80% dan menekan laju reaksi samping oksidasi sempurna (CO2 dan H2O).
- **Analisis Risiko K3 dan *Hazard Operations* (HAZOP & AMDAL)**

  Mengingat sifat bahan baku *Ethylene* dan produk *Ethylene Oxide* yang *highly flammable*, reaktif, serta bertekanan tinggi, disarankan untuk menyusun dokumen analisis bahaya operasional terperinci (HAZOP Study) serta studi Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL) secara menyeluruh di Kawasan Industri Terpadu Batang.

- **Analisis Sensitivitas Ekonomi Fluktuatif**

  Direkomendasikan untuk melakukan analisis sensitivitas ekonomi secara periodik terhadap fluktuasi harga bahan baku *Ethylene* internasional, dinamika harga energi, serta pergerakan nilai tukar rupiah terhadap dolar AS guna menjaga ketahanan finansial dan margin profitabilitas pabrik saat beroperasi penuh.

DAFTAR PUSTAKA

Badan Pusat Statistik. (2024). *Statistik perdagangan luar negeri Indonesia*. Badan Pusat Statistik Republik Indonesia.

Farida, N., & Adisty, R. (2024). *Prarancangan pabrik etilen oksida dari etilen dan udara kapasitas 111.000 ton/tahun* [Tugas Akhir]. Universitas Islam Indonesia.

Green, D. W., & Southard, M. Z. (Eds.). (2019). *Perry's chemical engineers' handbook* (9th ed.). McGraw-Hill Education.

H. W. P. (2012). Ethylene oxide: A review of its history and technology. In *Chemical engineering and industrial chemistry* (pp. 205–222). Springer.

H. W. P. (2014). Ethylene oxide. In *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*. Wiley-VCH.

IARC Monograph Working Group. (2007). *Ethylene oxide* (IARC Monographs on the Evaluation of Carcinogenic Risks to Humans, Vol. 97). International Agency for Research on Cancer.

Kerry, F. G., & Lee, W. (2021). *Industrial Gas Operations and Safety Handbook* (3rd ed.). CRC Press.

Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (2007). *Kirk-Othmer encyclopedia of chemical technology* (5th ed.). John Wiley & Sons.

McKetta, J. J. (1984). *Encyclopedia of chemical processing and design* (Vol. 21). Marcel Dekker Inc.

Mo, K. A. E., & Alla, M. Y. A. (2022). Catalytic oxidation of ethylene to ethylene oxide: Process performance and selectivity. *Journal of Chemical Engineering Research*.

Mubashir, M., Muhammad, N., et al. (2022). Recent advances in ethylene oxide production via direct oxidation of ethylene. *Chemical Engineering & Processing*.

Perzon, A. (2015). *Ethylene oxide production processes and reactor design*. Elsevier / Academic Press.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.

PT Chandra Asri Petrochemical Tbk. (2024). *Product specification: Ethylene*. Cilegon, Indonesia.

PT Samator Gas Industri. (2023). *Oxygen product specification (LDKB.01)*. Indonesia.

Speight, J. G. (2019). *Handbook of Petrochemical Processes*. Boca Raton: CRC Press.

Towler, G., & Sinnott, R. (2021). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (3rd ed.). Butterworth-Heinemann.

Turton, R., Shaeiwitz, J. A., Bhattacharyya, D., & Whi, W. B. (2018). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes* (5th ed.). Pearson Education.

Wurtz, A. (1859). Sur l'oxyde d'éthylène. *Comptes Rendus*, *48*, 101–105.

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 210.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 330 Hari
Basis	: 1 Jam Operasi
Bahan Baku	: Etilen dan Oksigen
Produk	: Etilen Oksida

Parameter Operasi:

- Konversi Etilen: 90% (0,90)
- Selektivitas Etilen: 80% (0,80)
- *Purging*: 3% (0,03)
- Rasio C2H4 : O2 : Metana = 1 : 1 : 1,5
- Kelarutan *Absorber*: 99,8% (0,998)
- Destilasi (puncak): 99,9% EO, 0,1% Air
- Destilat Terpisah (Recovery): 90%

A. Neraca Massa di Sekitar Menara Destilasi

Neraca Massa Total: M8 = M17 + M18

Massa produk puncak (M17) = 26.515,2 kg/jam

1. Komponen Etilen Oksida (EO):

- EO17 = 99,9% x M17 = 0,999 x 26.515,2 = 26.488,6 kg/jam
- EO17 = 90% x EO8 → EO8 = EO17 / 0,90 = 26.488,6 / 0,9 = 29.431,8 kg/jam
- EO18 = EO8 - EO17 = 29.431,8 - 26.488,6 = 2.943,2 kg/jam

2. Komponen Air (W):

- W17 = 0,1% x M17 = 0,001 x 26.515,2 = 26,5 kg/jam

(Catatan: Nilai W8 dan W18 dihitung setelah neraca Air di Absorber diketahui)

B. Neraca Massa di Sekitar Reaktor & EO *Absorber*

Reaksi 1: $C_2H_4 + 0{,}5\ O_2 \rightarrow C_2H_4O$ (Etilen Oksida)

Reaksi 2: $C_2H_4 + 3\ O_2 \rightarrow 2\ CO_2 + 2\ H_2O$

1. Komponen Etilen Oksida (EO)

Kelarutan EO dalam air = 99,8% (EO8 = 99,8% x EO6)

- EO6 = EO8 / 0,998 = 29.431,8 / 0,998 = 29.490,8 kg/jam
- EO4 = EO6 = 29.490,8 kg/jam
- EO9 = EO6 - EO8 = 29.490,8 - 29.431,8 = 58,98 kg/jam
- EO11 = EO9 = 58,98 kg/jam
- EO13 = 3% x EO11 = 0,03 x 58,98 = 1,77 kg/jam
- EO12 = 97% x EO11 = 0,97 x 58,98 = 57,21 kg/jam
- EO3 = EO12 = 57,21 kg/jam
- EO reaksi = EO4 - EO3 = 29.490,8 - 57,21 = 29.433,6 kg/jam
- Mol EO reaksi = 29.433,6 / 44 = 668,1 kmol/jam

2. Komponen Etilen (E)

- Kebutuhan Reaksi 1 (sesuai mol EO) = 668,1 kmol/jam
- Kebutuhan Reaksi 2 = (20% / 80%) x E Reaksi 1 = 0,25 x 668,1 = 167,0 kmol/jam
- Total Etilen Bereaksi (E reaksi) = 668,1 + 167,0 = 835,2 kmol/jam
- Total Etilen Masuk (E3) = E reaksi / Konversi = 835,2 / 0,90 = 928,0 kmol/jam
- Massa E3 = 928,0 x 28 = 26.033,3 kg/jam
- Etilen Sisa (E4) = E3 - E reaksi = 928,0 - 835,2 = 92,8 kmol/jam = 2.603,3 kg/jam
- E11 = E9 = E6 = E4 = 2.603,3 kg/jam
- E13 = 3% x E11 = 0,03 x 2.603,3 = 78,1 kg/jam
- E12 = E11 - E13 = 2.603,3 - 78,1 = 2.525,2 kg/jam
- E2 (Fresh) = E3 - E12 = 26.033,3 - 2.525,2 = 23.508,1 kg/jam

3. Komponen Etana (Ea)

(Impuritas Etilen 0,01% - Asumsi Steady State)

- Ea2 = (0,01% / 99,94%) x E2 = 0,0001 / 0,9994 x 23.508,1 = 2,4 kg/jam
- Ea13 = Ea2 = 2,4 kg/jam

- Ea12 = (97% / 3%) x Ea13 = (0,97 / 0,03) x 2,4 = 76,1 kg/jam
- Ea11 = Ea12 + Ea13 = 76,1 + 2,4 = 78,4 kg/jam
- Ea3 = Ea4 = Ea6 = Ea9 = Ea11 = 78,4 kg/jam

4. Komponen Oksigen (O)

- Kebutuhan Oksigen Reaksi 1 = 0,5 x 668,1 = 334,1 kmol/jam
- Kebutuhan Oksigen Reaksi 2 = 3 x 167,0 = 501,1 kmol/jam
- Total Oksigen Bereaksi (O reaksi) = 334,1 + 501,1 = 835,2 kmol/jam
- Oksigen Masuk Reaktor (O3) = (1/1) x E3 = 928,0 kmol/jam = 928,0 x 32 = 29.693,3 kg/jam
- Oksigen Sisa (O4) = O3 - O reaksi = (928,0 - 835,2) x 32 = 2.969,3 kg/jam
- O4 = O6 = O9 = O11 = 2.969,3 kg/jam
- O13 = 3% x O11 = 0,03 x 2.969,3 = 89,1 kg/jam
- O12 = 97% x O11 = 0,97 x 2.969,3 = 2.880,2 kg/jam
- O1 (Fresh) = O3 - O12 = 29.693,3 - 2.880,2 = 26.813,0 kg/jam

5. Komponen Nitrogen (N2)

(Impuritas Oksigen 0,5%)

- N1 = (0,5% / 99,5%) x O1 = (0,005 / 0,995) x 26.813,0 = 134,7 kg/jam
- N13 = N1 = 134,7 kg/jam
- N12 = (97% / 3%) x N13 = (0,97 / 0,03) x 134,7 = 4.356,6 kg/jam
- N11 = N12 + N13 = 4.356,6 + 134,7 = 4.491,3 kg/jam
- N3 = N4 = N6 = N9 = N11 = 4.491,3 kg/jam

6. Komponen Air (W) dari Reaksi

- Air dari Reaksi 2 (W reaksi) = 2 x 167,0 = 334,1 kmol/jam = 334,1 x 18 = 6.018,3 kg/jam
- W4 = W6 = W reaksi = 6.018,3 kg/jam
- W7 = 100% x EO6 = 1 x 29.490,8 = 29.490,8 kg/jam
- W8 = W6 + W7 = 6.018,3 + 29.490,8 = 35.509,1 kg/jam

Kembali ke Neraca Destilasi:

- W18 = W8 - W17 = 35.509,1 - 26,5 = 35.482,6 kg/jam

7. Komponen Karbon Dioksida (C)

CO2 Dihasilkan (C reaksi) = 2 x 167,0 = 334,1 kmol/jam = 334,1 x 44 = 14.702,1 kg/jam

Sistem Persamaan Absorpsi 99,9%:

- C4 = C6 = C9 = C reaksi + C3 = 14.702,1 + C3
- C11 = 0,1% x C9 = 0,001 x (14.702,1 + C3)
- C13 = 3% x C11 = 0,03 x C11
- C12 = C11 - C13
- C3 = C12

Substitusi Matematis:

- C3 = C11 - 0,03 C11 = 0,97 C11
- C3 = 0,97 x 0,001 (C reaksi + C3) = 0,00097 C reaksi + 0,00097 C3
- 0,99903 C3 = 0,00097 C reaksi
- C3 = (0,00097 / 0,99903) x 14.702,1 = 14,3 kg/jam (0,3 kmol/jam)

Hasil Aliran:

- C4 = C6 = C9 = 14.702,1 + 14,3 = 14.716,4 kg/jam (334,4 kmol/jam)
- C11 = 0,1% x 14.716,4 = 14,716 kg/jam (0,3 kmol/jam)
- C13 = 3% x 14,716 = 0,441 kg/jam
- C12 = C11 - C13 = 14,716 - 0,441 = 14,275 kg/jam

8. Komponen Metana (Me)

(Rasio Me : E = 1,5 : 1)

- Me3 = 1,5 x E3 = 1,5 x 928,0 = 1.392,0 kmol/jam x 16 = 22.331,2 kg/jam
- Me4 = Me3 = 22.331,2 kg/jam
- Me2 (impuritas E) = (0,05% / 99,94%) x E2 = (0,0005 / 0,9994) x 23.508,1 = 11,8 kg/jam
- Me12 = Me3 - Me2 = 22.331,2 - 11,8 = 22.319,4 kg/jam
- Me11 = (100% / 97%) x Me12 = (1 / 0,97) x 22.319,4 = 23.009,7 kg/jam
- Me13 = 3% x Me11 = 0,03 x 23.009,7 = 690,3 kg/jam
- Me9 = Me6 = Me11 = 23.009,7 kg/jam
- Me5 (fresh) = Me6 - Me4 = 23.009,7 - 22.331,2 = 678,5 kg/jam

9. Komponen Hidrogen (H)

(Impuritas Metana 0,5%)

- H5 = (0,5% / 99,5%) x Me5 = (0,005 / 0,995) x 678,5 = 3,4 kg/jam
- H13 = H5 = 3,4 kg/jam
- H12 = (97% / 3%) x H13 = (0,97 / 0,03) x 3,4 = 110,2 kg/jam

- H11 = H12 + H13 = 110,2 + 3,4 = 113,7 kg/jam
- H3 = H4 = H12 = 110,2 kg/jam
- H6 = H9 = H11 = 113,7 kg/jam

C. Neraca Massa di Sekitar CO2 *Absorber*

Reaksi: CO2 + H2O + K2CO3 → 2 KHCO3

(CO2 yang terserap = 99,9% dari masuk Absorber)

- C reabs = 99,9% x C9 = 0,999 x 334,4 kmol/jam = 334,1 kmol/jam = 14.701,7 kg/jam
- Air Bereaksi (W reabs) = 334,1 kmol/jam x 18 = 6.018,3 kg/jam
- K2CO3 Bereaksi (K reabs) = 334,1 kmol/jam x 138 = 46.172,5 kg/jam
- KHCO3 Terbentuk (KH reabs) = 2 x 334,1 = 668,1 kmol/jam = 66.892,9 kg/jam

Komposisi Larutan Benfield (K2CO3 29%, DEA 2,9%, V2O5 0,7%, Air 67,4%):

- Total Benfield = (100% / 29%) x K reabs = (1 / 0,29) x 46.172,5 = 159.215,5 kg/jam
- DEA = 2,9% x 159.215,5 = 0,029 x 159.215,5 = 4.617,3 kg/jam
- V2O5 = 0,7% x 159.215,5 = 0,007 x 159.215,5 = 1.114,5 kg/jam
- Air Masuk (W14) = 67,4% x 159.215,5 = 0,674 x 159.215,5 = 107.311,3 kg/jam
- Air Sisa Tak Bereaksi (W10) = W14 - W reabs = 107.311,3 - 6.018,3 = 101.293,0 kg/jam

D. Neraca Massa di Sekitar CO2 *Stripper*

Neraca Total: M10 + M16 = M14 + M15

Reaksi (Pelepasan): 2 KHCO3 → CO2 + H2O + K2CO3

- KH restrip = KH reabs = 668,1 kmol/jam = 66.892,9 kg/jam
- C restrip = 334,1 kmol/jam = 14.701,7 kg/jam → C15 = 14.701,7 kg/jam
- W restrip = 334,1 kmol/jam = 6.018,3 kg/jam
- K restrip = 334,1 kmol/jam = 46.172,5 kg/jam → K14 = 46.172,5 kg/jam

Aliran Panas dan Hasil *Stripper*:

- *Steam* Pemanas (W16) (Diketahui dari kebutuhan kalor) = 88.209,9 kg/jam

- Massa Arus 15 (M15) = C15 + W16 = 14.701,7 + 88.209,9 = 102.911,6 kg/jam
- W15 (Air Keluar) = W16 = 88.209,9 kg/jam
- KH10 = KH restrip = 66.892,9 kg/jam
- V10 (V2O5) = V14 = 1.114,5 kg/jam
- D10 (DEA) = D14 = 4.617,3 kg/jam

Perhitungan Neraca Massa Kolom D-01

A. Basis dan Parameter Perhitungan

- **Tekanan Operasi:** 5 atm
- **Rasio Refluks (R):** 0,4448
- **Berat Molekul (BM):**
- Etilen Oksida (EO) = 44,053 kg/kmol
- Air (H2O) = 18,015 kg/kmol
- **Rumus Konversi:**

Massa (kg/jam) = Mol (kmol/jam) x BM (kg/kmol)

B. Neraca Massa Keseluruhan Kolom Destilasi

Persamaan kesetimbangan neraca massa total di sekitar kolom destilasi adalah:

$F = D + B$

Di mana: F = Umpan masuk (*Feed*), D = Produk atas (Destilat), B = Produk bawah (Bottom)

Langkah Perhitungan:

1. Umpan Masuk (F):

- F_EO = 668,1002 kmol/jam x 44,053 = 29.431,8 kg/jam
- F_Air = 1.971,0838 kmol/jam x 18,015 = 35.509,1 kg/jam

2. Destilat (D):

- D_EO = 601,2902 kmol/jam x 44,053 = 26.488,6 kg/jam
- D_Air = 1,4718 kmol/jam x 18,015 = 26,5 kg/jam

3. Bottom (B):

- B_EO = 66,8100 kmol/jam x 44,053 = 2.943,2 kg/jam
- B_Air = 1.969,6119 kmol/jam x 18,015 = 35.482,6 kg/jam

Neraca Massa Total Kolom Destilasi (D-01)

KOMPONEN	*INPUT*: *FEED* (F)	*OUTPUT*: DESTILAT (D)	*OUTPUT*: BOTTOM (B)
ETILEN OKSIDA	668,10 kmol (29.431,8 kg)	601,29 kmol (26.488,6 kg)	66,81 kmol (2.943,2 kg)
AIR	1.971,08 kmol (35.509,1 kg)	1,47 kmol (26,5 kg)	1.969,61 kmol (35.482,6 kg)
TOTAL (KG/JAM)	**64.940,9 kg/jam**	**26.515,1 kg/jam**	**38.425,8 kg/jam**
TOTAL *INPUT*/*OUTPUT*	**64.940,9 kg/jam**	**64.940,9 kg/jam**	

C. Neraca Massa di Sekitar Kondensor

Kondensor yang digunakan adalah kondensor total, artinya seluruh uap dari puncak kolom (V) diembunkan menjadi cairan. Sebagian dikembalikan ke kolom sebagai refluks (L0) dan sisanya menjadi produk destilat (D).

$V = L0 + D$

$L0 = R \times D$

Langkah Perhitungan:

1. Cairan Refluks (L0):

- L0_EO = 0,4448 x 601,2902 = 267,4262 kmol/jam → x 44,053 = 11.780,9 kg/jam
- L0_Air = 0,4448 x 1,4718 = 0,6546 kmol/jam → x 18,015 = 11,8 kg/jam

2. Uap Masuk Kondensor (V):

- V_EO = 267,4262 + 601,2902 = 868,7164 kmol/jam → x 44,053 = 38.269,5 kg/jam
- V_Air = 0,6546 + 1,4718 = 2,1264 kmol/jam → x 18,015 = 38,3 kg/jam

Neraca Massa Kondensor

KOMPONEN	*INPUT*: UAP MASUK (V)	*OUTPUT*: REFLUKS (L0)	*OUTPUT*: DESTILAT (D)
ETILEN OKSIDA	868,72 kmol (38.269,5 kg)	267,43 kmol (11.780,9 kg)	601,29 kmol (26.488,6 kg)
AIR	2,13 kmol (38,3 kg)	0,65 kmol (11,8 kg)	1,47 kmol (26,5 kg)

TOTAL (KG/JAM)	**38.307,8 kg/jam**	**11.792,7 kg/jam**	**26.515,1 kg/jam**
TOTAL *INPUT*/*OUTPUT*	**38.307,8 kg/jam**	**38.307,8 kg/jam**	

D. Neraca Massa di Sekitar *Reboiler*

Cairan dari *Tray* paling bawah (L') masuk ke dalam *Reboiler*. Panas dari *Reboiler* menguapkan sebagian cairan (V') untuk dikembalikan ke kolom (boil-up), dan sisanya keluar sebagai produk bawah (B).

$L' = V' + B$

Langkah Perhitungan:

1. Uap Boil-up (V'): *(Diperoleh dari kesetimbangan entalpi Reboiler)*

- V'_EO = 48,0853 kmol/jam x 44,053 = 2.118,3 kg/jam
- V'_Air = 1.417,5933 kmol/jam x 18,015 = 25.537,9 kg/jam

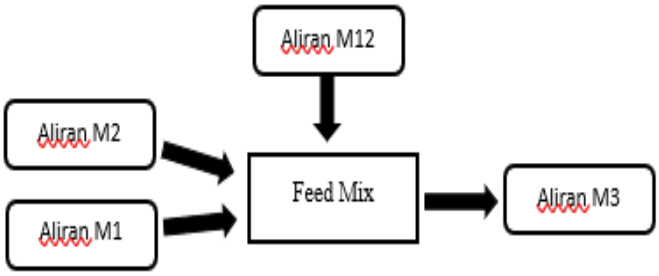
2. Cairan dari *Tray* Terbawah (L'):

- L'_EO = 48,0853 + 66,8100 = 114,8953 kmol/jam → x 44,053 = 5.061,5 kg/jam
- L'_Air = 1.417,5933 + 1.969,6119 = 3.387,2052 kmol/jam → x 18,015 = 61.020,5 kg/jam

Neraca Massa *Reboiler*

KOMPONEN	***INPUT*: CAIRAN KE *REBOILER* (L')**	***OUTPUT*: UAP BOIL-UP (V')**	***OUTPUT*: BOTTOM (B)**
ETILEN OKSIDA	114,90 kmol (5.061,5 kg)	48,09 kmol (2.118,3 kg)	66,81 kmol (2.943,2 kg)
AIR	3.387,21 kmol (61.020,5 kg)	1.417,59 kmol (25.537,9 kg)	1.969,61 kmol (35.482,6 kg)
TOTAL (KG/JAM)	**66.082,0 kg/jam**	**27.656,2 kg/jam**	**38.425,8 kg/jam**
TOTAL *INPUT*/*OUTPUT*	**66.082,0 kg/jam**	**66.082,0 kg/jam**	

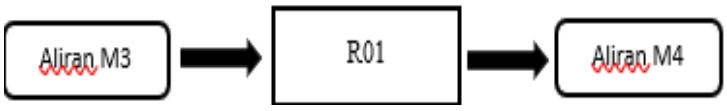
Titik Pencampuran *Fresh Feed* dan Arus *Recycle*



Neraca Massa Titik Pencampuran *Fresh Feed* dan Arus *Recycle*

Komponen	*Input* (kg/jam)			*Output* (kg/jam)
	M2	**M1**	**M12**	**M3**
Etilen	23.508,1	0,0	2.525,2	26.033,3
Oksigen	0,0	26.813,0	2.880,2	29.693,3
Etilen Oksida	0,0	0,0	57,2	57,2
Air	0,0	0,0	0,0	0,0
Nitrogen	0,0	134,7	4.356,6	4.491,3
Etana	2,4	0,0	76,1	78,4
Metana	11,8	0,0	22.319,4	22.331,2
Hidrogen	0,0	0,0	110,2	110,2
Karbon Dioksida	0,0	0,0	14,3	14,3
Subtotal	**23.522,2**	**26.947,8**	**32.339,3**	
Total		**82.809,3**		**82.809,3**

Reaktor

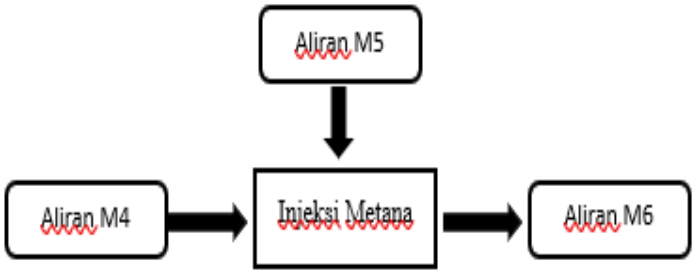


Neraca Massa Reaktor

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)
	M3	**M4**
Etilen	26.033,3	2.603,3
Oksigen	29.693,3	2.969,3
Etilen Oksida	57,2	29.490,8
Air	0,0	6.018,3

Nitrogen	4.491,3	4.491,3
Etana	78,4	78,4
Metana	22.331,2	22.331,2
Hidrogen	110,2	110,2
Karbon Dioksida	14,3	14.716,4
Total	**82.809,3**	**82.809,3**

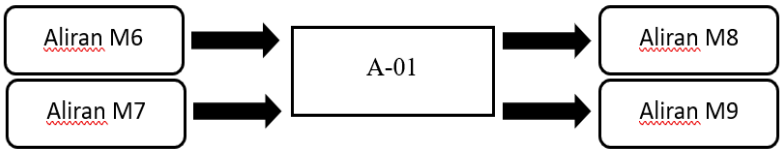
Titik Pencampuran Metana



Neraca Massa Titik Pencampuran Metana

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)
	M4	**M5**	**M6**
Etilen	2.603,3	0,0	2.603,3
Oksigen	2.969,3	0,0	2.969,3
Etilen Oksida	29.490,8	0,0	29.490,8
Air	6.018,3	0,0	6.018,3
Nitrogen	4.491,3	0,0	4.491,3
Etana	78,4	0,0	78,4
Metana	22.331,2	678,5	23.009,7
Hidrogen	110,2	3,4	113,7
Karbon Dioksida	14.716,4	0,0	14.716,4
Subtotal	**82.809,3**	**681,9**	
Total	**83.491,2**		**83.491,2**

Water Absorber

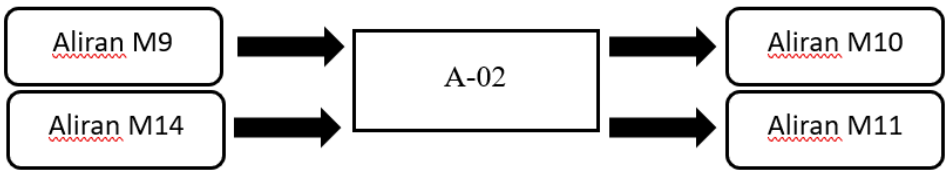


Neraca Massa *Water Absorber*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	M6	**M7**	**M8**	**M9**
Etilen	2.603,3	0,0	0,0	2.603,3
Oksigen	2.969,3	0,0	0,0	2.969,3
Etilen Oksida	29.490,8	0,0	29.431,8	59,0
Air	6.018,3	29.490,8	35.509,1	0,0
Nitrogen	4.491,3	0,0	0,0	4.491,3
Etana	78,4	0,0	0,0	78,4

Metana	23.009,7	0,0	0,0	23.009,7
Hidrogen	113,7	0,0	0,0	113,7
Karbon Dioksida	14.716,4	0,0	0,0	14.716,4
Subtotal	**83.491,2**	**29.490,8**	**64.940,9**	**48.041,1**
Total	**112.982,0**		**112.982,0**	

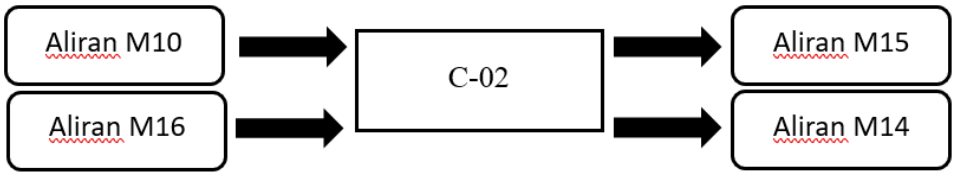
CO_2 *Absorber*



Neraca Massa CO_2 *Absorber*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	M9	**M14**	**M10**	**M11**
Etilen	2.603,3	0,0	0,0	2.603,3
Oksigen	2.969,3	0,0	0,0	2.969,3
Etilen Oksida	59,0	0,0	0,0	59,0
Air	0,0	107.311,3	101.293,0	0,0
Nitrogen	4.491,3	0,0	0,0	4.491,3
Etana	78,4	0,0	0,0	78,4
Metana	23.009,7	0,0	0,0	23.009,7
Hidrogen	113,7	0,0	0,0	113,7
Karbon Dioksida	14.716,4	0,0	0,0	14,7
K_2CO_3	0,0	46.172,5	0,0	0,0
$KHCO_3$	0,0	0,0	66.892,9	0,0
V_2O_5	0,0	1.114,5	1.114,5	0,0
DEA	0,0	4.617,3	4.617,3	0,0
Subtotal	**48.041,1**	**159.215,5**	**173.917,6**	**33.339,4**
Total	**207.257**		**207.257**	

CO_2 *Stripper*

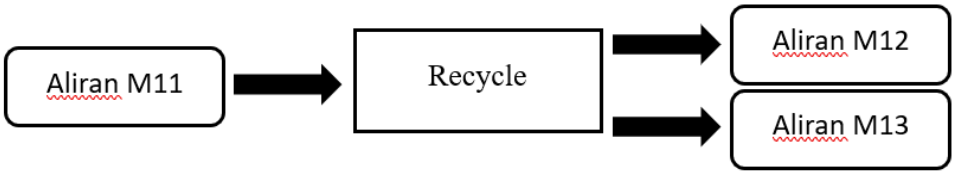


Neraca Massa CO_2 *Stripper*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	M10	**M16**	**M15**	**M14**
Air	101.293,0	88.209,9	88.209,9	107.311,3

Karbon Dioksida	0,0	0,0	14.701,7	0,0
K_2CO_3	0,0	0,0	0,0	46.172,5
$KHCO_3$	66.892,9	0,0	0,0	0,0
V_2O_5	1.114,5	0,0	0,0	1.114,5
DEA	4.617,3	0,0	0,0	4.617,3
Subtotal	**173.917,6**	**88.209,9**	**102.911,6**	**159.215,5**
Total	**262.127.6**		**262.127,1**	

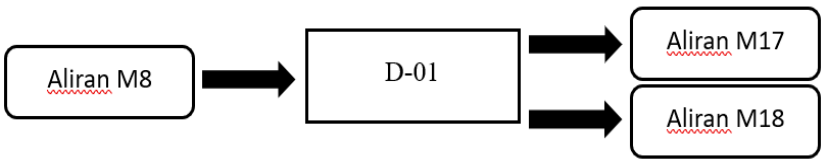
Recycle



Neraca Massa *Recycle*

Komponen	***Input* (kg/jam)**	***Output* (kg/jam)**	
	M11	**M12**	**M13**
Etilen	2.603,3	2.525,2	78,1
Oksigen	2.969,3	2.880,2	89,1
Etilen Oksida	59,0	57,2	1,8
Nitrogen	4.491,3	4.356,6	134,7
Etana	78,4	76,1	2,4
Metana	23.009,7	22.319,4	690,3
Hidrogen	113,7	110,2	3,4
Karbon Dioksida	14,7	14,3	0,4
Subtotal		**32.339,3**	**1.000,2**
Total	**33.339,4**	**33.339,4**	

Kolom Distilasi



Neraca Massa Kolom Distilasi

Komponen	***Input* (kg/jam)**	***Output* (kg/jam)**	
	M8	**M17**	**M18**
Etilen Oksida	29.431,8	26.488,6	2.943,2
Air	35.509,1	26,5	35.482,6
Subtotal		**26.515,2**	**38.425,7**
Total	**64.941**	**64.941**	

Tinjauan Kapasitas Produksi

Basis Etilen Masuk	= 28.058,06 kg/jam
Didapatkan Etilen Oksida	= 26.515,15 kg/jam
Setara dengan	= 210.000.000 kg/tahun (Asumsi 330 hari kerja/tahun, 24 jam/hari)
Kapasitas Terhitung	= 210.000 Ton/tahun
Kapasitas Rencana	= 210.000 Ton/tahun
Faktor *Scale-up*	= 1,000 (Memenuhi)

LAMPIRAN B
NERACA PANAS

1. Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-01)

Fungsi: Tempat mereaksikan gas Etilen dan Oksigen untuk membentuk Etilen Oksida.

Tujuan: Menghitung panas reaksi dan kebutuhan fluida pendingin untuk menjaga suhu reaktor.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{in} + (-\Delta H_{reaksi}) = H_{out} + Q_{pendingin}$$

A. Data Kondisi Operasi

- Suhu Referensi Standar (T_{stdr}): 25°C (298 K)
- Suhu Gas Masuk Reaktor (T_{in}): 242, 2°C (515,2 K)
- Suhu Gas Keluar Reaktor (T_{out}): 254, 4°C (527,4 K)
- Perubahan Suhu Reaktor (ΔT): 12, 2°C (12,2 K)
- Tekanan Gas Masuk (P_{in}): 15,7 atm
- Tekanan Gas Keluar (P_{out}): 14,3 atm

B. Panas yang Dibawa Masuk ke Reaktor (H_8)

Panas yang dibawa oleh gas umpan campuran masuk pada $T_{in} = 515{,}2$ K:

- Etilen: 927,97 kmol × 11.512,21 kJ/kmol = 10.683.015,42 kJ
- Oksigen: 927,97 kmol × 6.576,86 kJ/kmol = 6.103.147,11 kJ
- Nitrogen: 160,33 kmol × 6.041,62 kJ/kmol = 968.633,14 kJ
- Etana: 2,61 kmol × 14.294,69 kJ/kmol = 37.273,36 kJ
- Metana: 1.391,96 kmol × 8.986,41 kJ/kmol = 12.508.711,37 kJ
- Hidrogen: 54,69 kmol × 6.320,71 kJ/kmol = 345.654,32 kJ
- Karbondioksida: 0,32 kmol × 42.670,79 kJ/kmol = 13.840,81 kJ
- Total Panas Masuk (H_8): 30.660.275,52 kJ

C. Panas Reaksi (ΔH_{reaksi})

Panas reaksi dihitung dari panas pembentukan standar masing-masing komponen pembentuk (ΔH_f°298 K).

1. Reaksi Utama (Reaksi 1)

$$C_2H_4 + 0{,}5\ O_2 \rightarrow C_2H_4O$$

- $\Delta H_f^\circ(C_2H_4) = 52.283{,}264$ kJ/kmol
- $\Delta H_f^\circ(O_2) = 0$ kJ/kmol
- $\Delta H_f^\circ(C_2H_4O) = -51.002{,}96$ kJ/kmol
- $\Delta H_{rx1} = \Delta H_{f\ \text{produk}} - \Sigma\Delta H_{f\ \text{reaktan}}$

$$\Delta H_{rx1} = (-51.002{,}96) - (52.283{,}264) - (0{,}5 \times 0) = -103.286{,}224 \text{ kJ/kmol}$$

- Massa Etilen bereaksi = 668,14 kmol
- Total ΔH_{rx1} = $668{,}14 \times (-103.286{,}224) = -69.009.695{,}71$ kJ

2. Reaksi Samping (Reaksi 2)

$$C_2H_4 + 3\ O_2 \rightarrow 2\ CO_2 + 2\ H_2O$$

- $\Delta H_f^\circ(CO_2) = -393.509{,}384$ kJ/kmol
- $\Delta H_f^\circ(H_2O) = -241.826{,}832$ kJ/kmol
- $\Delta H_{rx2} = [2 \times (-393.509{,}384) + 2 \times (-241.826{,}832)] - [(52.283{,}264) + (3 \times 0)]$

$$\Delta H_{rx2} = -1.322.955{,}696 \text{ kJ/kmol}$$

- Massa Etilen bereaksi = 167,04 kmol
- Total ΔH_{rx2} = $167{,}04 \times (-1.322.955{,}696) = -220.980.026{,}38$ kJ

3. Panas Reaksi Total

$$\Delta H_{\text{reaksi total}} = \Delta H_{rx1} + \Delta H_{rx2} = -69.009.695{,}71 + (-220.980.026{,}38)$$

$$\Delta H_{\text{reaksi total}} = -289.989.722{,}09 \text{ kJ}$$

(Tanda negatif menunjukkan reaksi eksotermis, sistem menghasilkan/melepas panas)

D. Panas yang Dibawa Keluar Reaktor (H_9)

Panas yang dibawa oleh gas produk campuran keluar pada $T_{out} = 527{,}4$ K:

- Etilen: 92,80 kmol × 12.281,41 kJ/kmol = 1.139.681,67 kJ
- Oksigen: 92,80 kmol × 6.958,33 kJ/kmol = 645.713,67 kJ
- Etilen Oksida: 669,44 kmol × 14.375,54 kJ/kmol = 9.623.546,58 kJ
- Air: 334,07 kmol × 7.904,55 kJ/kmol = 2.640.675,80 kJ

- Nitrogen: $160{,}33$ kmol $\times$ $6.726{,}88$ kJ/kmol $=$ $1.078.498{,}22$ kJ
- Etana: $2{,}61$ kmol $\times$ $15.260{,}94$ kJ/kmol $=$ $39.792{,}84$ kJ
- Metana: $1.391{,}96$ kmol $\times$ $9.565{,}55$ kJ/kmol $=$ $13.314.853{,}81$ kJ
- Hidrogen: $54{,}69$ kmol $\times$ $6.678{,}30$ kJ/kmol $=$ $365.209{,}99$ kJ
- Karbondioksida: $334{,}39$ kmol $\times$ $45.638{,}50$ kJ/kmol $=$ $15.261.264{,}76$ kJ
- Total Panas Keluar (H_9): $44.109.237{,}33$ kJ

E. Panas yang Harus Dilepas ($Q_{pendingin}$)

Panas yang dilepaskan dihitung dari selisih panas yang ada di sistem dikurangi panas yang terbawa aliran keluar.

$$Q_{pendingin} = H_8 + (-\Delta H_{\text{reaksi total}}) - H_9$$

$$Q_{pendingin} = 30.660.275{,}52 + 289.989.722{,}09 - 44.109.237{,}33$$

$$Q_{pendingin} = 276.540.760{,}28 \text{ kJ}$$

F. Kebutuhan Pendingin

Air pendingin berupa *Saturated Water* pada tekanan 41,1 psig (2,795918 atm) digunakan untuk menyerap panas dan berubah fasa menjadi *Steam*.

- Suhu mendidih air pada tekanan tersebut = $269°\text{F} = 131,67°\text{C}$ (404,67 K).
- Panas laten air pada kondisi tersebut (λ) = $930{,}865682$ Btu/lb = $2.167{,}8$ kJ/kg. *(Data ini merujuk pada Steam Tables).*
- Suhu *Steam* keluar = 404,67 K.
- Kebutuhan Massa Air Pendingin ($m_{pendingin}$):

$$m = \frac{Q_{pendingin}}{\lambda} = \frac{276.540.760{,}28 \text{ kJ}}{2.167{,}8 \text{ kJ/kg}} = 127.567{,}47 \text{ kg/jam}$$

G. Kesimpulan Neraca Panas di Reaktor

Input:

- Panas Masuk (H_8): $30.660.275{,}52$ kJ
- Panas Reaksi (Beban Panas Tambahan): $289.989.722{,}09$ kJ
- Total *Input*: $320.649.997{,}61$ kJ

Output:

- Panas Keluar (H_9): $44.109.237{,}33$ kJ

- Panas yang Diserap Air Pendingin ($Q_{pendingin}$): 276.540.760,28 kJ
- Total *Output*: 320.649.997,61 kJ

(Total Input panas = Total Output panas, neraca panas reaktor seimbang / balance).

2. Neraca Panas di Sekitar *Vaporizer*

1. Neraca Panas di Sekitar *Vaporizer* (V-01) - Oksigen

Fungsi: Mengubah fase oksigen cair menjadi uap.

Tujuan: Menghitung beban *Vaporizer* V-01.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_1 + Q_{serap} = H_2$$

A. Data Kondisi Operasi

- Tekanan Operasi: 16 atm
- Suhu Umpan Masuk (T_{in}): -185°C (88 K)
- Suhu Standar (T_{stdr}): 25°C (298 K)
- Suhu Uap Keluar (T_{out}): $-144,85$°C (128,15 K) *(Berdasarkan penentuan suhu didih persamaan Riedel).*

B. Panas Sensibel Cairan Masuk (H_1)

Panas yang dibawa cairan masuk ke V-01 pada $T = 88$ K:

- Oksigen: 837,96 kmol × (−43.215,90 kJ/kmol) = −36.213.166,64 kJ
- Nitrogen: 4,81 kmol × (−12.713,23 kJ/kmol) = −61.148,09 kJ
- Total Panas Masuk (H_1): −36.274.314,73 kJ

C. Panas Laten Penguapan (λ_{laten})

Dihitung menggunakan korelasi sifat kritis komponen pada tekanan tinggi:

- λ Oksigen: 12.905,36 kJ/kmol × 837,96 kmol = 10.814.170,89 kJ
- λ Nitrogen: 25.475,44 kJ/kmol × 4,81 kmol = 122.531,74 kJ
- Total Panas Laten (λ_{laten}): 10.936.702,63 kJ

D. Panas Uap Keluar (H_2)

Panas yang dibawa uap keluar V-01 pada $T = 128,15$ K ($H_2 = m \cdot \int C\,p\,dT + \lambda_{laten}$):

- Oksigen: $-23.450.640{,}13$ kJ
- Nitrogen: $74.798{,}25$ kJ
- Total Panas Keluar (H_2): $-23.375.841{,}88$ kJ

E. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban *Vaporizer* (Q_{serap}):

$$Q_{serap} = H_2 - H_1 = -23.375.841{,}88 - (-36.274.314{,}73)$$
$$= 12.898.472{,}85 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Nitrogen Gas sebagai Pemanas:
  - $T_{in} = 20°\text{C}$ (293 K)
  - $T_{out} = 0°\text{C}$ (273 K)
  - $\int C_p\, dT = -556{,}23336$ kJ/kmol

$$m = \frac{Q_{serap}}{\int C_p\, dT} = \frac{-12.898.472{,}85}{-556{,}23336} = 23.188{,}96 \text{ kmol/jam} = 649.290{,}86 \text{ kg/jam}$$

2. Neraca Panas di Sekitar *Vaporizer* (V-02) - Etilen

Fungsi: Mengubah fase etilen cair menjadi uap.

Tujuan: Menghitung beban *Vaporizer* V-02.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_4 + Q_{serap} = H_5$$

A. Data Kondisi Operasi

- Tekanan Operasi: 16 atm
- Suhu Umpan Masuk (T_{in}): $-39°\text{C}$ (234 K)
- Suhu Standar (T_{stdr}): $25°\text{C}$ (298 K)
- Suhu Uap Keluar (T_{out}): $-38,54°\text{C}$ (234,464364 K)

B. Panas Sensibel Cairan Masuk (H_4)

Panas yang dibawa cairan masuk ke V-02 pada $T = 234$ K:

- Etilen: $837{,}96 \text{ kmol} \times (-6.336{,}61 \text{ kJ/kmol}) = -5.309.825{,}41$ kJ
- Etana: $0{,}08 \text{ kmol} \times (-6.209{,}76 \text{ kJ/kmol}) = -485{,}76$ kJ
- Metana: $0{,}73 \text{ kmol} \times (-14.176{,}42 \text{ kJ/kmol}) = -10.392{,}73$ kJ

- Total Panas Masuk (H_4): $-5.320.703{,}90$ kJ

C. Panas Laten Penguapan (λ_{laten})

Dihitung menggunakan korelasi sifat kritis komponen pada tekanan tinggi:

- λ Etilen: $25.208{,}48$ kJ/kmol $\times$ $837{,}96$ kmol $= 21.123.681{,}13$ kJ
- λ Etana: $24.279{,}47$ kJ/kmol $\times$ $0{,}08$ kmol $= 1.899{,}26$ kJ
- λ Metana: $19.316{,}78$ kJ/kmol $\times$ $0{,}73$ kmol $= 14.161{,}12$ kJ
- Total Panas Laten (λ_{laten}): $21.139.741{,}51$ kJ

D. Panas Uap Keluar (H_5)

Panas yang dibawa uap keluar V-02 pada $T = 234{,}464364$ K ($H_5 = m \cdot \int C\,p\,dT + \lambda_{laten}$):

- Etilen: $15.846.129{,}24$ kJ
- Etana: $1.416{,}56$ kJ
- Metana: $3.818{,}09$ kJ
- Total Panas Keluar (H_5): $15.851.363{,}90$ kJ

E. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban *Vaporizer* (Q_{serap}):

$$Q_{serap} = H_5 - H_4 = 15.851.363{,}90 - (-5.320.703{,}90) = 21.172.067{,}79 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Nitrogen Gas sebagai Pemanas:
  - $T_{in} = 40°\text{C}$ (313 K)
  - $T_{out} = 20°\text{C}$ (293 K)
  - $\int C_p\,dT = -555{,}810765$ kJ/kmol

$$m = \frac{Q_{serap}}{\int C_p\,dT} = \frac{-21.172.067{,}79}{-555{,}810765} = 38.092{,}22 \text{ kmol/jam}$$
$$= 1.066.582{,}25 \text{ kg/jam}$$

3. Neraca Panas di Sekitar *Vaporizer* (V-03) - Metana

Fungsi: Mengubah fase metana cair menjadi uap.

Tujuan: Menghitung beban *Vaporizer* V-03.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{39} + Q_{serap} = H_{40}$$

A. Data Kondisi Operasi

- Tekanan Operasi: 16 atm
- Suhu Umpan Masuk (T_{in}): -170°C (103 K)
- Suhu Standar (T_{stdr}): 25°C (298 K)
- Suhu Uap Keluar (T_{out}): $-112,68$°C (160,316919 K)

B. Panas Sensibel Cairan Masuk (H_{39})

Panas yang dibawa cairan masuk ke V-03 pada $T = 103$ K:

- Metana: $42{,}29$ kmol $\times$ $(-24.901{,}84$ kJ/kmol$) = -1.053.211{,}00$ kJ
- Hidrogen: $1{,}69$ kmol $\times$ $(-880.747{,}28$ kJ/kmol$) = -1.489.626{,}12$ kJ
- Total Panas Masuk (H_{39}): $-2.542.837{,}11$ kJ

C. Panas Laten Penguapan (λ_{laten})

Dihitung menggunakan korelasi sifat kritis komponen pada tekanan tinggi:

- λ Metana: $16.127{,}38$ kJ/kmol $\times$ $42{,}29$ kmol $= 682.099{,}72$ kJ
- λ Hidrogen: $605{,}76$ kJ/kmol $\times$ $1{,}69$ kmol $= 1.024{,}54$ kJ
- Total Panas Laten (λ_{laten}): $683.124{,}26$ kJ

D. Panas Uap Keluar (H_{40})

Panas yang dibawa uap keluar V-03 pada $T = 160{,}316919$ K ($H_{40} = m \cdot \int C\,p\,dT + \lambda_{laten}$):

- Metana: $-226.608{,}10$ kJ
- Hidrogen: $-1.395.927{,}25$ kJ
- Total Panas Keluar (H_{40}): $-1.622.535{,}35$ kJ

E. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban *Vaporizer* (Q_{serap}):

$$Q_{serap} = H_{40} - H_{39} = -1.622.535{,}35 - (-2.542.837{,}11) = 920.301{,}76 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Nitrogen Gas sebagai Pemanas:
  - $T_{in} = 20°\text{C}$ (293 K)
  - $T_{out} = 0°\text{C}$ (273 K)
  - $\int C_p \, dT = -556{,}23336$ kJ/kmol

$$m = \frac{Q_{serap}}{\int C_p \, dT} = \frac{-920.301{,}76}{-556{,}23336} = 1.654{,}52 \text{ kmol/jam} = 46.326{,}69 \text{ kg/jam}$$

3. Neraca Panas di Sekitar *Heat Exchanger*

1. Neraca Panas di Sekitar *Heat Exchanger* Oksigen (HE-01)

Fungsi: Menaikkan suhu gas Oksigen dari 128,15 K menjadi 313 K.

Tujuan: Menghitung kebutuhan pemanas.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_2 + Q_{pemanas} = H_3$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_2): H keluar dari *Vaporizer* Oksigen pada T = 128,15 K.

$$H_2 = -23.375.841{,}88 \text{ kJ}$$

(Sesuai entalpi standar)

- Panas Umpan Keluar (H_3): H gas Oksigen keluar HE-01 pada $T_{out} = 313 \text{ K}(40°\text{C})$ dengan $T_{stdr} = 298$ K.
  - Oksigen: $837{,}96 \text{ kmol} \times 442{,}63 \text{ kJ/kmol} = 370.903{,}53$ kJ
  - Nitrogen: $4{,}81 \text{ kmol} \times 416{,}82 \text{ kJ/kmol} = 2.004{,}84$ kJ
  - Total H_3: 372.908,37 kJ

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pemanas (Q_{beban}):

$$Q_{beban} = H_3 - H_2 = 372.908{,}37 - (-23.375.841{,}88) = 23.748.750{,}25 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Nitrogen Gas sebagai Pemanas:
  - $T_{in} = 60°\text{C}$ (333 K)

- $T_{out} = 20°C$ (293 K)
- $Q_{pemanas} = 23.748.750,25$ kJ
- $\int C_p\, dT$ Nitrogen $= -1.111,34$ kJ/kmol

$$m = \frac{Q}{\int C_p\, dT} = \frac{-23.748.750,25}{-1.111,34} = 21.369,41 \text{ kmol} = 598.343,60 \text{ kg}$$

2. Neraca Panas di Sekitar *Heat Exchanger* Etilen (HE-02)

Fungsi: Menaikkan suhu gas Etilen dari 234,46 K menjadi 313 K.

Tujuan: Menghitung kebutuhan pemanas.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_5 + Q_{pemanas} = H_6$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_5): H keluar *Vaporizer* Etilen pada T = 235,3 K.

$$H_5 = 15.851.363,90 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_6): H keluar HE-02 pada $T_{out} = 313$ K.
  - Etilen: 559.256,08 kJ
  - Etana: 63,52 kJ
  - Metana: 402,69 kJ
  - Total H_6: 559.722,29 kJ

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pemanas (Q_{beban}):

$$Q_{beban} = H_6 - H_5 = 559.722,29 - 15.851.363,90 = -15.291.641,60 \text{ kJ}$$

(sistem melepaskan kalor)

- Kebutuhan Nitrogen Gas sebagai Pemanas/Utilitas:
  - $T_{in} = 60°C$ (333 K), $T_{out} = 20°C$ (293 K)
  - $\int C_p\, dT = -1.111,34$ kJ/kmol

$$m = \frac{Q_{beban}}{\int C_p\, dT} = \frac{-15.291.641,60}{-1.111,34} = 13.936,74 \text{ kmol} = 390.228,78 \text{ kg}$$

3. Neraca Panas di Sekitar *Heat Exchanger Feed* Mix (HE-03)

Fungsi: Menaikkan suhu *Feed* campuran dari 313 K ke 460,40 K dengan memanfaatkan kalor keluaran reaktor.

Tujuan: Menentukan suhu campuran keluar HE-03.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_3 + H_6 + H_{11} = H_7 + H_{12}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk HE-03 ($T = 313$ K):
  - H_3 (Oksigen mix) $= 372.908{,}37$ kJ
  - H_6 (Etilen mix) $= 559.722{,}29$ kJ
- Panas Umpan Keluar Reaktor sebagai Fluida Panas (H_{11}): Suhu 525,93 K.

$$H_{11} = 44.133.200{,}46 \text{ kJ}$$

- Panas Etilen *Feed* Keluar HE-03 (H_7): Suhu $515{,}2$ K $(242,2°\text{C})$.

$$H_7 = 15.194.669{,}89 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Suhu Campuran Keluar (H_{12})

- Panas yang Diterima Etilen *Feed* (Q_{serap}):

$$Q_{serap} = H_7 - H_6 - H_3 = 15.194.669{,}89 - 559.722{,}29 - 372.908{,}37 = 14.262.039{,}22 \text{ kJ}$$

- Panas Keluaran Reaktor Setelah HE-03 (H_{12}):

$$H_{12} = H_{11} - Q_{serap} = 44.133.200{,}46 - 14.262.039{,}22 = 29.871.161{,}24 \text{ kJ}$$

- Trial Suhu Keluaran (T_{out}):

Melalui trial entalpi kapasitas panas ($H_{12} = \Sigma(kmol \times \int C\, pdT)$), didapatkan suhu keluar fluida panas adalah $T_{out} = 187,40°\text{C}$ (460,40 K).

4. Neraca Panas di Sekitar *Heat Exchanger* Metana (HE-04)

Fungsi: Menaikkan suhu Metana dari 160,32 K menjadi 313 K.

Tujuan: Menghitung kebutuhan pemanas.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{40} + Q_{pemanas} = H_{10}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_{40}): H keluar *Vaporizer* Metana pada 160,32 K.

$$H_{40} = -1.622.535{,}35 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_{10}): H keluar HE-04 pada 313 K.

$$H_{10} = 23.232{,}53 \text{ (Metana)} + 730{,}60 \text{ (Hidrogen)} = 23.963{,}13 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pemanas (Q_{beban}):

$$Q_{beban} = H_{10} - H_{40} = 23.963{,}13 - (-1.622.535{,}35) = 1.646.498{,}48 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Nitrogen Gas sebagai Pemanas:
  - $T_{in} = 60°\text{C}$ (333 K), $T_{out} = 20°\text{C}$ (293 K)

$$m = \frac{Q_{beban}}{\int C_p \, dT} = \frac{-1.646.498{,}48}{-1.111{,}34} = 1.481{,}54 \text{ kmol} = 41.483{,}10 \text{ kg}$$

5. Neraca Panas Inlet *Water Absorber* (HE-05)

Fungsi: Mendinginkan produk reaktor sebelum masuk ke *Water Absorber*.

Tujuan: Menghitung kebutuhan air pendingin.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{12} = H_{13} + Q_{lepas}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_{12}): H produk reaktor pada 460,40 K.

$$H_{12} = 29.871.161{,}24 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_{13}): Suhu turun ke 313 K (40°C).

$$H_{13} = 2.437.593{,}87 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pendingin (Q_{lepas}):

$$Q_{lepas} = H_{13} - H_{12} = 2.437.593{,}87 - 29.871.161{,}24 = -27.433.567{,}37 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Air Pendingin:
  - $T_{in} = 30°\text{C}$, $T_{out} = 45°\text{C}$ ($\Delta T = 15°\text{C}$), $P = 14$ atm
  - Cp air $= 4{,}18$ kJ/kg.C

$$m = \frac{Q_{beban}}{Cp \times \Delta T} = \frac{27.433.567{,}37}{4{,}18 \times 15} = 437.536{,}96 \text{ kg} = 24.307{,}61 \text{ kmol}$$

6. Neraca Panas *Recycle* Kompresor (HE-06)

Fungsi: Menaikkan suhu *Recycle* kompresor dari 398,18 K menjadi 515,2 K.

Tujuan: Menghitung kebutuhan *Steam* pemanas.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{21} + Q_{steam} = H_{22}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_{21}): H out kompresor pada 398,18 K.

$$H_{21} = 5.840.295{,}04 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_{22}): Suhu naik ke 515,2 K ($242,2°\text{C}$).

$$H_{22} = 12.613.704{,}55 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pemanas (Q_{beban}):

$$Q_{beban} = H_{22} - H_{21} = 12.613.704{,}55 - 5.840.295{,}04 = 6.773.409{,}51 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan *Steam* Pemanas:

Digunakan *superHeated Steam* pada P = 6 atm ($T_{in} = 250°\text{C}$, $T_{out} = 159,3°\text{C}$).
Referensi: *Table* F.1 Smith Van Ness.

  - Q_{steam} spesifik $= 2.957{,}2 - 672{,}6 = 2.284{,}6$ kJ/kg

$$m = \frac{Q_{beban}}{Q_{steam}} = \frac{6.773.409{,}51}{2.284{,}6} = 2.964{,}81 \text{ kg/jam}$$

7. Neraca Panas CO2 *Stripper* (HE-07)

Fungsi: Menurunkan suhu keluaran *Stripper* dari 453 K menjadi 383 K.

Tujuan: Menghitung kebutuhan air pendingin.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{27} = H_{29} + Q_{lepas}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_{27}): Lean benfield masuk HE-07 pada 453 K.

$$H_{27} = 77.084.878{,}20 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_{29}): Lean benfield keluar HE-07 pada 383 K.

$$H_{29} = 41.717.406{,}66 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pendingin (Q_{lepas}):

$$Q_{lepas} = H_{29} - H_{27} = 41.717.406{,}66 - 77.084.878{,}20 = -35.367.471{,}54 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Air Pendingin:
  - $T_{in} = 30°\text{C}$, $T_{out} = 45°\text{C}$ ($\Delta T = 15°\text{C}$), $P = 2$ atm
  - Cp air $= 4{,}18$ kJ/kg.C

$$m = \frac{35.367.471{,}54}{4{,}18 \times 15} = 564.074{,}51 \text{ kg} = 31.311{,}38 \text{ kmol}$$

8. Neraca Panas HE CO2 *Absorber* (HE-08)

Fungsi: Menaikkan suhu keluaran CO2 *Absorber* dari 389,93 K menjadi 453 K.

Tujuan: Menghitung kebutuhan pemanas untuk persiapan umpan *Stripper*.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{23} + Q_{pemanas} = H_{24}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_{23}): H dari CO2 *Absorber* pada 389,93 K.

$$H_{23} = 46.406.310{,}40 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_{24}): H keluar HE-08 pada 453 K (180°C).

$$H_{24} = 79.155.587{,}89 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pemanas (Q_{beban}):

$$Q_{beban} = H_{24} - H_{23} = 79.155.587{,}89 - 46.406.310{,}40 = 32.749.277{,}49 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan *Steam* Pemanas:

Digunakan *superHeated Steam* pada P = 6 atm ($T_{in} = 250°\text{C}$, $T_{out} = 159,3°\text{C}$).

  - Q_{steam} spesifik $= 2.284{,}6$ kJ/kg

$$m = \frac{32.749.277{,}49}{2.284{,}6} = 14.334{,}80 \text{ kg/jam}$$

9. Neraca Panas Inlet CO2 *Absorber* (HE-09)

Fungsi: Menaikkan suhu produk atas *Water Absorber* dari 303 K ke 383 K sebelum masuk CO2 *Absorber*.

Tujuan: Menghitung kebutuhan *Steam* pemanas.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{15} + Q_{pemanas} = H_{41}$$

A. Panas Sensibel Aliran (H)

- Panas Umpan Masuk (H_{15}): Pada $T_{in} = 303$ K.

$$H_{15} = 583.514{,}26 \text{ kJ}$$

- Panas Umpan Keluar (H_{41}): Pada $T_{out} = 383$ K ($110°\text{C}$).

$$H_{41} = 10.622.903{,}87 \text{ kJ}$$

B. Beban Panas & Kebutuhan Fluida Utilitas

- Beban Pemanas (Q_{beban}):

$$Q_{beban} = H_{41} - H_{15} = 10.622.903{,}87 - 583.514{,}26 = 10.039.389{,}61 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan *Steam* Pemanas:

Digunakan *superHeated Steam* pada P = 6 atm ($T_{in} = 250°\text{C}$, $T_{out} = 159,3°\text{C}$).

  - Q_{steam} spesifik $= 2.284{,}6$ kJ/kg

$$m = \frac{10.039.389{,}61}{2.284{,}6} = 4.394{,}38 \text{ kg/jam}$$

5. Neraca Panas di Sekitar Titik Pencampuran

1. Neraca Panas di Sekitar Percabangan *Recycle*

Fungsi: Mem*Purging* sebagian gas yang akan di-*Recycle*.

Tujuan: Menentukan suhu gas yang akan di-*Recycle*.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{17} = H_{19} + H_{20}$$

A. Data Kondisi Operasi & *Input*

- Suhu Masuk (T_{in}): 110°C (383 K)
- Suhu Standar (T_{stdr}): 25°C (298 K)
- Panas Keluaran CO2 *Absorber* Masuk Percabangan (H_{17}): Energi yang dibawa aliran pada suhu 383 K adalah:

$$H_{17} = 5.812.865{,}69 \text{ kJ}$$

B. Panas Gas yang Di*Purging* (H_{19})

Panas yang dibawa gas *Purging* pada suhu $T = 383$ K dihitung dari fraksi mol yang dibuang:

- Etilen: $2{,}78 \text{ kmol} \times 4.022{,}47 \text{ kJ/kmol} = 11.198{,}23 \text{ kJ}$
- Oksigen: $2{,}78 \text{ kmol} \times 2.528{,}62 \text{ kJ/kmol} = 7.039{,}48 \text{ kJ}$
- Etilen Oksida: $0{,}04 \text{ kmol} \times 4.603{,}17 \text{ kJ/kmol} = 184{,}89 \text{ kJ}$
- Nitrogen: $4{,}81 \text{ kmol} \times 2.477{,}05 \text{ kJ/kmol} = 11.914{,}13 \text{ kJ}$
- Etana: $0{,}08 \text{ kmol} \times 4.939{,}92 \text{ kJ/kmol} = 386{,}42 \text{ kJ}$
- Metana: $43{,}03 \text{ kmol} \times 3.238{,}82 \text{ kJ/kmol} = 139.358{,}78 \text{ kJ}$
- Hidrogen: $1{,}69 \text{ kmol} \times 2.459{,}37 \text{ kJ/kmol} = 4.159{,}58 \text{ kJ}$
- Karbondioksida: $0{,}01 \text{ kmol} \times 14.398{,}72 \text{ kJ/kmol} = 144{,}45 \text{ kJ}$
- Total Panas *Purging* (H_{19}): $174.385{,}97$ kJ

C. Panas Gas *Recycle* (H_{20})

Panas sisa yang dibawa gas *Recycle* dihitung dari pengurangan antara aliran utama dengan *Purging*:

$$H_{20} = H_{17} - H_{19} = 5.812.865{,}69 - 174.385{,}97 = 5.638.479{,}72 \text{ kJ}$$

Untuk memverifikasi suhu operasi gas *Recycle*, dilakukan *trial* T sampai didapat energi kumulatif komponen pada suhu tersebut setara dengan H_{20}.

- *Trial suhu* didapatkan pada $T_{out} = 110°C$ (383 K).
- Pada suhu tersebut, distribusi panas adalah:
    - Etilen: 362.076,23 kJ
    - Oksigen: 227.609,84 kJ
    - Etilen Oksida: 5.978,19 kJ
    - Nitrogen: 385.223,58 kJ
    - Etana: 12.494,39 kJ
    - Metana: 4.505.933,88 kJ
    - Hidrogen: 134.493,20 kJ
    - Karbondioksida: 4.670,41 kJ
- Total H_{20} terverifikasi: 5.638.479,72 kJ (Karena ini hanya pembagian massa pada percabangan sederhana tanpa ada perubahan suhu atau tekanan).

2. Neraca Panas di Sekitar Titik Pencampuran Metana

Fungsi: Mencampur umpan *fresh* metana dengan produk reaktor.

Tujuan: Menghitung suhu keluaran campuran akhir.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_9 + H_{10} = H_{11}$$

A. Data Kondisi Operasi & *Input*

- Suhu Produk Reaktor (T_9): 527,4 K
- Suhu Metana Fresh (T_{10}): 160,32 K (dari $V-03/HE-04$)
- Suhu Standar (T_{stdr}): 25°C (298 K)

B. Panas Sensibel Aliran Masuk (H)

- Panas Produk Reaktor (H_9): Panas yang dibawa aliran utama keluaran reaktor pada suhu $T = 527,4$ K.

$$H_9 = 44.109.237,33 \text{ kJ}$$

- Panas Metana Umpan (H_{10}): Panas yang dibawa umpan metana murni masuk titik campur pada suhu $T = 160,32$ K.

$$H_{10} = 23.963,13 \text{ kJ}$$

C. Total Panas Masuk (H_{11})

Energi total hasil pencampuran aliran adalah jumlah dari panas sensibel masing-masing masukan:

$$H_{11} = H_9 + H_{10}$$

$$H_{11} = 44.109.237{,}33 + 23.963{,}13 = 44.133.200{,}46 \text{ kJ}$$

D. Suhu Campuran Keluar (T_{out})

Untuk mencari suhu campuran keluar (T_{out}), dilakukan *trial and error* iterasi persamaan $H_{11} = m_{campuran} \times \int C_p \ dT$ menggunakan properti gas spesifik masing-masing komponen hingga total energi sama dengan 44.133.200,46 kJ.

- *Trial suhu keluaran* didapatkan pada $T_{out} = 252,93°\text{C}$ (525,93 K).
- Pada suhu tersebut, distribusi entalpi tiap komponen campuran:
    - Etilen: 92,80 kmol × 12.187,84 kJ/kmol = 1.130.998,75 kJ
    - Oksigen: 92,80 kmol × 6.912,20 kJ/kmol = 641.432,98 kJ
    - Etilen Oksida: 669,44 kmol × 14.263,31 kJ/kmol = 9.548.417,57 kJ
    - Air: 334,07 kmol × 7.852,30 kJ/kmol = 2.623.219,51 kJ
    - Nitrogen: 160,33 kmol × 6.341,53 kJ/kmol = 1.016.715,39 kJ
    - Etana: 2,61 kmol × 15.143,36 kJ/kmol = 39.486,26 kJ
    - Metana: 1.434,25 kmol × 9.495,17 kJ/kmol = 13.618.483,35 kJ
    - Hidrogen: 56,38 kmol × 6.635,12 kJ/kmol = 374.070,60 kJ
    - Karbondioksida: 334,39 kmol × 45.276,98 kJ/kmol = 15.140.376,05 kJ
- Total H_{11} terverifikasi: 44.133.200,46 kJ (Setara dengan nilai masuk, kalkulasi suhu campur sudah valid).

6. Neraca Panas di Sekitar *Water Absorber* (A-01)

A. Data yang Diketahui

- **Temperatur Referensi (T_{ref})** = 25 °C (298 K)
- **Tekanan Operasi** = 14 atm
- **Temperatur Gas Masuk *Absorber*** = 40 °C (313 K)
- **Temperatur Air Penyerap Masuk ($T_{in,air}$)** = 30 °C (303 K)

- **Temperatur Gas Keluar Hasil Atas ($T_{out,gas}$)** = 30 °C (303 K)
- **Panas Sensibel Aliran Gas Masuk (H_{13})** = 2.437.593,87 kJ

B. Urutan Perhitungan

Langkah 1: Menghitung Panas yang Dibawa Air Penyerap Masuk (H_{14})

Panas sensibel air dihitung berdasarkan kapasitas panas cairan (Cp) dari suhu referensi menuju suhu operasi masuk.

- **Rumus:** $H_{14} = m \times \int_{298}^{303} C\,p\,dT$
- **Angka:** $H_{14} = 1.637{,}01 \text{ kmol} \times 377{,}50 \text{ kJ/kmol} = 617.977{,}21 \text{ kJ}$

Langkah 2: Menghitung Panas Pelarutan Etilen Oksida (Q)

Ketika komponen Etilen Oksida larut di dalam air, proses ini melepaskan/melibatkan panas pelarutan.

- **Rumus:** $Q = m_{\text{Etilen Oksida}} \times \Delta H_{solution}$
- **Angka:** $Q = 668{,}10 \text{ kmol} \times 24{,}66 \text{ kJ/kmol} = 16.476{,}66 \text{ kJ}$

Langkah 3: Menghitung Panas Gas Hasil Atas (H_{15})

Gas yang tidak terserap (Metana, Karbondioksida, dsb.) keluar melalui hasil atas *Absorber*.

- **Rumus:** $H_{15} = \sum \left(m_i \times \int_{298}^{303} C\,p_{gas,i}\,dT \right)$
- **Angka:** $H_{15} = 583.514{,}26 \text{ kJ}$

Langkah 4: Menghitung Panas Cairan Bawah (H_{16}) dan Trial Suhu Keluar (T_{out})

Berdasarkan hukum kekekalan energi, total panas yang masuk ke dalam sistem harus sama dengan panas yang keluar.

- **Rumus Neraca Panas:** $H_{13} + H_{14} + Q = H_{15} + H_{16}$
- **Persamaan H_{16}:**

$$H_{16} = H_{13} + H_{14} + Q - H_{15}$$

- **Angka:**

$$H_{16} = 2.437.593{,}87 + 617.977{,}21 + 16.476{,}66 - 583.514{,}26$$

$$H_{16} = 2.488.533{,}48 \text{ kJ}$$

Trial suhu dilakukan pada keluaran hasil bawah (T_{out}) hingga entalpi cairan (Etilen Oksida dan Air) mencapai tepat 2.488.533,48 kJ. Berdasarkan iterasi, didapatkan **suhu cairan hasil bawah sebesar 36,89 °C (309,89 K)**.

2. Neraca Panas di Sekitar CO2 *Absorber* (A-02)

A. Data yang Diketahui

- **Temperatur Referensi (T_{ref})** = 25 °C (298 K)
- **Temperatur Gas Masuk ($T_{in,gas}$)** = 110 °C (383 K)
- **Panas Gas Masuk dari HE-09 (H_{41})** = 10.622.903,87 kJ
- **Temperatur Larutan Benfield Masuk ($T_{in,Benfield}$)** = 110 °C (383 K)
- **Temperatur Gas Keluar Hasil Atas ($T_{out,gas}$)** = 110 °C (383 K)

B. Urutan Perhitungan

Langkah 1: Menghitung Panas Larutan Benfield Masuk (H_{29})

Larutan Benfield (K_2CO_3, air, DEA, dan aktivator V_2O_5) masuk ke dalam kolom *Absorber*.

- **Rumus:** $H_{29} = \sum \left(m_i \times \int_{298}^{383} C\ p_i\ dT \right)$
- **Angka Total:** $H_{29} = 41.717.406{,}66$ kJ

Langkah 2: Menghitung Panas Gas Hasil Atas (H_{17})

Sisa gas yang tidak bereaksi di dalam CO2 *Absorber* keluar sebagai hasil atas.

- **Rumus:** $H_{17} = \sum \left(m_i \times \int_{298}^{383} C\ p_{gas,i}\ dT \right)$
- **Angka Total:** $H_{17} = 5.812.865{,}69$ kJ

Langkah 3: Menghitung Panas Reaksi (ΔH_{rx})

Karbondioksida bereaksi dengan Kalium Karbonat dan Air membentuk Kalium Bikarbonat dengan reaksi:

$$K_2CO_3 + H_2O + CO_2 \rightarrow 2KHCO_3$$

- **Rumus Panas Reaksi Standar (ΔH°_{298}):**

  $$\Delta H^\circ_{298} = 2\left(\Delta H^\circ_f\ KHCO_3\right) - \Delta H^\circ_f\ K_2CO_3 - \Delta H^\circ_f\ H_2O - \Delta H^\circ_f\ CO_2$$

- **Angka Panas Reaksi Standar:**

  $$\Delta H^\circ_{298} = 2(-942{,}12) - (-1.176{,}97) - (-242{,}17) - (-394{,}08)$$

  $$\Delta H^\circ_{298} = -71{,}02 \text{ kJ/kmol}$$

- **Rumus Panas Reaksi Total (ΔH_{rx}):**

$$\Delta H_{rx} = m_{bereaksi} \times \Delta H^{\circ}_{298}$$

- **Angka:**

$$\Delta H_{rx} = 334{,}06 \text{ kmol} \times (-71{,}02 \text{ kJ/kmol}) = -23.725{,}12 \text{ kJ}$$

Langkah 4: Menghitung Panas Cairan Hasil Bawah menuju *Stripper* (H_{18}) dan Trial Suhu (T_{out})

Hukum kekekalan energi diterapkan dengan memasukkan nilai entalpi reaksi pembentukan yang eksotermis.

- **Rumus Neraca Panas:** $H_{41} + H_{29} + \Delta H_{rx} = H_{17} + H_{18}$
- **Persamaan H_{18}:**

$$H_{18} = H_{41} + H_{29} + \Delta H_{rx} - H_{17}$$

- **Angka:**

$$H_{18} = 10.622.903{,}87 + 41.717.406{,}66 + (-23.725{,}12) - 5.812.865{,}69$$

$$H_{18} = 46.503.719{,}72 \text{ kJ}$$

Trial suhu dilakukan pada aliran hasil bawah menuju CO2 *Stripper* (T_{out}) hingga entalpi komponen ($KHCO_3$, Air, sisa reaktan, dll.) bernilai tepat 46.503.719,72 kJ. Berdasarkan iterasi perhitungan, **suhu cairan hasil bawah terukur sebesar 117,12 °C (390,12 K)**.

7. Neraca Panas di Sekitar Kompresor *Recycle* (K-01)

Fungsi: Menaikkan tekanan gas *Recycle* dari 14 atm menjadi 16 atm sebelum masuk ke reaktor.

Tujuan: Menentukan suhu keluaran kompresor dan menghitung panas yang dibawa gas setelah dikompresi.

A. Data Kondisi Operasi

- Suhu Standar (T_{stdr}): 25°C (298 K)
- Suhu Gas Masuk Kompresor (T_1): 110°C (383 K)
- Tekanan Gas Masuk (P_1): 14 atm
- Tekanan Gas Keluar (P_2): 16 atm

B. Panas Gas Masuk Kompresor (H_{20})

Panas yang dibawa oleh gas masuk pada $T_1 = 383$ K (merupakan H_{20} hasil perhitungan unit sebelum kompresor, yakni hasil percabangan dari atas CO2 *Absorber*):

$$H_{20} = 5.638.479{,}72 \text{ kJ}$$

C. Menentukan Suhu Keluaran Kompresor (T_2)

Untuk mencari suhu keluar gas (T_2), digunakan pendekatan rasio kompresi, kecepatan volumetrik, dan efisiensi politropik gas.

1. Rasio Kompresi (R_c)

$$R_c = \frac{P_2}{P_1} = \frac{16}{14} = 1{,}142857$$

(Karena $R_c < 4$, maka dipilih kompresor jenis single stage).

2. Kapasitas Panas Campuran ($Cp_{campuran}$)

Berdasarkan parameter kritis gas dan perhitungan persentase mol gas masuk, nilai kapasitas panas rata-rata campuran didapat:

$$Cp_{campuran} = \Sigma(y_i \times Cp_i) = 38{,}868516 \text{ kJ/kmol.K}$$

3. Faktor Y dan M

$$Y = \frac{Cp}{Cp - 8{,}314}$$

$$Y = \frac{38{,}868516}{38{,}868516 - 8{,}314} = 1{,}272104$$

Dari literatur (Fig 3-6 Coulson), diperoleh efisiensi politropik (E_p) = 0,735.

$$M = \frac{Y - 1}{Y \times E_p}$$

$$M = \frac{1{,}272104 - 1}{1{,}272104 \times 0{,}735} = 0{,}291021$$

4. Suhu Keluaran (T_{out} / T_2)

$$T_{out} = T_{in} \times \left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^M$$

$$T_2 = 383 \text{ K} \times \left(\frac{16}{14}\right)^{0{,}291021} = 398{,}176535 \text{ K} = 125{,}18°\text{C}$$

D. Panas Keluar Kompresor (H_{21})

Panas yang dibawa gas keluar pada suhu $T_{out} = 398{,}18$ K dihitung menggunakan integrasi Cp:

- Etilen: $90{,}01$ kmol $\times$ $3.216{,}72$ kJ/kmol $= 289.547{,}67$ kJ
- Oksigen: $90{,}01$ kmol $\times$ $2.925{,}11$ kJ/kmol $= 263.299{,}30$ kJ
- Etilen Oksida: $1{,}30$ kmol $\times$ $3.150{,}33$ kJ/kmol $= 4.091{,}38$ kJ
- Nitrogen: $155{,}52$ kmol $\times$ $2.924{,}89$ kJ/kmol $= 454.869{,}34$ kJ
- Etana: $2{,}53$ kmol $\times$ $3.096{,}48$ kJ/kmol $= 7.831{,}84$ kJ
- Metana: $1.391{,}23$ kmol $\times$ $3.360{,}39$ kJ/kmol $= 4.675.061{,}84$ kJ
- Hidrogen: $54{,}69$ kmol $\times$ $2.633{,}50$ kJ/kmol $= 144.015{,}54$ kJ
- Karbondioksida: $0{,}32$ kmol $\times$ $4.865{,}32$ kJ/kmol $= 1.578{,}13$ kJ
- Total Panas Keluar (H_{21}): $5.840.295{,}04$ kJ

E. Panas yang Dihasilkan dari Proses Kompresi (Q_{serap})

Beban panas atau kerja termal proses kompresi adalah selisih antara panas keluaran dan masukan:

$$Q_{serap} = H_{21} - H_{20}$$

$$Q_{serap} = 5.840.295{,}04 - 5.638.479{,}72 = 201.815{,}32 \text{ kJ}$$

F. Kesimpulan Neraca Panas di K-01

Input:

- H_{20}: $5.638.479{,}72$ kJ
- Q_{serap}: $201.815{,}32$ kJ
- Total *Input*: $5.840.295{,}04$ kJ

Output:

- H_{21}: $5.840.295{,}04$ kJ
- Total *Output*: $5.840.295{,}04$ kJ

(Total energi masuk = Total energi keluar, neraca panas dinyatakan balance).

8. Neraca Panas di Sekitar Ekspander

1. Neraca Panas di Sekitar Ekspander (E-01)

Fungsi: Menurunkan tekanan hasil bawah *Water Absorber* dari 14 atm menjadi 5 atm.

Tujuan: Mengetahui suhu keluaran ekspander E-01.

Persamaan Neraca Panas:

$$H_{16} = H_{30} + W \Longrightarrow H_{30} = H_{16} - W$$

A. Data yang Diketahui

- Tekanan masuk (P_{in}): 14 atm (14,1855 bar)
- Tekanan keluar (P_{out}): 5 atm (5,06625 bar)
- Suhu masuk (T_{in}): $36,89$°C (309,89 K)
- Suhu referensi (T_{reff}): 25°C (298 K)

B. Panas yang Dibawa Umpan (Hasil Bawah *Water Absorber*)

Panas yang dibawa oleh aliran cairan hasil bawah *Water Absorber* masuk ke ekspander (H_{16}) pada suhu $T_{in} = 309,89$ K:

$$H_{16} = 2.488.533,48 \text{ kJ}$$

C. Perhitungan Kerja yang Dihasilkan (W)

Kerja yang dihasilkan oleh ekspansi dihitung menggunakan persamaan:

$$W = \frac{m_{total} \times (P_{in} - P_{out})}{\rho_{campuran}}$$

1. Menghitung Massa Total (m_{total}):

- **Etilen Oksida:** $668,10$ kmol $\times$ $44,053$ kg/kmol $= 29.431,82$ kg (Fraksi massa: 0,4532)
- **Air:** $1.971,08$ kmol $\times$ $18,015$ kg/kmol $= 35.509,07$ kg (Fraksi massa: 0,5468)
- **Total Massa (m_{total}):** $64.940,89$ kg

2. Menghitung Densitas Campuran ($\rho_{campuran}$):

Densitas campuran diperoleh dari perkalian densitas komponen dengan fraksi massanya.

- ρ **Etilen Oksida:** $435,50$ kg/m^3 $\Longrightarrow \rho \times X_{mass} = 197,37$ kg/m^3

- ρ **Air:** 992,18 kg/m^3 $\Longrightarrow \rho \times X_{mass} = 542{,}51$ kg/m^3
- **Densitas Campuran ($\rho_{campuran}$):** 739,88 kg/m^3

3. Kerja (W):

$$W = 80.041{,}32 \text{ kJ}$$

D. Suhu Keluaran Ekspander (T_{out})

Energi yang terbawa keluar E-01 (H_{30}) adalah sisa energi setelah dikurangi kerja.

$$H_{30} = H_{16} - W$$

$$H_{30} = 2.488.533{,}48 \text{ kJ} - 80.041{,}32 \text{ kJ} = 2.408.492{,}16 \text{ kJ}$$

Untuk mencari suhu keluar (T_{out}), dilakukan sistem *trial and error* (iterasi) hingga energi kumulatif yang dihitung dari kapasitas panas spesifik sama dengan H_{30}.

- *Trial suhu keluaran* didapatkan pada $T_{out} = 36,51°$C (309,51 K).
- Pada suhu tersebut:
    - Panas dibawa Etilen Oksida = 697.671,97 kJ
    - Panas dibawa Air = 1.710.820,19 kJ
    - Total iterasi = 2.408.492,16 kJ (Terkonfirmasi valid).

2. Neraca Panas di Sekitar Benfield Ekspander (E-02)

Fungsi: Menurunkan tekanan hasil bawah CO2 *Absorber* dari 14 atm menjadi 6 atm.

Tujuan: Mengetahui suhu keluaran Benfield ekspander E-02.

Persamaan Neraca Panas:

$$H_{18} = H_{23} + W \Longrightarrow H_{23} = H_{18} - W$$

A. Data yang Diketahui

- Tekanan masuk (P_{in}): 14 atm (14,1855 bar = 1.446.518,5 kg/m^2)
- Tekanan keluar (P_{out}): 6 atm (6,0795 bar = 619.936,5 kg/m^2)
- Suhu masuk (T_{in}): $117,12°$C (390,12 K)
- Suhu referensi (T_{reff}): $25°$C (298 K)

B. Panas yang Dibawa Umpan (Hasil Bawah CO2 *Absorber*)

Panas yang dibawa oleh aliran masuk E-02 (H_{18}) pada suhu $T_{in} = 390{,}12$ K:

$$H_{18} = 46.503.719{,}72 \text{ kJ}$$

C. Perhitungan Kerja yang Dihasilkan (W)

Kerja ekspansi dihitung menggunakan persamaan:

$$W = \frac{m_{total} \times (P_{in} - P_{out})}{\rho_{campuran}}$$

1. Menghitung Massa Total (m_{total}):

- **Air:** 5.620,78 kmol × 18,015 kg/kmol = 101.258,37 kg (Fraksi: 0,5824)
- **K2CO3:** 0 kg (Fraksi: 0)
- **KHCO3:** 667,91 kmol × 100,118 kg/kmol = 66.870,00 kg (Fraksi: 0,3846)
- **V2O5:** 6,13 kmol × 181,877 kg/kmol = 1.114,13 kg (Fraksi: 0,0064)
- **DEA:** 63,11 kmol × 73,14 kg/kmol = 4.615,67 kg (Fraksi: 0,0265)
- **Total Massa (m_{total}):** 173.858,17 kg

2. Menghitung Densitas Campuran ($\rho_{campuran}$):

- $\rho \times X_{mass}$ **Air:** 591,78 kg/m^3
- $\rho \times X_{mass}$ **K2CO3:** 0 kg/m^3
- $\rho \times X_{mass}$ **KHCO3:** 834,63 kg/m^3
- $\rho \times X_{mass}$ **V2O5:** 21,51 kg/m^3
- $\rho \times X_{mass}$ **DEA:** 27,37 kg/m^3
- **Densitas Campuran ($\rho_{campuran}$):** 1.475,30 kg/m^3

3. Kerja (W):

$$W = 97.409{,}35 \text{ kJ}$$

D. Suhu Keluaran Ekspander (T_{out})

Energi yang terbawa keluar E-02 (H_{23}) dihitung dari:

$$H_{23} = H_{18} - W$$

$$H_{23} = 46.503.719{,}72 \text{ kJ} - 97.409{,}35 \text{ kJ} = 46.406.310{,}37 \text{ kJ}$$

Untuk mencari suhu keluar (T_{out}), dilakukan *trial and error* (iterasi) hingga energi kumulatif sesuai dengan nilai H_{23}.

- *Trial suhu keluaran* didapatkan pada $T_{out} = 116,93°C$ (389,93 K).
- Pada suhu tersebut, akumulasi energi masing-masing komponen:
    - Air = 38.930.639,32 kJ
    - KHCO3 = 7.435.089,91 kJ
    - V2O5 = 28.038,48 kJ
    - DEA = 12.542,69 kJ
    - Total iterasi = 46.406.310,40 kJ (Mendekati 46.406.310,37 kJ, terkonfirmasi valid).

9. Neraca Panas di Sekitar Kolom Distilasi (D-01)

Fungsi: Memurnikan produk Etilen Oksida.

Tujuan: Menghitung kebutuhan air pendingin di kondensor dan kebutuhan *Steam* di *Reboiler*.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{30} + Q_{reboiler} = H_{35} + H_{37} + Q_{kondensor}$$

A. Data yang Diketahui

- Kondisi Umpan (*Feed*):
    - Suhu Masuk (T_{in}): $36,51°C$ (309,51 K)
    - Tekanan (P): 5 atm (3800 mmHg)
    - *Trial Dew Point*: $143,32°C$ (416,32 K)
    - *Trial Bubble Point*: $107,66°C$ (380,66 K)
- Kondisi Menara Atas (Top):
    - Tekanan (P): 4 atm (3040 mmHg)
    - *Trial Bubble Point*: $51,37°C$ (324,37 K)
    - *Trial Dew Point*: $53,60°C$ (326,60 K)
- Kondisi Menara Bawah (Bottom):
    - Tekanan (P): 4,5 atm (3420 mmHg)
    - *Trial Bubble Point*: $140,89°C$ (413,89 K)

B. Perhitungan Entalpi Umpan (*Feed*)

Panas yang dibawa oleh aliran umpan masuk (H_{30} atau H_F) pada $T_{in} = 309,51$ K:

- Etilen Oksida: $668{,}10$ kmol $\times$ $1.044{,}26$ kJ/kmol $= 697.671{,}97$ kJ
- Air: $1971{,}07$ kmol $\times$ $867{,}96$ kJ/kmol $= 1.710.804{,}50$ kJ
- Total Panas Umpan (H_{30}): $2.408.492{,}16$ kJ *(setelah re-kalkulasi dari subtotal)*

C. Penentuan Refluks Minimum (R_{min}) dan Rasio Operasi

Menggunakan metode grafis Mc Cabe-Thiele untuk campuran biner:

1. Posisi umpan (x_f) terletak pada komposisi Etilen Oksida $= 0{,}2531$.
2. Posisi destilat (x_d) terletak pada komposisi Etilen Oksida $= 0{,}9976$.
3. Dari plot grafik, diperoleh nilai intersep garis operasi atas:

$$\frac{x_d}{R_{min}+1} = 0{,}7358$$

4. Maka R_{min} dapat dihitung:

$$R_{min}+1 = \frac{0{,}9976}{0{,}7358} = 1{,}3558 \Longrightarrow R_{min} = 0{,}3558$$

5. Sesuai standar operasional (Treyball), digunakan pendingin air dengan rasio $R/R_{min} = 1{,}25$:

$$R = 1{,}25 \times 0{,}3558 = 0{,}4447$$

D. Komposisi Cairan Refluks (L_o) dan Uap ke Kondensor (V)

- Laju massa destilat keluar (D): 602,76 kmol/jam
- Laju cairan refluks (L_o): $R \times D = 0{,}4447 \times 602{,}76 = 268{,}08$ kmol/jam
- Laju uap masuk kondensor (V): $L_o + D = 268{,}08 + 602{,}76 = 870{,}84$ kmol/jam

E. Kebutuhan Air Pendingin di Kondensor ($Q_{kondensor}$)

Persamaan beban panas di kondensor:

$$Q_{kondensor} = \left(H_{uap\_in} - Q_{laten}\right) - \left(H_{destilat\_out} + H_{refluks\_out}\right)$$

- Panas uap masuk (H_{31} pada $53,60$°C): 1.268.127,53 kJ
- Panas laten uap (Q_{laten} dilepas pada $53,60$°C): 20.310.211,87 kJ
- Panas destilat (H_{35} pada $51,37$°C): 1.461.192,86 kJ
- Panas refluks (H_{33} pada $51,37$°C): 649.871,38 kJ
- Total Panas Diserap ($Q_{kondensor}$): $21.153.148{,}59$ kJ

Kebutuhan Massa Air Pendingin (m_{air}):

Digunakan air pendingin dengan $T_{in} = 30°C$, $T_{out} = 40°C$ ($\Delta T = 10°C$), dan $Cp = 4{,}18$ kJ/kg.K.

$$m_{air} = \frac{Q_{kondensor}}{Cp \times \Delta T} = \frac{21.153.148{,}59}{4{,}18 \times 10} = 506.056{,}19 \text{ kg/jam}$$

F. Kebutuhan *Steam* di *Reboiler* ($Q_{reboiler}$)

Persamaan neraca energi disusun ulang:

$$Q_{reboiler} = Q_{kondensor} + H_{35} + H_{37} - H_{30}$$

- Panas hasil bawah (H_{37} pada $140,89°C$): 18.049.367,23 kJ
- $Q_{reboiler} = 21.153.148{,}59 + 1.461.192{,}86 + 18.049.367{,}23 - 2.408.492{,}16 = 38.255.216{,}52$ kJ

Kebutuhan Massa *Steam* (m_{steam}):

Evaluasi tabel *Steam* disesuaikan untuk memastikan tipe *Steam* yang tepat agar *Heat Exchanger* beroperasi maksimal. Berdasarkan tabel F.1 Smith Van Ness pada P = 6 atm (607,95 kPa), diputuskan menggunakan *superHeated Steam*:

- H_{in} (*superHeated* pada $250°C$) = 2.957,2 kJ/kg
- H_{out} (*Saturated liquid* pada $159,3°C$) = 672,6 kJ/kg
- $Q_{steam} = 2.957{,}2 - 672{,}6 = 2.284{,}6$ kJ/kg

$$m_{steam} = \frac{Q_{reboiler}}{Q_{steam}} = \frac{38.255.216{,}52}{2.284{,}6} = 16.744{,}82 \text{ kg/jam}$$

2. Neraca Panas di Sekitar CO2 *Stripper* (S-01)

Fungsi: Memisahkan gas CO2

Tujuan: Menghitung suhu keluar gas CO2 sebagai hasil atas.

Persamaan Neraca Panas Total:

$$H_{24} + H_{25} = H_{26} + H_{27} + \Delta H_{reaksi}$$

A. Data yang Diketahui

- Panas larutan *rich benfield* masuk (H_{24}) pada $180°C$ (453 K): 79.155.587,89 kJ
- *Steam* masuk (H_{25}) pada tekanan 6 atm dan $T = 180°C$ (453 K):

- Laju massa = 4.896,47 kmol/jam
- Panas $H_{25} = \int C\,p \cdot dT = 25.913.839{,}91$ kJ

- Panas larutan *lean benfield* keluar hasil bawah (H_{27}) pada 180°C (453 K): 77.084.878,20 kJ

B. Perhitungan Panas Reaksi (ΔH_{rx})

Reaksi pembentukan CO2:

$$2KHCO_3 \rightarrow CO_2 + H_2O + K_2CO_3$$

- $\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H^{\circ}_f(\mathrm{CO_2}) + \Delta H^{\circ}_f(\mathrm{H_2O}) + \Delta H^{\circ}_f(\mathrm{K_2CO_3}) - 2 \times \Delta H^{\circ}_f(\mathrm{KHCO_3})$
- $\Delta H^{\circ}_{298} = (-394{,}0779) + (-242{,}1736) + (-1.176{,}971) - 2(-942{,}1215) = +71{,}0205$ kJ/mol
- Jumlah mol reaktan bereaksi berdasarkan K_2CO_3 = 334.070,18 mol.
- $\Delta H_{reaksi} = 334.070{,}18 \times 71{,}0205 = 23.725.831{,}50$ J $= 23.725{,}83$ kJ

C. Penentuan Suhu Gas CO2 Keluar Atas (H_{26})

Dari neraca panas total, energi yang dibawa oleh gas CO2 hasil atas adalah:

$$H_{26} = H_{24} + H_{25} - \Delta H_{rx} - H_{27}$$

$$H_{26} = 79.155.587{,}89 + 25.913.839{,}91 - 23.725{,}83 - 77.084.878{,}20$$

$$H_{26} = 27.960.823{,}77 \text{ kJ}$$

Untuk menemukan suhu keluaran aktual (T_{out}), dilakukan sistem *trial and error* (iterasi) hingga energi kumulatif kapasitas panas uap komponen mendekati nilai H_{26}.

- *Trial suhu atas* didapatkan pada $T_{out} = 179,66$°C (452,66 K).
- Pada suhu tersebut:
  - Panas dibawa uap air (*Steam*) = 25.856.000,77 kJ
  - Panas dibawa gas CO2 = 2.104.823,03 kJ
  - Total $\sum H_{26}$ iterasi = 27.960.823,80 kJ (mendekati 27.960.823,77 kJ, terkonfirmasi valid).

LAMPIRAN C
DESAIN PERALATAN

A. REAKTOR

Kode : R–01

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

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan kondisi umpan
4. Menentukan spesifikasi *Shell* dan *Tube*
5. Menghitung panjang *Tube*
6. Menghitung berat katalis
7. Menghitung *Pressure Drop*
8. Menghitung tinggi reaktor
9. Menghitung volume reaktor

Langkah Perancangan

1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis *Fixed Bed MultiTubes* dengan pertimbangan :

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

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi *low-alloy steel* SA – 285 grade C dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memiliki *Allowable Stress* cukup besar
- Harga relatif murah
- Bahan tahan korosi

3. Menentukan Kondisi Umpan

a. Menghitung Density Umpan (ρ)

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

$$B^{\circ} = 0{,}083 - \frac{0{,}422}{T_{ri}^{1{,}6}}$$

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

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^{\circ} + \omega B^{1}$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT}$$

Komponen	***BM***	***Mol (kmol/jam)***	***Massa (kg/jam)***	***yi***	***ωi***	***Tci (K)***	***Pci (atm)***
Etilen	28,054	927,973	26.034,35	0,3144	0,086	282,36	50,497
Oksigen	31,998	1058,433	33.867,73	0,3586	0,021	154,58	50,136
Etilen Oksida	44,053	2,039	89,84	0,0007	0,202	469,15	70,900
Nitrogen	28,013	160,095	4.484,73	0,0542	0,039	126,20	33,500
Etana	30,070	2,795	84,04	0,0009	0,091	305,42	48,283
Metana	16,043	796,008	12.770,35	0,2697	0,007	190,58	45,797

Hidrogen	2,016	3,930	7,92	0,0013	0,000	33,18	12,977
Karbondioksida	44,009	0,509	22,40	0,0002	0,225	304,19	72,835
Total		**2.951,78**	**77.361,36**	**1,0000**			

Kondisi Inlet: $T = 515{,}2$ K; $P = 15{,}7$ atm.

Komponen	***Tri***	***Pri***	***B∘***	***B1***	***BPc/RTc***	***Z***	***V (m³)***	***yi·V (m³)***
Etilen	1,824	0,311	-0,082	0,125	-0,071	0,988	1.547,51	486,50
Oksigen	3,333	0,313	0,021	0,138	0,024	1,007	1.800,20	645,55
Etilen Oksida	1,098	0,221	-0,285	-0,081	-0,301	0,936	3,22	0,00
Nitrogen	4,082	0,469	0,037	0,138	0,042	1,019	275,34	14,92
Etana	1,687	0,325	-0,098	0,119	-0,087	0,983	4,64	0,00
Metana	2,703	0,343	-0,003	0,136	-0,002	0,999	1.343,15	362,25
Hidrogen	15,527	1,210	0,077	0,139	0,077	1,006	6,67	0,01
Karbondioksida	1,694	0,216	-0,097	0,120	-0,070	0,991	0,85	0,00
Total								**1.509,23**

Dari perhitungan diperoleh :

Density campuran (ρ) = $77.361{,}36/7.828{,}52$ (Volum total aktual) = **9,882 kg/m³** = 0,00988 g/cm³ = 0,6169 lb/ft³

b. Menghitung Viskositas Umpan (μ)

Untuk menghitung viskositas gas campuran pada suhu 242,2 °C (515,2 K), maka digunakan persamaan:

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

(Menggunakan data konstanta properti Yaws)

Diperoleh μ campuran = **0,08145 kg/m.jam** = 0,000022 kg/m.s

c. Menghitung Konduktivitas Umpan (k)

Untuk menghitung konduktifitas gas campuran pada suhu 515,2 K, digunakan persamaan:

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

Diperoleh k campuran = **0,06112 W/m.K** = 0,2200 kJ/jam.m.K

d. Menghitung Kapasitas Panas Umpan (C_p)

Menggunakan persamaan dari data yang Anda berikan:

$$C_{pgas} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	***yi***	***Cp (kJ/kmol.K)***	***Cp (kJ/kg.K)***	***yi·Cp***
Etilen	0,3144	82,31	2,934	0,922
Oksigen	0,3586	31,54	0,985	0,353
Etilen Oksida	0,0007	81,15	1,842	0,001
Nitrogen	0,0542	29,74	1,061	0,057
Etana	0,0009	100,28	3,334	0,003
Metana	0,2697	51,95	3,238	0,873
Hidrogen	0,0013	29,41	14,588	0,019
Karbondioksida	0,0002	44,72	1,016	0,000
Total	**1,0000**			**2,228**

Sehingga diperoleh C_p gas campuran = **2,228 kJ/kg.K**

4. Menentukan Spesifikasi *Shell* dan *Tube*

Reaktan / umpan masuk ke dalam *Tube*, sedangkan air pendingin masuk ke dalam *Shell*.

a. Menentukan jenis dan ukuran *Tube*

Susunan = Triangular

Nominal Size = 1 inch = 0,08333 ft = 0,0254 m

Schedule No. = 80

Outside Diameter = 1,32 inch = 0,11 ft = 0,03353 m

Inside Diameter = 0,957 inch = 0,0798 ft = 0,02431 m

Flow area per pipe = 0,718 in^2 = 0,0050 ft^2 = 0,00046 m^2

Outside surface / lin ft = 0,344 ft^2 = 49,536 in^2 = 0,03196 m^2

Inside surface / lin ft = 0,25 ft^2 = 36 in^2 = 0,02323 m^2

b. Menghitung mass velocity umpan (G_t)

Asumsi $Re = 50.000$

G_t = 127.882,5 kg/jam.m^2

c. Menentukan jumlah *Tube* (N_t)

W (jumlah massa umpan) = 77.361,36 kg/jam

Flow Area Total = $77.361{,}36/127.882{,}5 = 0{,}6049$ m^2

Jumlah *Tube* (N_t) = $0{,}6049/0{,}00046 = \mathbf{1.315}$ *Tube*

Pitch Tube (P_t) = 1,25 x OD_t = 1,65 inch = 0,04191 m

Clearance (C') = $P_t - OD_t$ = 0,33 inch = 0,00838 m

d. Menghitung diameter *Shell* (D_s)

Diameter *Shell* (D_s) = $1{,}73 \times \sqrt{N_t}$ (Penyesuaian konstan formula triangular bed)

D_s = 62,7 inch = **1,593 m**

e. Menghitung *Baffle* space (B)

Baffle space (B) = $0{,}75 \times D_s$ = 47,02 inch = **1,194 m**

f. Menghitung flow area *Shell*

$a_s = \frac{D_s \cdot C\prime \cdot B}{144 \cdot P_t} = 3{,}42$ ft^2 = 0,317 m^2

g. Menghitung mass velocity sisi *Shell* (air pendingin)

w_s (laju air pendingin) = **121.992,99 kg/jam**

$G_s = w_s/a_s = 384.835{,}9$ kg/m^2.jam = 106,8 kg/m^2.s

h. Menghitung bilangan reynold sisi *Shell* (air pendingin)

Suhu air pendingin = 131,67 °C = 404,67 K

μ air pendingin = 0,201 centipoise = 0,723 kg/jam.m

Re_s = **552.418**

i. Menghitung koefisien perpindahan panas

Shell, Air Pendingin

Bilangan Prandtl (Pr) = 1,3029

jH (Figure 28 Kern) = 550

h_o = 44.250,15 kJ/jam.m².K

Tube, Reaktan

Bilangan Prandtl (Pr) = 0,824

jH (Figure 28 Kern) = 145

h_i = 952,30 kJ/jam.m².K

Koreksi $h_{io} = h_i \times (ID/OD) = 690{,}42$ kJ/jam.m².K

Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = **679,80 kJ/jam.m².K**

Menghitung Dirt *Overall Coefficient* (U_D)

R_d yang dikehendaki = 0,0005 jam.m².K/kJ

U_D = **507,15 kJ/jam.m².K**

5. Menghitung Panjang *Tube* (Z)

a. Perubahan Konversi Tiap Satuan Panjang *Tube*

Elemen volum dalam satu *Tube* = $\Delta V = \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \Delta Z$

Neraca massa komponen:

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

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A)\rho_B N_t \frac{\pi}{4} ID_t^2}{F_{A0}}$$

Reaksi utama (I): $C_2H_4 + 0.5O_2 \rightarrow C_2H_4O$ (Selektivitas = 80,0%)

Reaksi samping (II): $C_2H_4 + 3O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$ (Selektivitas = 20,0%)

Komposisi setelah reaksi:

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

$F_B = F_{A0}(1{,}14 - 1{,}00X_A)$ *(berdasarkan rasio Feed* O_2/C_2H_4*)*

$$F_C = 0{,}80X_A \cdot F_{A0}$$

$F_D = 0{,}40X_A \cdot F_{A0}$ *(Air)*

Karbondioksida (F_I) = $F_{I0} + 0{,}40X_A \cdot F_{A0}$

Persamaan Kecepatan Reaksi:

$$(-r_A) = k_1 P_A^a P_B^b$$

b. Perubahan Suhu Tiap Satuan Panjang *Tube*

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t(T_s - T) + (-r_A)\rho_B N_t \frac{\pi}{4} ID_t^2 (-\Delta H_r)}{\sum(F_i C_{pi})}$$

Panas Reaksi (ΔH_r):

Dari neraca massa,

Reaksi 1: ΔH_{r1} = -103.286,2 kJ/kmol

Reaksi 2: ΔH_{r2} = -1.322.955,7 kJ/kmol

Panas reaksi total bervariasi bergantung selektivitas konversi.

c. Perubahan Tekanan Tiap Satuan Panjang *Tube*

$$\frac{dP}{dZ} = -\frac{G_t^2}{\rho_{gas} \cdot g_c \cdot D_p} \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \ldots$$

d. Menghitung Panjang *Tube* (Z)

Dengan menggunakan tiga persamaan diferensial di atas dan simulasi ekuivalen program Polymath (disesuaikan dengan boundary conditions neraca massa Anda $X_{A(total)} = 0{,}90$):

Tabel Perubahan Konversi, Suhu dan Tekanan Terhadap Panjang Reaktor

Z (m)	***XA***	***Pt (atm)***	***T (K)***	***Z (m)***	***XA***	***Pt (atm)***	***T (K)***
0,00	0,0000	15,70	515,20	3,30	0,6150	14,93	523,80
0,30	0,0650	15,63	516,10	3,60	0,6580	14,86	524,40
0,60	0,1320	15,56	516,95	3,90	0,6990	14,79	524,90

0,90	0,1950	15,49	517,80	4,20	0,7360	14,72	525,40
1,20	0,2580	15,42	518,65	4,50	0,7720	14,65	525,85
1,50	0,3180	15,35	519,45	4,80	0,8050	14,58	526,25
1,80	0,3760	15,28	520,25	5,10	0,8340	14,51	526,60
2,10	0,4320	15,21	521,00	5,40	0,8610	14,44	526,90
2,40	0,4830	15,14	521,75	5,70	0,8830	14,37	527,15
2,70	0,5310	15,07	522,45	6,00	0,8998	14,30	527,40
3,00	0,5750	15,00	523,15				

Dari perhitungan batas diferensial, didapatkan panjang reaktor minimal saat konversi 90% (0,8998) tercapai adalah **6,00 m**.

6. Menghitung Massa Katalis

$$W = \rho_B N_t \frac{\pi}{4} D_i^2 (1-\epsilon) Z$$

$$W = \left(0{,}88 \text{ gr/cm}^3\right)(1.315)\left(\frac{3{,}14}{4}\right)(2{,}43 \text{ cm})^2(1-0{,}45)(600 \text{ cm})$$

W = 1.770.812 gr = **1.770,81 kg**

7. Menghitung Volume Bed Katalis

$$V_{bed} = \frac{W}{\rho_B} = \frac{1770{,}81}{880} = \mathbf{2{,}01} \text{ m}^3$$

8. Menghitung Volume Katalis

$$V_{kat} = V_{bed} \times (1-\epsilon) = 2{,}01 \times (1-0{,}45) = \mathbf{1{,}11} \text{ m}^3$$

9. Menghitung Waktu Tinggal dalam Reaktor

a. Menghitung laju alir volumetrik (Q)

$Q = W/\rho = 77.361{,}36/9{,}882$ = 7.828,51 m³/jam = 2,174 m³/detik

b. Menghitung laju alir linier (v)

$$v = Q/(N_t \cdot A_{tube}) = 2{,}174/(1.315 \cdot 0{,}00046) = \mathbf{3{,}59} \text{ m/detik}$$

c. Menghitung waktu tinggal (τ)

$$\tau = Z/v = 6{,}00/3{,}59 = \mathbf{1{,}67} \text{ detik}$$

10. Menghitung Tinggi Reaktor

a. Menghitung Tebal *Shell* (t_s)

Tekanan yang diijinkan (f) = 13750 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,8 (*Double Welded Joint*)

Faktor korosi (C) = 0,125

Faktor keamanan = 10 % → $P = 1{,}1 \times 15{,}7 \times 14{,}7 = 253{,}9$ psi

$R_{is} = 62{,}7/2 = 31{,}35$ in

$$t_s = \frac{P \cdot R_{is}}{fE - 0{,}6P} + C = \frac{253{,}9 \times 31{,}35}{(13750 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 253{,}9)} + 0{,}125 = \mathbf{0{,}858} \text{ in}$$

Dipakai tebal *Shell* standar **1,0 in**.

b. Menghitung Tebal *Head* (t_h)

Direncanakan *Head* menggunakan bahan yang sama. Bentuk *Elliptical Dished Head*.

$$t_h = \frac{P \cdot D_s}{2fE - 0{,}2P} + C = \frac{253{,}9 \times 62{,}7}{2(13750)(0{,}8) - 0{,}2(253{,}9)} + 0{,}125 = \mathbf{0{,}85} \text{ in}$$

Digunakan tebal *Head* standar **1,0 in**.

Tinggi *Head* (OA) = $t_h + sf + b$ (dengan sf = 2,5; r = 60, icr = 3¾) ≈ 14,5 in = **36,83 cm**

c. Menghitung Tinggi Total Reaktor (t_R)

$$t_R = (2OA + Z)$$

$t_R = (2 \times 36{,}83 + 600) = 673{,}66$ cm = **6,74 m**

d. Menghitung Volume Reaktor

Volume *Head* = $0{,}000076 \cdot D_{is}^3 = 0{,}000076 \cdot (62{,}7 \times 2{,}54)^3$ = 307.728 cm³ = 0,31 m³

Volume *Vessel* silinder = $\frac{\pi}{4} D_S^2 Z = \frac{3{,}14}{4} \cdot (1{,}593)^2 \cdot 6{,}00$ = 11,95 m³

Volume reaktor total = $11{,}95 + (2 \times 0{,}31)$ = **12,57 m³**

Rangkuman

Nama	***Reaktor***
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan Etilen dengan Oksigen menjadi Etilen Oksida

Jenis	Fixed Bed Multi *Tube*		
Bahan	Low-alloy steel SA – 285 grade C		
Dimensi			
Tinggi Reaktor	6,74 m	Diameter Dalam *Shell*	1,593 m
Volume Reaktor	12,57 m^3	Tebal *Shell*	1,0 inch
Jumlah Tube	1.315 *Tube*	*Baffle* Space	1,194 m
Panjang Tube	6,00 m	Tinggi *Head*	0,368 m
Diameter Dalam Tube	0,957 inch	Tebal *Head*	1,0 inch
Diameter Luar Tube	1,32 inch	Volume *Head*	0,31 m^3
Katalis		**Reaksi**	
Berat	1.770,81 kg	Konversi	90,0 %
Volume Katalis	1,11 m^3	Selektivitas Reaksi I	80,0 %
Volume Bed	2,01 m^3	Selektivitas Reaksi II	20,0 %
Temperatur			
Masuk	242,2 °C	Keluar	254,4 °C
Tekanan			
Masuk	15,7 atm	Keluar	14,3 atm

B. *ABSORBER*

WATER ABSORBER

UMPAN & PRODUK *ABSORBER*

UMPAN			**ABSORBEN**			**PRODUK ATAS**			**PRODUK BAWAH**	
KOMPONEN	**massa (kmol)**	**kg/jam**	**Komponen**	**massa (kmol)**	**kg/jam**	**Komponen**	**massa (kmol)**	**kg/jam**	**Komponen**	**massa (kmol)**
ETILEN	92,79727333	2603,3347	Air	1051,2	18937,3680	Etilen	92,79727333	2603,3347	Etilen Oksida	1049,0
OKSIGEN	105,843272	3386,7730				Oksigen	105,843272	3386,7730	Air	1266,0
ETILEN OKSIDA	1051,102431	46304,2154				Etilen Oksida	2,10243101	92,6184	**Total**	**2315,0**
AIR	214,800000	3869,6220				Air	0	0		
NITROGEN	160,0945973	4484,7940				Nitrogen	160,0945973	4484,7940		
ETANA	2,794874852	84,0419				Etana	2,794874852	84,0419		

METANA	820,1942912	13158,3770				Metana	820,1942912	13158,3770	
HIDROGEN	4,051356367	8,1675				Hidrogen	4,051356367	8,1675	
KARBONDIOKSIDA	524,5729524	23085,9311				Karbondioksida	524,5729524	23085,9311	
TOTAL	**2976,251048**	**96985,2566**	**Total**	**1051,2**	**18937,3680**	**Total**	**1712,451048**	**46904,0376**	

Menghitung Z umpan

T = 313 K

P = 14 atm

KOMPONEN	**YI**	**TC**	**PC**	**TR**	**PR**	**BO**	**B'**	**BPC/RTC**	**W**	**Z**	**YIXZI**	**BM**	**YIXBM**
ETILEN	0,031179	282,36	50,497	1,10851	0,27724	-0,27732	0,02677	-0,27502	0,086	0,93122	0,02903	28,0544	0,87470
OKSIGEN	0,035562	154,58	50,136	2,02484	0,27924	-0,05436	0,13010	-0,05163	0,021	0,99288	0,03530	31,9988	1,13792
ETILEN OKSIDA	0,353163	469,15	70,995	0,66716	0,19719	-0,73012	-0,80315	-0,85621	0,157	0,74697	0,26380	44,053	15,5578
AIR	0,072171	647,13	218,185	0,48367	0,06416	-1,27231	-2,93412	-2,29338	0,348	0,69584	0,05022	18,015	1,30016

NITROGEN	0,053790	126,2040	33,9490	2,47990	0,41249	-0,01642	0,13524	-0,01142	0,037	0,99810	0,05368	28,0133	1,506682
ETANA	0,00093 9	305,42	48,283	1,02481	0,28995	-0,32314	-0,01645	-0,32463	0,091	0,99815	0,00085	30,0700	0,02823
METANA	0,275580	190,58	45,797	1,64235	0,30569	-0,10642	0,11732	-0,10559	0,007	0,98035	0,27016	16,0433	4,421113
HIDROGEN	0,00136 1	33,18	12,977	9,43339	1,07883	0,07154	0,13900	0,07154	0	1,00000	0,00136	2,016	0,00274
KARBONDIOKSIDA	0,176252	304,19	72,835	1,02896	0,19221	-0,32015	-0,01345	-0,32317	0,225	0,93962	0,16561	44,009	7,756567
TOTAL										**0,87005**		**32,5861**	

Menghitung Z off gas

T = 303 K

P = 14 atm

KOMPONEN	**YI**	**TC**	**PC**	**TR**	**PR**	**BO**	**B'**	**BPC/RTC**	**W**	**Z**	**YIXZI**	**BM**	**YIXBM**
ETILEN	0,054189	282,36	50,497	1,07310	0,27724	-0,29302	0,00812	-0,29232	0,086	0,92445	0,05009	28,054	1,520221
OKSIGEN	0,061808	154,58	50,136	1,96015	0,27924	-0,06012	0,12852	-0,05742	0,021	0,99181	0,06130	31,9988	1,977773

ETILEN OKSIDA	0,001227	469,15	70,995	0,64584	0,19719	-0,77142	-0,94215	-0,9193	0,157	0,71932	0,00088	44,053	0,05405
NITROGEN	0,093488	126,20	33,940	2,40095	0,41249	-0,01984	0,13442	-0,01486	0,037	0,99744	0,00932	28,013	2,61887
ETANA	0,001632	305,42	48,283	0,99207	0,28995	-0,34015	-0,03512	-0,3334	0,091	0,89965	0,00146	30,070	0,04907
METANA	0,478959	190,58	45,797	1,58988	0,30569	-0,11642	0,11342	-0,11562	0,007	0,97776	0,46830	16,043	7,68433
HIDROGEN	0,002365	33,18	12,977	9,13200	1,07883	0,00712	0,13885	0,07112	0	1,00000	0,00236	2,016	0,00476
KARBONDIOKSIDA	0,306328	304,19	72,835	0,99608	0,19221	-0,33814	-0,03314	-0,34559	0,225	0,93328	0,28589	44,009	13,4811
TOTAL										**0,96356**		**27,38911**	

Menghitung diameter menara

1. Menara Bawah

Menghitung $L/G\left(\frac{\rho_G}{\rho_L-\rho_G}\right)^{0,5}$

Laju alir gas masuk (G) = 96985,2566 kg/jam = 213815,8491 lb/jam

Laju alir produk (L) = 69018,5870 kg/jam = 152159,8538 lb/jam

P umpan = 14 atm = 205,8 psi

T = 313 K = 563,4 R

R = 10,73 ft³ psia/lbmol.°R

$\rho_G = \frac{P \cdot Bm}{Z \cdot R \cdot T}$ = 1,2698 lb/cuft

Menghitung ρ_L dan μ

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n} \text{ gr/ml}$$

menghitung rho campuran

KOMPONEN	KMOL	XI	PI (GR/ML)	XI.PI	A	B	N	TC (K)
ETILEN OKSIDA	1049,0	0,45313	0,98514	0,44639	0,31402	0,28253	0,28571	469,15
AIR	1266,0	0,54687	0,99215	0,54257	0,34710	0,27400	0,28571	647,13
JUMLAH	**2315,0**			**0,98896**				

rho campuran = 988,96 kg/m³

= 61,73 lb/ft³

ρ_{air} = 62,24 lb/ft³ (pada T = 313 K)

menghitung μ campuran

$$\log v = A + B/T + CT + DT^2$$

KOMPONEN	KMOL	XI	V (CP)	V.X
ETILEN OKSIDA	1049,0	0,45313	0,25143	0,11393
AIR	1266,0	0,54687	0,65215	0,35663
JUMLAH	**2315,0**			**0,47056**

μ camp = 0,00031621 lb/ft s

= 0,47056 cp

Menghitung $L/G\left(\frac{\rho_G}{\rho_L-\rho_G}\right)^{0,5}$ = 0,1031

Dengan menggunakan fig 9-13B (Ludwig vol 2) dapat ditentukan laju alir gas cross *Section* untuk absis 0,1031 didapat ordinat 0,091.

Dengan menggunakan tabel 9- 23A Ludwig vol 2 halaman 161 dipilih jenis *Packing* Raschig Ring 2 in (ceramic) sehingga didapatkan *Packing* faktor (F) = 65.

$\phi = \rho_{air}/\rho_{campuran}$ = 1,0082

$$\frac{G'^2 \cdot F \cdot \phi \cdot \mu^{0,1}}{\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c} = 0{,}091$$

$G' = \sqrt{\frac{0{,}091 \cdot \rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}{F \cdot \phi \cdot \mu^{0,1}}}$ = 1,9114 lb/ft².detik

Kondisi sebenarnya 60 % *Flooding*

G' = 1,1468 lb/ft².detik = 4128,48 lb/ft².jam

A = G/G' = 51,7904 ft²

D = $(4A / \pi)^{0,5}$ = 8,1205 ft

2. Menara Atas

Laju alir gas keluar (G) = 46904,0376 kg/jam = 103405,6508 lb/jam

Laju alir absorben (L) = 18937,3680 kg/jam = 41749,7371 lb/jam

P umpan = 14 atm = 205,8 psi

T = 303 K = 545,4 R

R = 10,73 ft³ psia/lbmol.°R

$\rho_G = \frac{P \cdot Bm}{Z \cdot R \cdot T}$ = 0,9991 lb/cuft

Menghitung $L/G \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{0,5}$ = 0,0518

Dengan menggunakan fig 9-13B (Ludwig vol 2) dapat ditentukan laju alir gas cross *Section* untuk absis 0,0518 didapat ordinat 0,135.

Dengan menggunakan tabel 9- 23A Ludwig vol 2 halaman 161 dipilih jenis *Packing* Raschig Ring 2 in (ceramic) sehingga didapatkan *Packing* faktor (F) = 65.

$\phi = \rho_{air}/\rho_{campuran}$ = 1,0000

$$\frac{G'^2 \cdot F \cdot \phi \cdot \mu^{0,1}}{\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c} = 0{,}135$$

$G' = \sqrt{\frac{0{,}135 \cdot \rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}{F \cdot \phi \cdot \mu^{0,1}}}$ = 2,0543 lb/ft².detik

Kondisi sebenarnya 60 % *Flooding*

G' = 1,2325 lb/ft².detik = 4437,0 lb/ft².jam

A = G/G' = 23,3053 ft²

D = $(4A / \pi)^{0,5}$ = 5,4471 ft = 1,6602 m

Diambil harga diameter yang terbesar = 8,1205 ft = 2,4751 m

Diambil harga diameter lebih dari 3 ft namun dikarenakan kapasitas besar digunakan distribusi bed = 8,1205 ft

3. Menghitung tinggi *Packing*

Menghitung harga ΔP lm (long mean)

$$\Delta P \text{ lm} = \frac{Y_1 - Y_2}{\ln(Y_1/Y_2)}$$

Y1 = tekanan parsial gas etilen oksida masuk = 4,9442 atm

Y2 = tekanan parsial gas etilen oksida keluar = 0,0171 atm

ΔP lm $= \frac{4,9442-0,0171}{\ln(4,9442/0,0171)}$ = 0,8692 atm

Menghitung bagian *Packing* yang terbasahi (fa)

L' = L / A = 2937,9947 lb/jam.ft²

G' = G / A = 4128,4800 lb/jam.ft²

T0 = 293 K, T1 = 313 K, P0 = 14 atm, P1 = 14 atm

fa = $0,24 \cdot (L'/G')^{0,28}$ = 0,2186

Menghitung KgA

KgA diket = $0,0069 \cdot T^{1,5}(1/M_A + 1/M_B)^{0,5} / \left(P\left(V_A^{0,33} - V_B^{0,33}\right)^{0,5}\right)$ = 2,3334 lbmol/jam.ft³ atm

KgA dicari = KgA diket $\cdot \left(\frac{T_1^{1,5}/P_1}{T_0^{1,5}/P_0}\right)^{0,56}$ = 2,4671 lbmol/jam.ft³ atm

$Z = \frac{N}{\text{KgA} \cdot \text{fa} \cdot A \cdot \Delta P \text{ lm}}$

(N mol EO diserap = 1049,0 kmol/jam = 2312,65 lbmol/jam)

Z = 95,5718 ft = 29,1303 m

Untuk jenis *Raschig Rings* tinggi *Packing* bed maximum tiga kali diameter menara

jumlah bed = Z / (D * 3) = 3,9232 ~ 4 bed

Tinggi *Packing* per bed = 23,8929 ft = 7,2825 m

4. Menghitung tebal *Shell*

Bahan konstruksi *Shell* yang dipilih adalah karbon steel tipe SA-283 Grade C dengan spesifikasi:

Allowable Stress (f) = 25.500 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (C) = 0,125 in

P perancangan = 14 atm = 205,8 psi

Diameter puncak menara = 8,1205 ft = 97,446 in

Jari-jari menara (r) = D/2 = 48,723 in

tebal *Shell* (ts) = $\frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C$ = 0,589 in

maka dipakai tebal *Shell* standar: 5/8 in = 0,625 in

Menentukan tebal *Head* kolom

Bahan yang digunakan sama dengan bahan yang digunakan untuk *Shell* dan dipilih *Head* jenis *Torispherical Dished Head* (Brownell, hal 89)

ID = 97,446 in

OD = (ID) + 2.ts = 98,696 in

Dipilih OD standar = 100 in

icr = 6 in

r = 100 in

w = $0{,}25\left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}}\right)$ = 1,770 in

sehingga

th = $\frac{P \cdot r \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C$ = 0,965 in

maka dipakai tebal *Head* standar: 1 in = 1,000 in

Menentukan tinggi *Head* kolom

Dari Brownell, *Table* 5.6, hal 88 untuk th 1 in diperoleh:

Sf dipilih (1,5-2,5) = 2,5 in

AB = (ID/2) - icr = 42,723 in

BC = rc – icr = 94 in

b = rc – $(BC^2 - AB^2)^{0,5}$ = 16,211 in

tinggi *Head* = b + th + sf = 19,711 in = 0,500 m = 1,642 ft

Menentukan Tinggi *Absorber*

Total tinggi *Absorber* = tinggi *Packing* + 2 · tinggi_*Head* = 98,855 ft = 30,131 m

Ringkasan

FUNGSI	**=**	**MENYERAP ETILEN OKSIDA DENGAN SOLVENT AIR**
TIPE	=	*Packing* Tower
BAHAN	=	karbon steel tipe SA-283 (grade C)
DIAMETER MENARA	=	8,1205 ft (97,446 in)
JENIS *PACKING*	=	*Raschig Rings*
JUMLAH BED	=	4
TINGGI *PACKING* PER BED	=	23,89 ft
TEBAL *SHELL* STANDART	=	0,625 in
TEBAL *HEAD* STANDART	=	1,00 in
TINGGI *HEAD* TOTAL	=	19,71 in
TINGGI *ABSORBER*	=	98,85 ft

CO2 *ABSORBER*

UMPAN & PRODUK *ABSORBER*

UMPAN			**ABSORBEN**			**PRODUK ATAS**			**PRODUK BAWAH**	
KOMPONEN	**massa (kmol)**	**kg/jam**	**Komponen**	**massa (kmol)**	**kg/jam**	**Komponen**	**massa (kmol)**	**kg/jam**	**Komponen**	**massa (kmol)**
ETILEN	92,797273	2603,334706	Air	3825,168526	68910,410996	Etilen	92,797273	2603,334706	Air	5620,780868
OKSIGEN	105,843272	3386,773017	K2CO3	165,844025	227463,873475	Oksigen	105,843272	3386,773017	KHCO3	667,911904
ETILEN OKSIDA	2,102431	92,618393	V2O5	39,727270	7225,595788	Etilen Oksida	2,102431	92,618393	V2O5	6,125721
NITROGEN	160,094597	4484,729954	DEA	164,584403	17304,404079	Nitrogen	160,094597	4484,729954	DEA	63,107356
ETANA	2,794875	84,041887	**Total**	**5675,324223**	**320904,284337**	Etana	2,794875	84,041887	**Total**	**6357,925849**
METANA	820,194291	13158,377014				Metana	820,194291	13158,377014		
HIDROGEN	4,051356	8,167534				Hidrogen	4,051356	8,167534		

KARBONDIOKSIDA	524,572952	2308 5,93 1062		Karbondioksida	0,52457 3	23,0 8593 1	
TOTAL	**1712,451048**	**4690 3,97 3568**		**Total**	**1188,402669**	**2384 1,12 8437**	

Menghitung Z umpan T = 383 K

P = 14 atm

KOMPONEN	YI	TC	PC	TR	PR	BO	B'	BPC/RTC	W	Z	YIXZI	BM	YIXBM
ETILEN	0,054190	282,36	50,497	1,35642	0,27724	-0,17611	0,09120	-0,16826	0,086	0,96561	0,05233	28,054	1,52024
OKSIGEN	0,061808	154,58	50,136	2,47768	0,27924	-0,01582	0,13519	-0,01298	0,021	0,99854	0,06172	31,998	1,97773
ETILEN OKSIDA	0,001228	469,15	70,995	0,81637	0,19720	-0,50084	-0,26428	-0,54233	0,157	0,86900	0,00107	44,053	0,05409
NITROGEN	0,093489	126,20	33,940	3,03486	0,41249	0,01157	0,13738	0,01665	0,037	1,00226	0,09370	28,013	2,61890
ETANA	0,001632	305,42	48,283	1,25401	0,28996	-0,21079	0,07252	-0,20419	0,091	0,95279	0,00156	30,070	0,04908
METANA	0,478959	190,58	45,797	2,00966	0,30570	-0,05514	0,12983	-0,05423	0,007	0,99175	0,47501	16,043	7,68394

HIDROGEN	0,002366	33,18	12,977	11,54331	1,07883	0,07457	0,13899	0,07457	0	1,00000	0,00237	2,0116	0,00477
KARBONDIOKSIDA	0,306329	304,19	72,835	1,25908	0,19222	-0,20890	0,07364	-0,19232	0,225	0,97064	0,29734	44,009	13,481222
TOTAL											**0,98507**		**27,3900**

Menghitung Z off gas

T = 383 K

P = 14 atm

KOMPONEN	YI	TC	PC	TR	PR	BO	B'	BPC/RTC	W	Z	YIXZI	BM	YIXBM
ETILEN	0,078086	282,36	50,497	1,35642	0,27724	-0,17611	0,09120	-0,16826	0,086	0,96561	0,07540	28,054	2,19062
OKSIGEN	0,089063	154,58	50,136	2,47768	0,27924	-0,01582	0,13519	-0,01298	0,021	0,99854	0,08893	31,998	2,84985
ETILEN OKSIDA	0,001769	469,15	70,995	0,81637	0,19720	-0,50084	-0,26428	-0,54233	0,157	0,86900	0,00154	44,053	0,07794
NITROGEN	0,134714	126,20	33,940	3,03486	0,41249	0,01157	0,13738	0,01665	0,037	1,00226	0,13502	28,013	3,77375
ETANA	0,002352	305,42	48,283	1,25401	0,28996	-0,21079	0,07252	-0,20419	0,091	0,95279	0,00224	30,070	0,07072

METANA	0,690165	190,58	45,797	2,00966	0,30570	-0,05514	0,12983	-0,05423	0,007	0,99175	0,68447	16,043	11,072322
HIDROGEN	0,00340 9	33,18	12,977	11,5431	1,07883	0,07457	0,13899	0,07457	0	1,00000	0,00341	2,016	0,00687
KARBONDIOKSIDA	0,00044 1	304,19	72,835	1,25908	0,19222	-0,20890	0,07364	-0,19232	0,225	0,97064	0,00043	44,009	0,01943
TOTAL											**0,99144**		**20,0615**

Menghitung diameter menara

1. Menara Bawah

Menghitung L/G (ρ_G / $(\rho_L - \rho_G)^{0,5}$)

Laju alir gas masuk (G) = 46903,97 kg/jam = 103405,43 lb/jam

Laju alir produk (L) = 175875,62 kg/jam = 387738,91 lb/jam

P umpan = 14 atm = 205,8 psi

T = 383 K = 689,4 R

R = 10,73 ft3psia/lbmol.oR

$\rho_G = \frac{P \cdot Bm}{Z \cdot R \cdot T}$ = 0,7736 lb/cuft

Menghitung ρ_L dan μ untuk pelarut Benfield

Asumsi densitas larutan campuran Benfield (K2CO3, KHCO3, dll dalam air):

rho campuran = 1180 kg/m3

= 73,66 lb/ft3

ρ air = 62,40 lb/ft3

T = 383 K

Menghitung μ campuran

μ camp = 0,000672 lb/ft s

= 1,0 cp

Menghitung L/G (ρ_G / $(\rho_L - \rho_G)^{0,5}$) = 0,3863

Dengan menggunakan fig 9-13B (Ludwig vol 2) dapat ditentukan laju alir gas cross *Section* untuk absis 0,3863 didapat ordinat 0,050

Dengan menggunakan tabel 9- 23A Ludwig vol 2 halaman 161 dipilih jenis *Packing* Raschig Ring 2 in (ceramic) sehingga didapatkan *Packing* faktor (F) = 65

$\phi = \rho_{air}/\rho_{campuran}$ = 0,847

G'^2 . F . ϕ . $\mu^{0,1}$ / $(\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c)$ = 0,050

G' = 0,050 x $\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c$ / (F x ϕ x $\mu^{0,1}$)

G' = 1,2835 lb/ft2.detik

Kondisi sebenarnya 60 % floading

G' = 0,7701 lb/ft2.detik

A = G/G' = 37,2996 ft2

D = $(4A / \pi)^{0,5}$ = 6,8914 ft

2. Menara Atas

Laju alir gas keluar (G) = 23841,13 kg/jam = 52560,63 lb/jam

Laju alir absorben (L) = 320904,28 kg/jam = 707471,99 lb/jam

P umpan = 14 atm = 205,8 psi

T = 383 K = 689,4 R

R = 10,73 ft3psia/lbmol.oR

$\rho_G = \frac{P \cdot Bm}{Z \cdot R \cdot T}$ = 0,5630 lb/cuft

Menghitung L/G (ρ_G / $(\rho_L - \rho_G)^{0,5}$) = 1,1812

Dengan menggunakan fig 9-13B (Ludwig vol 2) dapat ditentukan laju alir gas cross *Section* untuk absis 1,1812 didapat ordinat 0,015

Dengan menggunakan tabel 9- 23A Ludwig vol 2 halaman 161 dipilih jenis *Packing* Raschig Ring 2 in (ceramic) sehingga didapatkan *Packing* faktor (F) = 65

$\phi = \rho_{air}/\rho_{campuran}$ = 0,847

G'^2 . F . ϕ . $\mu^{0,1}$ / $(\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c)$ = 0,015

G' = 0,015 x $\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c$ / (F x ϕ x $\mu^{0,1}$)

G' = 0,6006 lb/ft2.detik

Kondisi sebenarnya 60 % floading

G' = 0,3603 lb/ft2.detik

A = G/G' = 40,5170 ft2

D = $(4A / \pi)^{0,5}$ = 7,1825 ft = 2,1892 m

Diambil harga diameter yang terbesar = 7,1825 ft = 2,1892 m

Diambil harga diameter lebih dari 3 ft namun dikarenakan kapasitas besar digunakan distribusi bed = 7,1825 ft

3. Menghitung tinggi *Packing*

Menghitung harga ΔP lm (long mean)

ΔP lm = (Y1 – Y2) / ln (Y1/Y2)

Y1 = tekanan parsial gas CO2 masuk = 4,2886 atm

Y2 = tekanan parsial gas CO2 keluar = 0,0062 atm

ΔP lm = (Y1 – Y2) / ln (Y1/Y2) = 0,6546 atm

Menghitung bagian *Packing* yang terbasahi (fa)

T0 = 293 K = 527,4 R

T1 = 383 K = 689,4 R

P = 14 atm

L' = L / A = 17461,12 lb/jam.ft2

G' = G / A = 2552,15 lb/jam.ft2

fa = 0,24 x $(L'/G')^{0,28}$ = 0,4112

Menghitung KgA

KgA diket = 2,33346 lbmol/jam.ft3 atm

KgA dicari = 2,72874 lbmol/jam.ft3 atm

Z = N / (KgA x fa x A x ΔP lm)

(N = mol CO2 terserap = 524,048 kmol/jam = 1155,33 lbmol/jam)

Z = 38,8238 ft

Untuk jenis *Raschig Rings* tinggi *Packing* bed maximum tiga kali diameter menara

jumlah bed = Z / (D * 3) = 1,80 ~ 2

Tinggi *Packing* per bed = 19,4119 ft = 5,9168 m

4. Menghitung tebal *Shell*

Bahan konstruksi *Shell* yang dipilih adalah karbon steel tipe SA-283 Grade C dengan spesifikasi :

Allowable Stress (f) = 25.500 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (C) = 0,125 in

P perancangan = 14 atm = 205,8 psi

Diameter puncak menara = 7,1825 ft = 86,19 in

Jari-jari menara (r) = D/2 = 43,095 in

tebal *Shell* (ts) = ((P.r)/(f.E-0,6.P)) + C = 0,537 in

maka dipakai tebal *Shell* standar : 5/8 in = 0,625 in

Menentukan tebal *Head* kolom

Bahan yang digunakan sama dengan bahan yang digunakan untuk *Shell* dan dipilih *Head* jenis *Torispherical Dished Head* (Brownell, hal 89)

ID = 86,19 in

OD = (ID)s + 2.ts = 87,44 in

Dipilih OD standar = 90 in

icr = 5,50 in

r = 90 in

w = 0,25 $(3 + (rc/icr)^{0,5})$ = 1,76 in

sehingga

th = ((P.r.w) / (2.f.E-0,2.P)) + C = 0,877 in

maka dipakai tebal *Head* standar : 1 in = 1,00 in

Menentukan tinggi *Head* kolom

Dari Brownell, *Table* 5.6, hal 88 untuk th 1 in diperoleh :

Sf dipilih (1,5-2,5) = 2,5 in

AB = (ID/2) - icr = 37,595 in

BC = rc – icr = 84,5 in

b = rc – (BC2 – AB2)^{0,5} = 14,33 in

tinggi *Head* = b + th + sf = 17,83 in = 0,45 m = 1,48 ft

Menentukan Tinggi *Absorber*

Total tinggi *Absorber* = tinggi *Packing* + 2.th (tinggi *Head*) = 41,78 ft = 12,73 m

Ringkasan

FUNGSI	**=**	**MENYERAP GAS KARBONDIOKSIDA (CO2) DENGAN SOLVENT BENFIELD**
TIPE	=	*Packing* Tower
BAHAN	=	karbon steel tipe SA-283 (grade C)
DIAMETER MENARA	=	7,1825 ft (86,19 in)
JENIS *PACKING*	=	*Raschig Rings*
JUMLAH BED	=	2
TINGGI *PACKING* PER BED	=	19,41 ft
TEBAL *SHELL* STANDART	=	0,625 in
TEBAL *HEAD* STANDART	=	1,00 in
TINGGI *HEAD* TOTAL	=	17,83 in
TINGGI *ABSORBER*	=	41,78 ft

C. POMPA OKSIGEN CAIR

Kode : P-01

Tipe : Pompa Sentrifugal

Fungsi : Mengalirkan Oksigen Cair (beserta sedikit fasa nitrogen cair) dari tangki penyimpanan menuju *Vaporizer*.

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perancangan :

1. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15 - 5000 gpm.
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

(Peters, hal.521)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Austenitic Stainless Steel SA-240 Type 304** karena :

- Tahan terhadap suhu kriogenik operasi oksigen cair yang sangat rendah (-185 °C / -301 °F) tanpa menjadi getas.
- Memiliki ketahanan korosi yang sangat baik.
- Kompatibel secara material dan aman untuk kontak langsung dengan oksigen murni (tidak reaktif).

3. Menghitung Tenaga Pompa

a. Menghitung Laju Alir Fluida

Perhitungan massa total berdasarkan data masuk:

- Massa Oksigen = 955,765 kmol/jam × 32 kg/kmol = 30.584,48 kg/jam
- Massa Nitrogen = 4,80 kmol/jam × 28 kg/kmol = 134,40 kg/jam

Kapasitas (m) = 30.718,88 kg/jam = 67.723,5 lb/jam

Densitas (ρ) O_2 cair (pada 88 K) = 1.141 kg/m³ = 71,23 lb/ft³

Debit pemompaan (q_f) = m/ρ

$q_f = 67.723{,}5/71{,}23 = 950{,}77$ ft³/jam = 0,264 ft³/s

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas pemompaan sesungguhnya (q_f) = 1,1 × 0,264 ft³/s = 0,290 ft³/s

Viskositas fluida (μ) = 0,19 cP = 0,000128 lb/ft s

b. Menghitung Diameter Optimal Pipa

Asumsi : aliran fluida turbulen $N_{Re} > 2100$, $D_i \geq 1$ in

$$D_{i\,optimum} = 3{,}9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, hal. 496)

$$D_{i\,optimum} = 3{,}9 \times 0{,}290^{0,45} \times 71{,}23^{0,13}$$

$$D_{i\,optimum} = 3{,}90 \text{ in}$$

Dalam hal ini dipakai pipa standar *(Faoust, App. C-6a)*

D nominal = 4 inch

Schedule = 80

Outside Diameter = 4,500 inch = 0,375 ft

Inside Diameter = 3,826 inch = 0,3188 ft

Inside *Section* Area = 0,07986 ft²

c. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

$$v = \frac{q_f}{A} = \frac{0{,}290}{0{,}07986} = 3{,}63 \text{ ft/s}$$

d. Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D_i}{\mu} = \frac{71{,}23 \times 3{,}63 \times 0{,}3188}{0{,}000128} = 643.984$$

e. Menentukan Faktor Friksi dalam Pipa

- Dari Appendix C-1 Faoust hal.140, untuk pipa jenis baja komersial pada D nominal 4 in diperoleh $\varepsilon/D = 0{,}00047$.
- Dari Appendix C-3 Faoust hal.544, untuk $N_{Re} = 643.984$ dan $\varepsilon/D = 0{,}00047$ diperoleh faktor friksi (f) = 0,017.

f. Menghitung Panjang Ekuivalen (L_e)

Direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

Model Pipa	***Jumlah***	***L/D***	***Le = ID × L/D × Jml (ft)***
Lurus Horizontal			150,0
Lurus Vertikal			10,0
Sharp edge entrance (k=0,5)	1	28	8,93
Sharp edge exit (k=1)	1	57	18,17
Standard tee with flow through branch	1	60	19,13
Standard elbow 90 degrees	1	30	9,56
Gate Valve	1	13	4,14
Check Valve	1	135	43,04
Total Equivalent Length			**262,97**

g. Menghitung Kehilangan Energi Akibat Gesekan

Dengan persamaan D'Arcys :

$$\Sigma F = f \times \frac{v^2}{2g_c} \times \frac{\Sigma L_e}{D}$$

$$\Sigma F = 0{,}017 \times \frac{3,63^2}{2 \times 32{,}174} \times \frac{262{,}97}{0{,}3188} = 2{,}88 \text{ lbf ft/lb}$$

h. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa per satuan massa dapat dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\left(-w_f\right) = \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta v^2}{2g_c\alpha} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

dimana :

$-w_f$ = total *Head* (ft.lbf/lbm)

ΔZ = beda elevasi (ft)

g = percepatan gravitasi (ft/s²)

g_c = percepatan gravitasi standar (ft/s²)

Δv = beda kecepatan linear fluida (ft/s)

α = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis

ΔP = beda tekanan (lbf/ft²)

ρ = densitas fluida (lb/ft³)

- Menghitung static *Head* ($\Delta Z \times g/g_c$)

*Z*1 (Suction static *Head*) = 1 ft

*Z*2 (Discharge static *Head*) = 13 ft

ΔZ = 12 ft

g/g_c = 1

$\Delta Z \times g/g_c$ = 12 ft.lbf/lb

- Menghitung velocity *Head*

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = \frac{3,63^2}{2 \times 32,174} = 0,205 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Menghitung *Pressure Head*

P1 = tekanan cairan dalam tangki = 1 atm

P2 = tekanan cairan dalam *Vaporizer* = 16 atm

Tekanan hidrostatis = $\rho \times g/g_c \times Z2$

Tekanan hidrostatis = 71,23 lb/ft³ × 1 × 13 ft = 926,0 lbf/ft²

P1 = (1 × 2116,2) lbf/ft² + 926,0 lbf/ft² = 3.042,2 lbf/ft²

P2 = (16 × 2116,2) lbf/ft² + 926,0 lbf/ft² = 34.785,2 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{34.785,2 - 3.042,2}{71,23} = 445,64 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Menghitung tenaga pompa persatuan massa ($-w_f$)

$$(-w_f) = 12 + 445,64 + 0,205 + 2,88 = 460,725 \text{ ft.lbf/lb}$$

(Foust, Pers.20.16)

i. Menghitung BHP Teoritis

$$Q = \rho \times v \times A = 71{,}23 \times 3{,}63 \times 0{,}07986 = 20{,}65 \text{ lb/s}$$

$$BHP = Q \times \left(-w_f\right) = 20{,}65 \times 460{,}725 = 9.513{,}9 \text{ ft lb/s} = 17{,}3 \text{ HP}$$

j. Menghitung BHP Aktual

Kapasitas pompa (q_f) = 0,290 ft³/det × 7,481 gal/ft³ × 60 det = 130,17 gal/mnt

Dari Fig. 13-37 Peters hal.520 didapat efisiensi pompa (η_p) = 70 %

BHP aktual = BHP teoritis / η_p = 17,3 / 0,70 = 24,7 HP

Jadi digunakan pompa standar **25 HP**.

k. Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 13-38 Peters hal.521 untuk BHP = 24,7 didapat efisiensi motor (η_{motor}) = 88 %

P motor = P aktual / η_{motor} = 24,7 / 0,88 = 28,06 HP

Jadi digunakan motor standar **30 HP**.

Rangkuman

Deskripsi	***Spesifikasi***
Nama	Pompa Oksigen Cair
Kode	P-01
Fungsi	Mengalirkan oksigen cair dari tangki ke *Vaporizer*
Tipe	Pompa Sentrifugal
Bahan	Austenitic Stainless Steel SA-240 Type 304
Kapasitas	67.723,5 lb/jam
Dimensi Pipa	
Diameter Nominal	4 in
Schedule Number	80
Diameter Dalam	3,826 in
Diameter Luar	4,500 in
Tenaga	
Pompa	25 HP
Motor	30 HP

C. POMPA ETILEN

Kode : P-01

Tipe : Pompa Sentrifugal

Fungsi : Mengalirkan Etilen dari tangki penyimpanan menuju *Vaporizer*.

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah perancangan :

1. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15 - 5000 gpm.
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran.
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

(Peters, hal.521)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Low Alloy Steel SA 353** karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F – 650 °F), sehingga aman dan sesuai untuk menahan kondisi operasi etilen cair pada suhu 234 K (-39 °C / -38,2 °F).

3. Menghitung Tenaga Pompa

a. Menghitung Laju Alir Fluida

(Perhitungan massa total dari komposisi gas)

- Massa Etilen = 837,959 kmol/jam × 28,05 kg/kmol = 23.504,76 kg/jam
- Massa Etana = 0,080 kmol/jam × 30,07 kg/kmol = 2,41 kg/jam

- Massa Metana = 0,420 kmol/jam × 16,04 kg/kmol = 6,74 kg/jam

Kapasitas (m) = 23.513,91 kg/jam = 51.839,2 lb/jam

Densitas (ρ) = 460,8 kg/m³ = 28,8 lb/ft³

Debit pemompaan (q_f) = m / ρ =

= 51.839,2 / 28,8 = 1.800 ft³/jam = 0,500 ft³/s

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas pemompaan sesungguhnya (q_f) = 1,1 × 0,500 ft³/s = 0,550 ft³/s

Viskositas fluida = 0,00081 lb/ft s

b. Menghitung Diameter Optimal Pipa Asumsi : aliran fluida turbulen N Re > 2100 , Di ≥ 1 in

Di optimum = $3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$ *(Peters, hal. 496)*

= $3{,}9 \times 0{,}550^{0,45} \times 28{,}8^{0,13}$

= 4,60 in

Dalam hal ini dipakai pipa standar *(Faoust, App. C-6a)*

D nominal = 5 inch

Schedule = 80

Outside Diameter = 5,563 inch = 0,464 ft

Inside Diameter = 4,813 inch = 0,401 ft

Inside *Section* Area = 0,1263 ft²

c. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

$v = q_f/A = 0{,}550/0{,}1263$ = 4,35 ft/s

d. Menghitung Bilangan Reynold

$N_{Re} = (\rho \times v \times D_i)/\mu$ = $(28{,}8 \times 4{,}35 \times 0{,}401)/0{,}00081$ = 62.021,3

e. Menentukan Faktor Friksi dalam Pipa

- Dari Appendix C-1 Faoust hal.140, untuk pipa jenis baja komersial pada D nominal 5 in diperoleh ε/D = 0,00037.
- Dari Appendix C-3 Faoust hal.544, untuk N_{Re} = 62.021,3 dan ε/D = 0,00037 diperoleh faktor friksi (f) = 0,021.

f. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

MODEL PIPA	JUMLAH	L/D	LE=ID.L/D.JML (FT)
LURUS HORIZONTAL			150,0
LURUS VERTIKAL			10,0
SHARP EDGE ENTRANCE (K=0,5)	1	28	11,2
SHARP EDGE EXIT (K=1)	1	57	22,9
STANDARD TEE WITH FLOW THROUGH BRANCH	1	60	24,1
STANDARD ELBOW 90 DEGREES	1	30	12,0
GATE *VALVE*	1	13	5,2
CHECK *VALVE*	1	135	54,1
TOTAL EQUIVALENT LENGTH			**289,5**

g. Menghitung Kehilangan Energi Akibat Gesekan

Dengan persamaan D'Arcys :

$\Sigma F = f \times (v^2/2g_c) \times (\Sigma L_e/D) = 0{,}021 \times \left(4{,}35^2/(2 \times 32{,}174)\right) \times (289{,}5/0{,}401)$ = 4,46 lbf ft/lb

h. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa per satuan massa dapat dihitung menggunakan persamaan Bernaulli :

$$\left(-w_f\right) = \Delta z(g/g_c) + (\Delta v^2/2g_c\alpha) + (\Delta P/\rho) + \Sigma F$$

dimana :

-wf = total *Head* (ft.lbf/lbm)

Δz = beda elevasi (ft)

g = percepatan gravitasi (ft/jam²) *(Catatan konversi: dihitung dalam satuan ft/s² konvensional)*

gc = percepatan gravitasi standar (ft/jam²)

Δv = beda kecepatan linear fluida (ft/jam)

α = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis

ΔP = beda tekanan (lbf/ft²)

ρ = densitas fluida (lb/ft³)

- Menghitung static *Head* (Δz . g/gc)

Z1 (Suction static *Head*) = 1

Z2 (Discharge static *Head*) = 13

ΔZ = 12

g/gc = 1

ΔZ × g/gc = 12

- Menghitung velocity *Head*

$(\Delta v^2/2g_c) = 4,35^2/(2 \times 32,174)$ = 0,29

- Menghitung *Pressure Head*

P1 = tekanan cairan dalam tangki = 15 atm

P2 = tekanan cairan dalam *Vaporizer* = 16 atm

Tekanan hidrostatis = $\rho \times (g/g_c) \times Z2$

= 28,8 lb/ft³ x 1 x 13 ft = 374,4 lbf / ft²

P1 = (15 x 2116,63) lbf/ft² + 374,4 lbf/ft² = 32.123,85 lbf/ft²

P2 = (16 x 2116,63) lbf/ft² + 374,4 lbf/ft² = 34.240,48 lbf/ft²

$\Delta P/\rho = (P2 - P1)/\rho = (34.240,48 - 32.123,85)/28,8$ = 73,5 ft.lbf/lb

- Menghitung tenaga pompa persatuan massa (-wf)

$(-w_f) = \Delta z(g/g_c) + (\Delta P/\rho) + (\Delta v^2/2g_c) + \Sigma F$ *(Foust, Pers.20.16)*

= 12 + 73,5 + 0,29 + 4,46 = 90,25 ft.lbf/lb

i. Menghitung BHP Teoritis

Q = $\rho \times v \times A$ = 28,8 × 4,35 × 0,1263 = 15,82 lb/s

BHP = Q × (-wf) / 550 = (15,82 × 90,25) / 550 = 2,6 HP

j. Menghitung BHP Aktual

Kapasitas pompa (q_f) = 0,550 ft³/det x 7,481 gal/ft³ x 60 det

= 246,9 gal/mnt

Dari Fig. 13-37 Peters hal.520 didapat efisiensi pompa (η_p) = 72 %

BHP aktual = BHP teoritis / η_p

= 2,6 / 0,72 = 3,6 HP

Jadi digunakan pompa standar **5 HP**.

k. Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 13-38 Peters hal.521 untuk BHP = 3,6 didapat η_{motor} = 85 %

P motor = P aktual / η_{motor}

= 3,6 / 0,85 = 4,2 HP

Jadi digunakan motor standar **5 HP**.

Rangkuman

NAMA	Pompa Etilen
KODE	P-01
FUNGSI	Mengalirkan etilen dari tangki ke *Vaporizer*
TIPE	Pompa Sentrifugal
BAHAN	Low Alloy Steel SA 353
KAPASITAS	51.839,2 lb/jam
DIMENSI PIPA	
DIAMETER	5 in
DIAMETER DALAM	4,813 in
SCHEDULE NUMBER	80
DIAMETER LUAR	5,563 in
TENAGA	
POMPA	5 HP
MOTOR	5 HP

C. POMPA METANA CAIR

Kode : P-01

Tipe : Pompa Sentrifugal

Fungsi : Mengalirkan Metana Cair dari tangki penyimpanan menuju *Vaporizer*.

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah perancangan :

1. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15 - 5000 gpm.
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran.
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

(Peters, hal.521)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Austenitic Stainless Steel SA-240 Type 304** (atau *9% Nickel Alloy Steel SA 353*) karena :

- Tahan korosi.
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar.
- Tahan terhadap suhu kriogenik operasi metana cair yang sangat rendah (-170 °C / -274 °F) tanpa mengalami kegetasan material (brittle fracture).

3. Menghitung Tenaga Pompa

a. Menghitung Laju Alir Fluida

(Perhitungan massa total dari komposisi aliran masuk)

- Massa Metana = 24,1866 kmol/jam × 16,04 kg/kmol = 387,95 kg/jam
- Massa Hidrogen = 0,1215 kmol/jam × 2,016 kg/kmol = 0,25 kg/jam

Kapasitas (m) = 388,20 kg/jam = 855,83 lb/jam

Densitas (ρ) = 430,0 kg/m³ = 26,84 lb/ft³

Debit pemompaan (q_f) = m / ρ =

= 855,83 / 26,84 = 31,88 ft³/jam = 0,00885 ft³/s

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas pemompaan sesungguhnya (q_f) = 1,1 × 0,00885 ft³/s = 0,00974 ft³/s

Viskositas fluida = 0,15 cP = 0,00010 lb/ft s

b. Menghitung Diameter Optimal Pipa Asumsi : aliran fluida turbulen N Re > 2100 , Di ≥ 1 in

Di optimum = 3,9 × Qf 0,45 × ρ 0,13 *(Peters, hal. 496)*

= 3,9 × 0,00974 0,45 × 26,84 0,13

= 0,737 in

Dalam hal ini dipakai pipa standar (karena Di ≥ 1 in) *(Faoust, App. C-6a)*

D nominal = 1 inch

Schedule = 80

Outside Diameter = 1,315 inch = 0,1096 ft

Inside Diameter = 0,957 inch = 0,07975 ft

Inside *Section* Area = 0,00499 ft²

c. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

v = qf / A = 0,00974 / 0,00499 = 1,95 ft/s

d. Menghitung Bilangan Reynold

N Re = (ρ × v × Di) / μ = (26,84 × 1,95 × 0,07975) / 0,00010 = 41.738

e. Menentukan Faktor Friksi dalam Pipa

- Dari Appendix C-1 Faoust hal.140, untuk pipa jenis baja komersial pada D nominal 1 in diperoleh ε/D = 0,0018.
- Dari Appendix C-3 Faoust hal.544, untuk N Re = 41.738 dan ε/D = 0,0018 diperoleh faktor friksi (f) = 0,027.

f. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

MODEL PIPA	JUMLAH	L/D	LE=ID.L/D.JML (FT)
LURUS HORIZONTAL			150,0
LURUS VERTIKAL			10,0
SHARP EDGE ENTRANCE (K=0,5)	1	28	2,23
SHARP EDGE EXIT (K=1)	1	57	4,55
STANDARD TEE WITH FLOW THROUGH BRANCH	1	60	4,78
STANDARD ELBOW 90 DEGREES	1	30	2,39
GATE *VALVE*	1	13	1,04
CHECK *VALVE*	1	135	10,77
TOTAL EQUIVALENT LENGTH			**185,76**

g. Menghitung Kehilangan Energi Akibat Gesekan

Dengan persamaan D'Arcys :

$\Sigma F = f \times (v^2 / 2gc) \times (\Sigma Le / D) = 0{,}027 \times (1{,}95^2 / (2 \times 32{,}174)) \times (185{,}76 / 0{,}07975) = 3{,}71$ lbf ft/lb

h. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa per satuan massa dapat dihitung menggunakan persamaan Bernaulli :

$(-wf) = \Delta z\,(g/gc) + (\Delta v^2 / 2gc\,\alpha) + (\Delta P/\rho) + \Sigma F$

dimana :

-wf = total *Head* (ft.lbf/lbm)

Δz = beda elevasi (ft)

g = percepatan gravitasi (ft/s^2)

gc = percepatan gravitasi standar (ft/s^2)

Δv = beda kecepatan linear fluida (ft/s)

α = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis

ΔP = beda tekanan (lbf/ft^2)

ρ = densitas fluida (lb/ft³)

- Menghitung static *Head* (Δz.g/gc)

Z1 (Suction static *Head*) = 1

Z2 (Discharge static *Head*) = 13

ΔZ = 12

g/gc = 1

ΔZ × g/gc = 12

- Menghitung velocity *Head*

(Δv² / 2gc) = 1,95² / (2 × 32,174) = 0,059

- Menghitung *Pressure Head*

P1 = tekanan cairan dalam tangki = 1 atm

P2 = tekanan cairan dalam *Vaporizer* = 16 atm

Tekanan hidrostatis = ρ x g/gc x Z2

= 26,84 lb/ft³ x 1 x 13 ft = 348,92 lbf / ft²

P1 = (1 x 2116,2) lbf/ft² + 348,92 lbf/ft² = 2.465,12 lbf/ft²

P2 = (16 x 2116,2) lbf/ft² + 348,92 lbf/ft² = 34.208,12 lbf/ft²

ΔP / ρ = (P2 - P1) / ρ = (34.208,12 - 2.465,12) / 26,84 = 1.182,67 ft.lbf/lb

- Menghitung tenaga pompa persatuan massa (-wf)

(-wf) = Δz (g/gc) + (ΔP / ρ) + (Δv² / 2gc) + ΣF *(Foust, Pers.20.16)*

= 12 + 1.182,67 + 0,059 + 3,71 = 1.198,44 ft.lbf/lb

i. Menghitung BHP Teoritis

Q = ρ × v × A = 26,84 × 1,95 × 0,00499 = 0,261 lb/s

BHP = Q × (-wf) = 0,261 × 1.198,44 = 312,79 ft lb/s = 0,57 HP

j. Menghitung BHP Aktual

Kapasitas pompa (qf) = 0,00974 ft³/det x 7,481 gal/ft³ x 60 det

= 4,37 gal/mnt

Dari Fig. 13-37 Peters hal.520 (diekstrapolasi untuk laju alir kecil) didapat efisiensi pompa (ηp) = 40 %

BHP aktual = BHP teoritis / ηp

= 0,57 / 0,40 = 1,42 HP

Jadi digunakan pompa standar **2 HP**.

k. Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 13-38 Peters hal.521 untuk BHP = 1,42 didapat η motor = 80 %

P motor = P aktual / η motor

= 1,42 / 0,80 = 1,77 HP

Jadi digunakan motor standar **2 HP**.

Rangkuman

DESKRIPSI	**DETAIL**
NAMA	Pompa Metana Cair
KODE	P-01
FUNGSI	Mengalirkan metana dari tangki ke *Vaporizer*
TIPE	Pompa Sentrifugal
BAHAN	Austenitic Stainless Steel SA-240 Type 304
KAPASITAS	855,83 lb/jam
DIMENSI PIPA	
DIAMETER NOMINAL	1 in
DIAMETER DALAM	0,957 in
SCHEDULE NUMBER	80
DIAMETER LUAR	1,315 in
TENAGA	
POMPA	2 HP
MOTOR	2 HP

C. POMPA LARUTAN BENFIELD

Kode : P-01

Tipe : Pompa Sentrifugal

Fungsi : Mengalirkan larutan *benfield* dari *bottom Stripper* S-01 menuju menara CO2 *Absorber* yang melewati HE-07.

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah perancangan :

1. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15 - 5000 gpm.
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran.
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

(Peters, hal.521)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Austenitic Stainless Steel Type 304L** karena :

- Tahan korosi terhadap bahan kimia campuran kalium karbonat dan amina (*benfield solution*) pada suhu operasi tinggi.
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar.
- Memiliki batas suhu yang diijinkan sangat besar, sesuai untuk menangani fluida cair pada temperatur tinggi (180 °C / 453 K).

3. Menghitung Tenaga Pompa

a. Menghitung Laju Alir Fluida

(Kalkulasi massa dihitung dari pengalian massa molar dengan kmol untuk masing-masing komponen: Air, K2CO3, V2O5, dan DEA)

Kapasitas (m) = 320.895,45 kg/jam = 707.452,52 lb/jam

Densitas (ρ) = 1.150,0 kg/m³ = 71,79 lb/ft³

Debit pemompaan (q_f) = m / ρ =

= 707.452,52 / 71,79 = 9.854,47 ft³/jam = 2,737 ft³/s

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas pemompaan sesungguhnya (q_f) = 1,1 × 2,737 ft³/s = 3,011 ft³/s

Viskositas fluida (μ) = 0,000336 lb/ft s

b. Menghitung Diameter Optimal Pipa Asumsi : aliran fluida turbulen N Re > 2100 , Di ≥ 1 in

Di optimum = 3,9 × Qf 0,45 × ρ 0,13 *(Peters, hal. 496)*

= 3,9 × 3,011 0,45 × 71,79 0,13

= 11,16 in

Dalam hal ini dipakai pipa standar *(Faoust, App. C-6a)*

D nominal = 12 inch

Schedule = 80

Outside Diameter = 12,750 inch = 1,0625 ft

Inside Diameter = 11,374 inch = 0,9478 ft

Inside *Section* Area = 0,7058 ft²

c. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

v = qf / A = 3,011 / 0,7058 = 4,26 ft/s

d. Menghitung Bilangan Reynold

N Re = (ρ × v × Di) / μ = (71,79 × 4,26 × 0,9478) / 0,000336 = 862.906,6

e. Menentukan Faktor Friksi dalam Pipa

- Dari Appendix C-1 Faoust hal.140, untuk pipa jenis baja komersial pada D nominal 12 in diperoleh ε/D = 0,00015.
- Dari Appendix C-3 Faoust hal.544, untuk N Re = 862.906,6 dan ε/D = 0,00015 diperoleh faktor friksi (f) = 0,015.

f. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

MODEL PIPA	JUMLAH	L/D	LE=ID.L/D.JML (FT)
LURUS HORIZONTAL			150,0
LURUS VERTIKAL			10,0
SHARP EDGE ENTRANCE (K=0,5)	1	28	26,5
SHARP EDGE EXIT (K=1)	1	57	54,0
STANDARD TEE WITH FLOW THROUGH BRANCH	1	60	56,9
STANDARD ELBOW 90 DEGREES	1	30	28,4
GATE *VALVE*	1	13	12,3
CHECK *VALVE*	1	135	127,9
TOTAL EQUIVALENT LENGTH			**466,0**

g. Menghitung Kehilangan Energi Akibat Gesekan

Dengan persamaan D'Arcys :

$\Sigma F = f \times (v^2 / 2gc) \times (\Sigma Le / D) = 0{,}015 \times (4{,}26^2 / (2 \times 32{,}174)) \times (466{,}0 / 0{,}9478) = 2{,}08$ lbf ft/lb

h. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa per satuan massa dapat dihitung menggunakan persamaan Bernaulli :

$(-wf) = \Delta z\,(g/gc) + (\Delta v^2 / 2gc\,\alpha) + (\Delta P/\rho) + \Sigma F$

dimana :

-wf = total *Head* (ft.lbf/lbm)

Δz = beda elevasi (ft)

g = percepatan gravitasi (ft/jam²)

gc = percepatan gravitasi standar (ft/jam²)

Δv = beda kecepatan linear fluida (ft/jam)

α = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis

ΔP = beda tekanan (lbf/ft²)

ρ = densitas fluida (lb/ft³)

- Menghitung static *Head* (Δz.g/gc)

Z1 (Suction static *Head*) = 1

Z2 (Discharge static *Head*) = 13

ΔZ = 12

g/gc = 1

ΔZ × g/gc = 12

- Menghitung velocity *Head*

(Δv² / 2gc) = 4,26² / (2 × 32,174) = 0,282

- Menghitung *Pressure Head*

P1 = tekanan cairan fluida (suction) = 5,5 atm

P2 = tekanan cairan fluida (discharge) = 14,3 atm

Tekanan hidrostatis = ρ x g/gc x Z2

= 71,79 lb/ft³ x 1 x 13 ft = 933,27 lbf / ft²

P1 = (5,5 x 2116,2) lbf/ft² + 933,27 lbf/ft² = 12.572,37 lbf/ft²

P2 = (14,3 x 2116,2) lbf/ft² + 933,27 lbf/ft² = 31.194,93 lbf/ft²

ΔP / ρ = (P2 - P1) / ρ = (31.194,93 - 12.572,37) / 71,79 = 259,40 ft.lbf/lb

- Menghitung tenaga pompa persatuan massa (-wf)

(-wf) = Δz (g/gc) + (ΔP / ρ) + (Δv² / 2gc) + ΣF *(Foust, Pers.20.16)*

= 12 + 259,40 + 0,282 + 2,08 = 273,76 ft.lbf/lb

i. Menghitung BHP Teoritis

Q = ρ × v × A = 71,79 × 4,26 × 0,7058 = 215,85 lb/s

BHP = Q × (-wf) = 215,85 × 273,76 = 59.091,09 ft lb/s = 107,4 HP

j. Menghitung BHP Aktual

Kapasitas pompa (qf) = 3,011 ft³/det x 7,481 gal/ft³ x 60 det

= 1.351,4 gal/mnt

Dari Fig. 13-37 Peters hal.520 didapat efisiensi pompa (ηp) = 80 %

BHP aktual = BHP teoritis / ηp

= 107,4 / 0,80 = 134,25 HP

Jadi digunakan pompa standar **150 HP**.

k. Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 13-38 Peters hal.521 untuk BHP = 134,25 didapat η motor = 90 %

P motor = P aktual / η motor

= 134,25 / 0,90 = 149,17 HP

Jadi digunakan motor standar **150 HP**.

Rangkuman

DESKRIPSI	**SPESIFIKASI**
NAMA	Pompa Larutan Benfield
KODE	P-01
FUNGSI	Mengalirkan larutan *benfield* dari S-01 ke *Absorber*
TIPE	Pompa Sentrifugal
BAHAN	Austenitic Stainless Steel Type 304L
KAPASITAS	707.452,52 lb/jam
DIMENSI PIPA	
DIAMETER NOMINAL	12 in
DIAMETER DALAM	11,374 in
SCHEDULE NUMBER	80
DIAMETER LUAR	12,750 in
TENAGA	
POMPA	150 HP
MOTOR	150 HP

1. POMPA PRODUK ETILEN OKSIDA

Kode : P-02

Tipe : Pompa Sentrifugal

Fungsi : Mengalirkan produk Etilen Oksida cair dari kondensor *split* menuju kolom distilasi sebagai *reflux* (1.444 kmol/jam) dan menuju tangki produk (945,1 kmol/jam).

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah perancangan :

1. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15 - 5000 gpm.
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

(Peters, hal.521)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Carbon Steel (A-285 Grade C)** karena :

- Tahan korosi terhadap etilen oksida murni dan air (bukan asam korosif).
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar untuk operasi di sekitar tekanan medium-rendah (4 - 5 atm).
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-20 °F – 650 °F), mencukupi untuk menangani suhu cairan 51,3 °C (124,3 °F).

3. Menghitung Tenaga Pompa

a. Menghitung Laju Alir Fluida

(Laju alir adalah total cairan yang keluar dari kondenser, yakni destilat + refluks = 105.185,75 kg/jam).

Kapasitas (m) = 105.185,75 kg/jam = 231.894,6 lb/jam

Densitas (ρ) = 830,0 kg/m³ = 51,81 lb/ft³

Debit pemompaan (q_f) = m / ρ =

= 231.894,6 / 51,81 = 4.475,8 ft³/jam = 1,243 ft³/s

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas pemompaan sesungguhnya (q_f) = 1,1 × 1,243 ft³/s = 1,367 ft³/s

Viskositas fluida = 0,00018 lb/ft s

b. Menghitung Diameter Optimal Pipa

Asumsi : aliran fluida turbulen N Re > 2100 , Di ≥ 1 in

Di optimum = 3,9 × Qf 0,45 × ρ 0,13 *(Peters, hal. 496)*

= 3,9 × 1,367 0,45 × 51,81 0,13

= 7,50 in

Dalam hal ini dipakai pipa standar *(Faoust, App. C-6a)*

D nominal = 8 inch

Schedule = 80

Outside Diameter = 8,625 inch = 0,718 ft

Inside Diameter = 7,625 inch = 0,635 ft

Inside *Section* Area = 0,3171 ft²

c. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

v = qf / A = 1,367 / 0,3171 = 4,31 ft/s

d. Menghitung Bilangan Reynold

N Re = (ρ × v × Di) / μ = (51,81 × 4,31 × 0,635) / 0,00018 = 787.876,1

e. Menentukan Faktor Friksi dalam Pipa

- Dari Appendix C-1 Faoust hal.140, untuk pipa jenis baja komersial pada D nominal 8 in diperoleh ε/D = 0,00022.
- Dari Appendix C-3 Faoust hal.544, untuk N Re = 787.876,1 dan ε/D = 0,00022 diperoleh faktor friksi (f) = 0,016.

f. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

MODEL PIPA	JUMLAH	L/D	LE=ID.L/D.JML (FT)
LURUS HORIZONTAL			150,0
LURUS VERTIKAL			10,0
SHARP EDGE ENTRANCE (K=0,5)	1	28	17,7
SHARP EDGE EXIT (K=1)	1	57	36,1
STANDARD TEE WITH FLOW THROUGH BRANCH	1	60	38,1
STANDARD ELBOW 90 DEGREES	1	30	19,0
GATE *VALVE*	1	13	8,2
CHECK *VALVE*	1	135	85,7
TOTAL EQUIVALENT LENGTH			**364,8**

g. Menghitung Kehilangan Energi Akibat Gesekan

Dengan persamaan D'Arcys :

$\Sigma F = f \times (v^2 / 2gc) \times (\Sigma Le / D) = 0{,}016 \times (4{,}31^2 / (2 \times 32{,}174)) \times (364{,}8 / 0{,}635) = 2{,}65$ lbf ft/lb

h. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa per satuan massa dapat dihitung menggunakan persamaan Bernaulli :

$(-wf) = \Delta z\,(g/gc) + (\Delta v^2 / 2gc\,\alpha) + (\Delta P/\rho) + \Sigma F$

dimana :

-wf = total *Head* (ft.lbf/lbm)

Δz = beda elevasi (ft)

g = percepatan gravitasi (ft/jam^2)

gc = percepatan gravitasi standar (ft/jam^2)

Δv = beda kecepatan linear fluida (ft/jam)

α = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis

ΔP = beda tekanan (lbf/ft^2)

ρ = densitas fluida (lb/ft³)

- Menghitung static *Head* (Δz.g/gc)

Z1 (Suction static *Head*) = 1

Z2 (Discharge static *Head*) = 13

ΔZ = 12

g/gc = 1

ΔZ × g/gc = 12

- Menghitung velocity *Head*

(Δv² / 2gc) = 4,31² / (2 × 32,174) = 0,288

- Menghitung *Pressure Head*

P1 = tekanan *suction* kondenser = 4 atm

P2 = tekanan *discharge* (distilasi & tangki) = 5 atm

Tekanan hidrostatis = ρ x g/gc x Z2

= 51,81 lb/ft³ x 1 x 13 ft = 673,5 lbf / ft²

P1 = (4 x 2116,2) lbf/ft² + 673,5 lbf/ft² = 9.138,3 lbf/ft²

P2 = (5 x 2116,2) lbf/ft² + 673,5 lbf/ft² = 11.254,5 lbf/ft²

ΔP / ρ = (P2 - P1) / ρ = (11.254,5 - 9.138,3) / 51,81 = 40,84 ft.lbf/lb

- Menghitung tenaga pompa persatuan massa (-wf)

(-wf) = Δz (g/gc) + (ΔP / ρ) + (Δv² / 2gc) + ΣF *(Foust, Pers.20.16)*

= 12 + 40,84 + 0,288 + 2,65 = 55,77 ft.lbf/lb

i. Menghitung BHP Teoritis

Q = ρ × v × A = 51,81 × 4,31 × 0,3171 = 70,8 lb/s

BHP = Q × (-wf) = 70,8 × 55,77 = 3.948,5 ft lb/s = 7,18 HP

j. Menghitung BHP Aktual

Kapasitas pompa (qf) = 1,367 ft³/det x 7,481 gal/ft³ x 60 det

= 613,4 gal/mnt

Dari Fig. 13-37 Peters hal.520 didapat efisiensi pompa (ηp) = 76 %

BHP aktual = BHP teoritis / ηp

= 7,18 / 0,76 = 9,4 HP

Jadi digunakan pompa standar **10 HP**.

k. Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 13-38 Peters hal.521 untuk BHP = 9,4 didapat η motor = 86 %

P motor = P aktual / η motor

= 9,4 / 0,86 = 10,9 HP

Jadi digunakan motor standar **15 HP**.

2. POMPA *REBOILER*

Kode : P-03

Tipe : Pompa Sentrifugal

Fungsi : Mengalirkan campuran air *bottom product* cair kembali ke kolom distilasi melalui *Reboiler* dan menuju pembuangan air.

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah perancangan :

1. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15 - 5000 gpm.
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

(Peters, hal.521)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Carbon Steel (A-285 Grade C)** karena :

- Tahan korosi terhadap campuran sebagian besar air (fraksi mol air 0,92) dan sedikit etilen oksida.
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar untuk operasi 4,5 - 5 atm.
- Memiliki batas suhu yang diijinkan tinggi (suhu *Reboiler* 131,5 °C / 268,7 °F).

3. Menghitung Tenaga Pompa

a. Menghitung Laju Alir Fluida

(Berdasarkan data "massa masuk ke Reboiler" di akhir tabel neraca Anda).

Kapasitas (m) = 29.327,28 kg/jam = 64.655,5 lb/jam

Densitas (ρ) = 930,0 kg/m³ = 58,06 lb/ft³

Debit pemompaan (q_f) = m / ρ =

= 64.655,5 / 58,06 = 1.113,6 ft³/jam = 0,309 ft³/s

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas pemompaan sesungguhnya (q_f) = 1,1 × 0,309 ft³/s = 0,340 ft³/s

Viskositas fluida = 0,00015 lb/ft s

b. Menghitung Diameter Optimal Pipa

Asumsi : aliran fluida turbulen N Re > 2100 , Di $\geq$ 1 in

Di optimum = 3,9 × Qf 0,45 × ρ 0,13 *(Peters, hal. 496)*

= 3,9 × 0,340 0,45 × 58,06 0,13

= 4,07 in

Dalam hal ini dipakai pipa standar *(Faoust, App. C-6a)*

D nominal = 4 inch

Schedule = 80

Outside Diameter = 4,500 inch = 0,375 ft

Inside Diameter = 3,826 inch = 0,3188 ft

Inside *Section* Area = 0,0798 ft²

c. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

v = qf / A = 0,340 / 0,0798 = 4,26 ft/s

d. Menghitung Bilangan Reynold

N Re = (ρ × v × Di) / μ = (58,06 × 4,26 × 0,3188) / 0,00015 = 525.666,8

e. Menentukan Faktor Friksi dalam Pipa

- Dari Appendix C-1 Faoust hal.140, untuk pipa jenis baja komersial pada D nominal 4 in diperoleh ε/D = 0,00047.
- Dari Appendix C-3 Faoust hal.544, untuk N Re = 525.666,8 dan ε/D = 0,00047 diperoleh faktor friksi (f) = 0,018.

f. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

MODEL PIPA	JUMLAH	L/D	LE=ID.L/D.JML (FT)
LURUS HORIZONTAL			150,0
LURUS VERTIKAL			10,0
SHARP EDGE ENTRANCE (K=0,5)	1	28	8,9
SHARP EDGE EXIT (K=1)	1	57	18,1
STANDARD TEE WITH FLOW THROUGH BRANCH	1	60	19,1
STANDARD ELBOW 90 DEGREES	1	30	9,5
GATE *VALVE*	1	13	4,1
CHECK *VALVE*	1	135	43,0
TOTAL EQUIVALENT LENGTH			**262,7**

g. Menghitung Kehilangan Energi Akibat Gesekan

Dengan persamaan D'Arcys :

$\Sigma F = f \times (v^2 / 2gc) \times (\Sigma Le / D) = 0,018 \times (4,26^2 / (2 \times 32,174)) \times (262,7 / 0,3188) = 4,18$ lbf ft/lb

h. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa per satuan massa dapat dihitung menggunakan persamaan Bernaulli :

$(-wf) = \Delta z\ (g/gc) + (\Delta v^2 / 2gc\ \alpha) + (\Delta P/\rho) + \Sigma F$

- Menghitung static *Head* ($\Delta z.g/gc$)

Z1 (Suction static *Head*) = 1

Z2 (Discharge static *Head*) = 13

$\Delta Z = 12$

g/gc = 1

$\Delta Z \times g/gc = 12$

- Menghitung velocity *Head*

$(\Delta v^2 / 2gc) = 4{,}26^2 / (2 \times 32{,}174) = 0{,}282$

- Menghitung *Pressure Head*

P1 = tekanan *bottom* kolom = 4,5 atm

P2 = tekanan *discharge Reboiler* = 5 atm

Tekanan hidrostatis = ρ x g/gc x Z2

= 58,06 lb/ft³ x 1 x 13 ft = 754,78 lbf / ft²

P1 = (4,5 x 2116,2) lbf/ft² + 754,78 lbf/ft² = 10.277,6 lbf/ft²

P2 = (5 x 2116,2) lbf/ft² + 754,78 lbf/ft² = 11.335,7 lbf/ft²

$\Delta P / \rho = (P2 - P1) / \rho = (11.335{,}7 - 10.277{,}6) / 58{,}06 = 18{,}22$ ft.lbf/lb

- Menghitung tenaga pompa persatuan massa (-wf)

$(-wf) = \Delta z\ (g/gc) + (\Delta P / \rho) + (\Delta v^2 / 2gc) + \Sigma F$ *(Foust, Pers.20.16)*

= 12 + 18,22 + 0,282 + 4,18 = 34,68 ft.lbf/lb

i. Menghitung BHP Teoritis

$Q = \rho \times v \times A = 58{,}06 \times 4{,}26 \times 0{,}0798 = 19{,}73$ lb/s

BHP = Q × (-wf) = 19,73 × 34,68 = 684,23 ft lb/s = 1,24 HP

j. Menghitung BHP Aktual

Kapasitas pompa (qf) = 0,340 ft³/det x 7,481 gal/ft³ x 60 det

= 152,6 gal/mnt

Dari Fig. 13-37 Peters hal.520 didapat efisiensi pompa (ηp) = 69 %

BHP aktual = BHP teoritis / ηp

= 1,24 / 0,69 = 1,79 HP

Jadi digunakan pompa standar **2 HP**.

k. Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 13-38 Peters hal.521 untuk BHP = 1,79 didapat η motor = 83 %

P motor = P aktual / η motor

= 1,79 / 0,83 = 2,15 HP

Jadi digunakan motor standar **2,5 HP**.

Rangkuman

DESKRIPSI	**POMPA PRODUK ETILEN OKSIDA**	**POMPA *REBOILER***
KODE	P-02	P-03
FUNGSI	Mengalirkan destilat dari kondensor split ke *reflux* & tangki	Mengalirkan aliran cair ke *Reboiler* & sisa produk bawah
TIPE	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
BAHAN	Carbon Steel (A-285 Grade C)	Carbon Steel (A-285 Grade C)
KAPASITAS	231.894,6 lb/jam	64.655,5 lb/jam
DIMENSI PIPA		
DIAMETER NOMINAL	8 in	4 in
SCHEDULE NUMBER	80	80
DIAMETER DALAM	7,625 in	3,826 in
DIAMETER LUAR	8,625 in	4,500 in
TENAGA		
POMPA	10 HP	2 HP
MOTOR	15 HP	2,5 HP

D. *VAPORIZER* OKSIGEN

Kode : V-01

Fungsi : Mengubah fase oksigen cair menjadi fase uap

Tujuan :

1. Menentukan tipe *Vaporizer*
2. Menentukan spesifikasi *Vaporizer*
3. Menghitung koefisien perpindahan panas
4. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Vaporizer*

a. Menghitung Δt

Dari neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Fluida panas (Nitrogen Gas)

Laju alir = 739.600,1 kg/jam = 1.630.539,0 lb/jam

Suhu masuk = 20 °C = 293,15 K = 68,0 °F

Suhu keluar = 0 °C = 273,15 K = 32,0 °F

- Fluida dingin (Oksigen)

Laju alir = 30.718,7 kg/jam = 67.723,1 lb/jam

Tekanan = 16,0 atm = 12.160,0 mmHg = 235,1 psia

Suhu masuk = -185,0 °C = 88,0 K = -301,0 °F

Suhu keluar = -144,9 °C = 128,2 K = -228,8 °F

- Panas yang dipindahkan = 14.692.508,8 kJ/jam = 13.925.815,1 Btu/jam

FLUIDA PANAS		**FLUIDA DINGIN**	**SELISIH**	**KETERANGAN**
68,0	Temperatur tinggi	-228,8	296,8	Δt_2
32,0	Temperatur rendah	-301,0	333,0	Δt_1
36,0		72,2	-36,2	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

Rumus LMTD: $\Delta T = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$

$$\Delta T = \frac{296{,}8 - 333{,}0}{\ln(296{,}8/333{,}0)} = 314{,}4\ °\text{F}$$

b. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Rancangan (U_D)

Dari tabel 8 Kern, asumsi diambil nilai U_D = 60 Btu/jam.ft2.°F

c. Menghitung Luas Permukaan (A)

Rumus: $A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$

$$A = \frac{13.925.815{,}1}{60 \times 314{,}4} = 738{,}2\ \text{ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas >200 ft2, maka digunakan *Vaporizer* jenis *Shell and Tube*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Vaporizer*

Dalam perancangan bahan konstruksi *Vaporizer* digunakan Stainless Steel SA-240 Grade 304, dengan pertimbangan :

- Mempunyai struktur yang kuat pada suhu kriogenik (-185 °C)
- Harga relatif dapat dijangkau untuk utilitas khusus
- Tahan korosi
- Paling umum digunakan untuk air separation

3. Menentukan Spesifikasi *Vaporizer*

Susunan = Triangular

Pass Shell = 1

Pass Tube = 2

Outside Diameter = 0,750 inch = 0,063 ft = 0,019 m

Pitch = 1,000 inch = 0,083 ft = 0,025 m

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 inch = 0,049 ft

Flow area per *Tube* = 0,268 in2 = 0,002 ft2

Outside surface / lin ft = 0,196 ft2 = 28,267 in2 = 0,018 m2

Inside surface / lin ft = 0,153 ft2 = 22,018 in2 = 0,014 m2

Panjang = 20 ft

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas a. Menentukan Jumlah *Tube* (N_t)

Rumus: $N_t = \frac{A}{L \times a'}$

$$N_t = \frac{738{,}2}{20 \times 0{,}196} = 188{,}3 \ Tube$$

Dari tabel 9 Kern, maka jumlah *Tube* dibulatkan menjadi

N_t = 196 *Tube*

b. Menentukan Diameter *Shell* (D_s)

Dari tabel 9 Kern, untuk jumlah *Tube* diatas, pada 1 *Shell Pass* - 2 *Tube Passes* didapatkan diameter *Shell*

D_s = 17,25 inch = 1,44 ft

c. Koreksi Luas Permukaan dan U_D

Rumus: $A_{terkoreksi} = N_t \times L \times a'$

$$A_{terkoreksi} = 196 \times 20 \times 0{,}196 = 768{,}32 \text{ ft}^2$$

Rumus: $U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T}$

$U_D = \frac{13.925.815{,}1}{768{,}32 \times 314{,}4} = 57{,}63$ Btu/jam.ft^2.°F (mendekati U_D asumsi)

d. Menentukan Lebar *Baffle* (B)

B = 17,25 inch

Dari data neraca panas :

Fluida Panas (*Shell*)

Komponen | Massa (kmol/jam) | BM | Massa (kg) | Massa (lb/jam)

Nitrogen Gas | 26.414,29 | 28,00 | 739.600,10 | 1.630.539,0

Total | 26.414,29 | | 739.600,10 | 1.630.539,0

Fluida Dingin (*Tube*)

Komponen | Massa (kmol/jam) | BM | Massa (kg) | Massa (lb/jam)

Oksigen | 955,76 | 32,00 | 30.584,32 | 67.426,8

Nitrogen | 4,80 | 28,00 | 134,40 | 296,3

Total | 960,56 | | 30.718,72 | 67.723,1

e. Menghitung T_c dan t_c

T_c = 50,0 °F = 283,15 K

t_c = -264,9 °F = 108,2 K

f. Menentukan ΔT

Pre*Heat* $(\Delta t)_p$

(Diasumsikan distribusi proporsional)

$$(\Delta t)_p = \text{LMTD} = 315{,}0\ ^\circ\text{F}$$

Vaporasi $(\Delta t)_v$

(Diasumsikan distribusi proporsional)

$$(\Delta t)_v = \text{LMTD} = 314{,}3\ ^\circ\text{F}$$

g. Menghitung Panas Pre-*Heat*ing (Sensibel)

$$Q_p = Q_{total} - Q_{laten}$$

$$Q_p = 14.692.508{,}8 \text{ kJ/jam} - 12.456.846{,}47 \text{ kJ/jam} = 2.235.662{,}3 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_p = 2.118.997{,}0 \text{ Btu/jam}$$

h. Menghitung Panas Laten

$$Q_v = m.\lambda = 12.456.846{,}47 \text{ kJ/jam} = 11.806.818{,}1 \text{ Btu/jam}$$

i. Menghitung Weighted ΔT

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = \frac{2.118.997{,}0}{315{,}0} = 6.726{,}9 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = \frac{11.806.818{,}1}{314{,}3} = 37.565{,}4 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\Sigma \frac{Q}{\Delta t} = 44.292{,}3 \text{ Btu/jam.°F}$$

Rumus: Weighted $\Delta T = \frac{Q_{total}}{\Sigma \frac{Q}{\Delta t}}$

$$\text{Weighted } \Delta T = \frac{13.925.815{,}1}{44.292{,}3} = 314{,}4\ ^\circ\text{F}$$

j. Menghitung Weighted *Clean Overall Coefficient* (U_C)

Fluida panas, *Shell* | Fluida dingin, *Tube*

Pre*Heat*ing

- Menghitung flow area *Shell* (a_s) *(Telah Dikoreksi)*

Rumus baku: $a_s = \frac{ID_s \times C\prime \times B}{144 \times P_T}$

Di mana Clearance (C') = $P_T - OD = 1{,}0 - 0{,}75 = 0{,}25$ inch

$$a_s = \frac{17{,}25 \times 0{,}25 \times 17{,}25}{144 \times 1{,}0} = 0{,}516 \text{ ft}^2$$

- Menghitung flow area *Tube* (a_t)

Rumus baku: $a_t = \frac{N_t \times a\prime_t}{144 \times n}$

$$a_t = \frac{196 \times 0{,}268}{144 \times 2} = 0{,}182 \text{ ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa (G_s)

Rumus baku: $G_s = \frac{W_s}{a_s}$

$$G_s = \frac{1.630.539{,}0}{0{,}516} = 3.159.959{,}3 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa (G_t)

Rumus baku: $G_t = \frac{w_t}{a_t}$

$$G_t = \frac{67.723{,}1}{0{,}182} = 372.105{,}0 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold (Re_s)

Rumus baku: $Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu_s}$

μ pada suhu 50,0 °F = 0,042 lb/ft.jam

$$D_e = 0{,}95 \text{ inch} = 0{,}079 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{0{,}079 \times 3.159.959{,}3}{0{,}042} = 5.943.733{,}5$$

- Menghitung bilangan Reynold (Re_t)

Rumus baku: $Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu_t}$

μ pada suhu -264,9 °F = 0,380 lb/ft.jam

$$Re_t = 47.965{,}1$$

- Menentukan j_H

Dari figure 28 Kern, diperoleh nilai $j_{Hs} = 1500$

Dari figure 24 Kern, diperoleh nilai $j_{Ht} = 150$

- Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Rumus baku: $Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$

$$Pr_s = 0{,}71$$

$$Pr_t = 1{,}45$$

- Menentukan koefisien perpindahan panas (h_o & h_i)

Rumus baku: $h = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$

$$h_o = 275{,}3 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_i = 215{,}6 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Koreksi h_i ke permukaan (h_{io})

Rumus baku: $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$

$$h_{io} = 215{,}6 \times \frac{0{,}584}{0{,}75} = 167{,}8 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih untuk pre*Heat*ing (U_p)

Rumus baku: $U_p = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$

$$U_p = \frac{275{,}3 \times 167{,}8}{275{,}3 + 167{,}8} = 104{,}2 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan untuk pre*Heat*ing (A_p)

Rumus baku: $A_p = \frac{Q_p}{U_p \times (\Delta t)_p}$

$$A_p = \frac{2.118.997{,}0}{104{,}2 \times 315{,}0} = 64{,}5 \text{ ft}^2$$

Vaporisasi

- Menghitung koefisien perpindahan panas (h_i) untuk vaporisasi

$$h_i = 185{,}5 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 144{,}4 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih vaporisasi (U_v)

Rumus baku: $U_v = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$

$$U_v = \frac{275{,}3 \times 144{,}4}{275{,}3 + 144{,}4} = 94{,}7 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

- Menghitung Luas Permukaan untuk Vaporisasi (A_v)

Rumus baku: $A_v = \frac{Q_v}{U_v \times (\Delta t)_v}$

$$A_v = \frac{11.806.818{,}1}{94{,}7 \times 314{,}3} = 396{,}6 \text{ ft}^2$$

- Menghitung total luas permukaan bersih terkalkulasi (A_c)

Rumus baku: $A_c = A_p + A_v$

$$A_c = 64{,}5 + 396{,}6 = 461{,}1 \text{ ft}^2$$

- Menghitung Weighted *Clean Overall Coefficient* (U_C)

Rumus baku: $U_C = \frac{Q_{total}}{A_c \times \text{Weighted } \Delta T}$

$$U_C = \frac{13.925.815{,}1}{461{,}1 \times 314{,}4} = 96{,}0 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

k. Menghitung Dirt Factor (R_D)

Rumus baku: $R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$

$$R_D = \frac{96{,}0 - 57{,}63}{96{,}0 \times 57{,}63} = 0{,}0069 \text{ Jam.ft}^2\text{.°F/Btu}$$

R_D minimum yang diperlukan = 0,001 Jam.ft2.°F/Btu.

5. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

Shell, Fluida Panas | *Tube*, Fluida Dingin

Pre *Heat*

- Menentukan faktor friksi (f)

Dari figure 29 Kern, $f_s = 0{,}0012$ | $f_t = 0{,}0004$

- Menghitung specific gravity (s)

$s_s = 0{,}0012$ | $s_t = 1{,}14$

- Menghitung jumlah silangan ($N + 1$) & Panjang *Tube*

$N + 1 = 2$ | $L_p = 1{,}5$ ft

- Menghitung *Pressure Drop*

Rumus baku *Shell*: $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$

$\Delta P_s = 0{,}11$ psi (Terkoreksi proporsional dengan G_s)

Rumus baku *Tube*: $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi_t}$

$$\Delta P_t = 0{,}01 \text{ psi}$$

Vaporasi

- Menentukan faktor friksi (f)

Dari figure 29 Kern, $f_s = 0{,}0012$ | $f_t = 0{,}0005$

- Menghitung specific gravity uap (s)

$s_s = 0{,}0012$ | $s_t = 0{,}004$

- Menghitung jumlah silangan ($N + 1$) & Panjang *Tube*

$N + 1 = 12$ | $L_v = 18{,}5$ ft

- Menghitung *Pressure Drop* vaporisasi

$\Delta P_s = 0{,}55$ psi (Terkoreksi) | $\Delta P_t = 0{,}12$ psi

- *Pressure Drop* Total

Rumus baku: $\Delta P_{total} = \Sigma \Delta P$

$$\Delta P_{shell\_total} = 0{,}66 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{tube\_total} = 0{,}13 \text{ psi}$$

D. *VAPORIZER* ETILEN

Kode : V-02

Fungsi : Mengubah fase etilen cair menjadi fase uap

Tujuan :

1. Menentukan tipe *Vaporizer*
2. Menentukan spesifikasi *Vaporizer*
3. Menghitung koefisien perpindahan panas
4. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Vaporizer*

a. Menghitung Δt

Dari neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

– Fluida panas (Nitrogen Gas)

Laju alir = 1.076.200,11 kg/jam = 2.372.615,15 lb/jam

Suhu masuk = 40,0 °C = 313,0 K = 104,0 °F

Suhu keluar = 20,0 °C = 293,0 K = 68,0 °F

– Fluida dingin (Etilen)

Laju alir = 23.513,93 kg/jam = 51.839,35 lb/jam

Tekanan = 16,0 atm = 12.160,0 mmHg = 235,1 psia

Suhu masuk = -39,0 °C = 234,0 K = -38,2 °F

Suhu keluar = -37,7 °C = 235,3 K = -35,86 °F

– Panas yang dipindahkan = 21.362.985,95 kJ/jam = 20.248.157,65 Btu/jam

FLUIDA PANAS		**FLUIDA DINGIN**	**SELISIH**	**KETERANGAN**
104,0	Temperatur tinggi	-35,86	139,86	Δt_2
68,0	Temperatur rendah	-38,2	106,20	Δt_1
36,0		2,34	33,66	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

Rumus LMTD: $\Delta T = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$

$$\Delta T = \frac{139{,}86 - 106{,}20}{\ln(139{,}86/106{,}20)} = 122{,}2\ ^\circ\text{F}$$

b. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Rancangan (U_D)

Dari tabel 8 Kern, asumsi diambil nilai U_D = 50 Btu/jam.ft2.°F

c. Menghitung Luas Permukaan (A)

Rumus: $A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$

$$A = \frac{20.248.157{,}65}{50 \times 122{,}2} = 3313{,}9\ \text{ft}^2$$

Karena luas permukaan >200 ft2, digunakan *Vaporizer* jenis *Shell and Tube*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Vaporizer*

Dalam perancangan bahan konstruksi digunakan Stainless Steel SA-240 Grade 304, dengan pertimbangan :

- Mempunyai struktur yang kuat (tidak *brittle* pada -39 °C)
- Harga relatif dapat dijangkau
- Tahan korosi
- Paling umum digunakan

3. Menentukan Spesifikasi *Vaporizer*

Susunan = Triangular

Pass Shell = 1

Pass Tube = 2

Outside Diameter = 0,750 inch = 0,063 ft = 0,019 m

Pitch = 1,000 inch = 0,083 ft = 0,025 m

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 inch = 0,049 ft

Flow area per *Tube* = 0,268 in2 = 0,00186 ft2

Outside surface / lin ft = 0,1963 ft2 = 28,267 in2 = 0,018 m2

Inside surface / lin ft = 0,153 ft2 = 22,018 in2 = 0,014 m2

Panjang = 20 ft

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas a. Menentukan Jumlah *Tube* (N_t)

Rumus: $N_t = \frac{A}{L \times a'}$

$$N_t = \frac{3313,9}{20 \times 0,1963} = 844,1 \ Tube$$

Dari tabel 9 Kern, maka jumlah *Tube* dibulatkan menjadi

N_t = 856 *Tube*

b. Menentukan Diameter *Shell* (D_s)

Dari tabel 9 Kern, didapatkan diameter *Shell*

D_s = 35,0 inch = 2,92 ft

c. Koreksi Luas Permukaan dan U_D

Rumus: $A_{terkoreksi} = N_t \times L \times a'$

$$A_{terkoreksi} = 856 \times 20 \times 0,1963 = 3360,6 \text{ ft}^2$$

Rumus: $U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T}$

$$U_D = \frac{20.248.157,65}{3360,6 \times 122,2} = 49,31 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

d. Menentukan Lebar *Baffle* (B)

B = 35,00 inch

Fluida Panas (*Shell*)

Komponen | Massa (kmol/jam) | Massa (lb/jam)

Nitrogen Gas | 38.435,72 | 2.372.615,15

Total | 38.435,72 | 2.372.615,15

Fluida Dingin (*Tube*)

Komponen | Massa (kmol/jam) | Massa (lb/jam)

Etilen | 837,96 | 51.819,18

Etana | 0,08 | 5,31

Metana | 0,42 | 14,86

Total | 838,46 | 51.839,35

e. Menghitung T_c dan t_c

T_c = 86,0 °F = 303,15 K

t_c = -37,03 °F = 234,8 K

f. Menentukan ΔT

Pre*Heat* $(\Delta t)_p$ = LMTD = 122,2 °F

Vaporasi $(\Delta t)_v$ = LMTD = 122,2 °F

g. Menghitung Panas Pre-*Heat*ing (Sensibel)

$$Q_p = Q_{total} - Q_{laten}$$

$$Q_p = 84.995{,}95 \text{ Btu/jam}$$

h. Menghitung Panas Laten

$$Q_v = m.\lambda = 20.163.161{,}70 \text{ Btu/jam}$$

i. Menghitung Weighted ΔT

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = \frac{84.995{,}95}{122{,}2} = 695{,}5 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = \frac{20.163.161{,}70}{122{,}2} = 165.001{,}3 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\Sigma\frac{Q}{\Delta t} = 165.696{,}8 \text{ Btu/jam.°F}$$

Rumus: Weighted $\Delta T = \frac{Q_{total}}{\Sigma\frac{Q}{\Delta t}}$

$$\text{Weighted } \Delta T = \frac{20.248.157{,}65}{165.696{,}8} = 122{,}2 \text{ °F}$$

j. Menghitung Weighted *Clean Overall Coefficient* (U_C)

Fluida panas, *Shell* | Fluida dingin, *Tube*

Pre*Heat*ing

- Menghitung flow area *Shell* (a_s)

Rumus baku: $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$a_s = 2{,}12 \text{ ft}^2$$

- Menghitung flow area *Tube* (a_t)

Rumus baku: $a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$

$$a_t = 0{,}796 \text{ ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa (G_s)

Rumus baku: $G_s = \frac{W_s}{a_s}$

$$G_s = 1.119.158{,}1 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa (G_t)

Rumus baku: $G_t = \frac{w_t}{a_t}$

$$G_t = 65.124{,}8 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold (Re_s)

Rumus baku: $Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu_s}$

$$Re_s = 2.105.130{,}7$$

- Menghitung bilangan Reynold (Re_t)

Rumus baku: $Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu_t}$

$$Re_t = 8.187{,}2$$

- Menentukan j_H

Dari figure 28 Kern, diperoleh $j_{Hs} = 2500$

Dari figure 24 Kern, diperoleh $j_{Ht} = 30$

- Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Rumus baku: $Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$

$$Pr_s = 0{,}70$$

$$Pr_t = 2{,}00$$

- Menentukan koefisien perpindahan panas (h_o & h_i)

Rumus baku: $h = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$

$$h_o = 421{,}5 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_i = 85{,}2 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Koreksi h_i ke permukaan (h_{io})

Rumus baku: $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$

$$h_{io} = 66{,}2 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih untuk pre*Heat*ing (U_p)

Rumus baku: $U_p = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$

$$U_p = 57{,}2 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan untuk pre*Heat*ing (A_p)

Rumus baku: $A_p = \frac{Q_p}{U_p \times (\Delta t)_p}$

$$A_p = 12{,}1 \text{ ft}^2$$

Vaporisasi

- Menghitung bilangan Reynold (Re_t)

μ campuran uap = 0,024 lb/ft.jam

$$Re_t \text{ uap} = 132.000{,}5$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih vaporisasi (U_v)

$$U_v = 105{,}5 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan untuk Vaporisasi (A_v)

Rumus baku: $A_v = \frac{Q_v}{U_v \times (\Delta t)_v}$

$$A_v = 1.563{,}1 \text{ ft}^2$$

- Menghitung total luas permukaan bersih terkalkulasi (A_c)

Rumus baku: $A_c = A_p + A_v$

$$A_c = 1.575{,}2 \text{ ft}^2$$

- Menghitung Weighted *Clean Overall Coefficient* (U_C)

Rumus baku: $U_C = \frac{Q_{total}}{A_c \times \text{Weighted } \Delta T}$

$$U_C = 105{,}1 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

k. Menghitung Dirt Factor (R_D)

Rumus baku: $R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$

$$R_D = \frac{105{,}1 - 49{,}31}{105{,}1 \times 49{,}31} = 0{,}0107 \text{ Jam.ft}^2\text{.°F/Btu}$$

R_D minimum yang diperlukan = 0,001 Jam.ft2.°F/Btu.

5. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

Shell, Fluida Panas | *Tube*, Fluida Dingin

Pre *Heat*

- Menentukan faktor friksi (f)

$f_s = 0{,}0010$ | $f_t = 0{,}0004$

- Menghitung *Pressure Drop*

Rumus baku *Shell*: $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$

Rumus baku *Tube*: $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi_t}$

$\Delta P_s = 0{,}10$ psi | $\Delta P_t = 0{,}01$ psi

Vaporasi

- Menentukan faktor friksi (f)

$f_s = 0{,}0010$ | $f_t = 0{,}0005$

- Menghitung *Pressure Drop*

$\Delta P_s = 1{,}25$ psi | $\Delta P_t = 0{,}14$ psi

- *Pressure Drop* Total

Rumus baku: $\Delta P_{total} = \Sigma \Delta P$

$\Delta P_{shell} = 1{,}35$ psi | $\Delta P_{tube} = 0{,}15$ psi

D. *VAPORIZER* METANA

Kode : V-03

Fungsi : Mengubah fase metana cair menjadi fase uap

Tujuan :

1. Menentukan tipe *Vaporizer*
2. Menentukan spesifikasi *Vaporizer*
3. Menghitung koefisien perpindahan panas
4. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Vaporizer*

a. Menghitung Δt

Dari neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Fluida panas (Nitrogen Gas)

Laju alir = 24.075,2 kg/jam = 53.076,7 lb/jam

Suhu masuk = 20 °C = 293,15 K = 68,0 °F

Suhu keluar = 0 °C = 273,15 K = 32,0 °F

- Fluida dingin (Metana)

Laju alir = 388,2 kg/jam = 855,8 lb/jam

Tekanan = 16,0 atm = 12.160,0 mmHg = 235,1 psia

Suhu masuk = -170,0 °C = 103,15 K = -274,0 °F

Suhu keluar = -112,9 °C = 160,25 K = -171,2 °F

- Panas yang dipindahkan = 478.265,42 kJ/jam = 453.308,2 Btu/jam

FLUIDA PANAS		**FLUIDA DINGIN**	**SELISIH**	**KETERANGAN**
68,0	Temperatur tinggi	-171,2	239,2	Δt_2
32,0	Temperatur rendah	-274,0	306,0	Δt_1
36,0		102,8	-66,8	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

Rumus LMTD: $\Delta T = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$

$$\Delta T = \frac{239{,}2 - 306{,}0}{\ln(239{,}2/306{,}0)} = 271{,}5\ ^\circ\text{F}$$

b. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Rancangan (U_D)

Dari tabel 8 Kern, asumsi diambil nilai U_D = 40 Btu/jam.ft2.°F

c. Menghitung Luas Permukaan (A)

Rumus: $A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$

$$A = \frac{453.308{,}2}{40 \times 271{,}5} = 41{,}7\ \text{ft}^2$$

Digunakan *Vaporizer* jenis *Shell and Tube* berdasarkan standar pabrik kriogenik.

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Vaporizer*

Dalam perancangan bahan konstruksi digunakan Stainless Steel SA-240 Grade 304, dengan pertimbangan :

- Mempunyai struktur yang kuat pada suhu kriogenik ekstrim (-170 °C)
- Harga relatif terjangkau
- Tahan korosi
- Paling umum digunakan

3. Menentukan Spesifikasi *Vaporizer*

Susunan = Triangular

Pass Shell = 1

Pass Tube = 2

Outside Diameter = 0,750 inch = 0,063 ft = 0,019 m

Pitch = 1,000 inch = 0,083 ft = 0,025 m

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 inch = 0,049 ft

Flow area per *Tube* = 0,268 in2 = 0,00186 ft2

Outside surface / lin ft = 0,196 ft2 = 28,267 in2 = 0,018 m2

Inside surface / lin ft = 0,153 ft2 = 22,018 in2 = 0,014 m2

Panjang = 20 ft

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas a. Menentukan Jumlah *Tube* (N_t)

Rumus: $N_t = \frac{A}{L \times a'}$

$$N_t = \frac{41,7}{20 \times 0,196} = 10,6 \; Tube$$

Dari tabel 9 Kern, dibulatkan menjadi standar N_t = 37 *Tube*

b. Menentukan Diameter *Shell* (D_s)

Dari tabel 9 Kern, didapatkan D_s = 8,0 inch = 0,67 ft

c. Koreksi Luas Permukaan dan U_D

Rumus: $A_{terkoreksi} = N_t \times L \times a'$

$$A_{terkoreksi} = 37 \times 20 \times 0,196 = 145,04 \text{ ft}^2$$

Rumus: $U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T}$

$$U_D = \frac{453.308,2}{145,04 \times 271,5} = 11,51 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

d. Menentukan Lebar *Baffle* (B)

B = 8,00 inch

Fluida Panas (*Shell*)

Komponen | Massa (kmol/jam) | Massa (lb/jam)

Nitrogen Gas | 859,83 | 53.076,73

Total | 859,83 | 53.076,73

Fluida Dingin (*Tube*)

Komponen | Massa (kmol/jam) | Massa (lb/jam)

Metana | 24,19 | 855,29

Hidrogen | 0,12 | 0,54

Total | 24,31 | 855,83

e. Menghitung T_c dan t_c

T_c = 50,0 °F = 283,15 K

t_c = -222,6 °F = 131,7 K

f. Menentukan ΔT

Pre*Heat* $(\Delta t)_p$ = LMTD = 271,5 °F

Vaporasi $(\Delta t)_v$ = LMTD = 271,5 °F

g. Menghitung Panas Pre-*Heat*ing (Sensibel)

$$Q_p = Q_{total} - Q_{laten}$$

$$Q_p = 84.328{,}3 \text{ Btu/jam}$$

h. Menghitung Panas Laten

$$Q_v = m.\lambda = 368.979{,}9 \text{ Btu/jam}$$

i. Menghitung Weighted ΔT

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = \frac{84.328{,}3}{271{,}5} = 310{,}6 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = \frac{368.979{,}9}{271{,}5} = 1359{,}0 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\Sigma \frac{Q}{\Delta t} = 1669{,}6 \text{ Btu/jam.°F}$$

Rumus: Weighted $\Delta T = \frac{Q_{total}}{\Sigma \frac{Q}{\Delta t}}$

$$\text{Weighted } \Delta T = \frac{453.308{,}2}{1669{,}6} = 271{,}5 \text{ °F}$$

j. Menghitung Weighted *Clean Overall Coefficient* (U_C)

Fluida panas, *Shell* | Fluida dingin, *Tube*

Pre*Heat*ing

- Menghitung flow area *Shell* (a_s)

Rumus baku: $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$a_s = 0{,}111 \text{ ft}^2$$

- Menghitung flow area *Tube* (a_t)

Rumus baku: $a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$

$$a_t = 0{,}034 \text{ ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa (G_s)

Rumus baku: $G_s = \frac{W_s}{a_s}$

$$G_s = 478.168{,}7 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa (G_t)

Rumus baku: $G_t = \frac{w_t}{a_t}$

$$G_t = 25.171{,}5 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold (Re_s)

Rumus baku: $Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu_s}$

$$Re_s = 683.098{,}1$$

- Menghitung bilangan Reynold (Re_t)

Rumus baku: $Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu_t}$

$$Re_t = 6.166{,}2$$

- Menentukan j_H

Dari figure 28 Kern, diperoleh $j_{Hs} = 1000$

Dari figure 24 Kern, diperoleh $j_{Ht} = 35$

- Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

Rumus baku: $Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$

$$Pr_s = 0{,}71$$

$$Pr_t = 2{,}12$$

- Menentukan koefisien perpindahan panas (h_o & h_i)

Rumus baku: $h = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$

$$h_o = 185{,}5 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_i = 79{,}6 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Koreksi h_i ke permukaan (h_{io})

Rumus baku: $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$

$$h_{io} = 61{,}9 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih untuk pre*Heat*ing (U_p)

Rumus baku: $U_p = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$

$$U_p = 46{,}4 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan untuk pre*Heat*ing (A_p)

Rumus baku: $A_p = \frac{Q_p}{U_p \times (\Delta t)_p}$

$$A_p = 6{,}7 \text{ ft}^2$$

Vaporisasi

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih vaporisasi (U_v)

$$U_v = 23{,}2 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan untuk Vaporisasi (A_v)

Rumus baku: $A_v = \frac{Q_v}{U_v \times (\Delta t)_v}$

$$A_v = 58{,}6 \text{ ft}^2$$

- Menghitung total luas permukaan bersih terkalkulasi (A_c)

Rumus baku: $A_c = A_p + A_v$

$$A_c = 65{,}3 \text{ ft}^2$$

- Menghitung Weighted *Clean Overall Coefficient* (U_C)

Rumus baku: $U_C = \frac{Q_{total}}{A_c \times \text{Weighted } \Delta T}$

$$U_C = 25{,}57 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

k. Menghitung Dirt Factor (R_D)

Rumus baku: $R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$

$$R_D = \frac{25{,}57 - 11{,}51}{25{,}57 \times 11{,}51} = 0{,}0477 \text{ Jam.ft}^2.^\circ\text{F/Btu}$$

R_D minimum yang diperlukan = 0,001 Jam.ft2.°F/Btu.

5. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

Shell, Fluida Panas | *Tube*, Fluida Dingin

Pre *Heat*

- Menentukan faktor friksi (f)

$f_s = 0{,}001$ | $f_t = 0{,}0004$

- Menghitung *Pressure Drop*

Rumus baku *Shell*: $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$

Rumus baku *Tube*: $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi_t}$

$\Delta P_s = 0{,}05$ psi | $\Delta P_t = 0{,}005$ psi

Vaporasi

- Menentukan faktor friksi (f)

$f_s = 0{,}001$ | $f_t = 0{,}0005$

- Menghitung *Pressure Drop*

$\Delta P_s = 0{,}55$ psi | $\Delta P_t = 0{,}035$ psi

- *Pressure Drop* Total

Rumus baku: $\Delta P_{total} = \Sigma \Delta P$

$\Delta P_{shell} = 0{,}60$ psi | $\Delta P_{tube} = 0{,}04$ psi

Nama : *Vaporizer* oksigen

Kode : V-01

Fungsi : Mengubah fase oksigen cair menjadi uap

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 grade 304

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 1,44 ft

Baffle space = 17,25 in

Jumlah silangan = 14

Tube

Pass = 2

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 20 ft

Jumlah = 196

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 96,0 Btu/jam.ft².°F

UD = 57,63 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0069 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,66 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,13 psi

Pressure Drop yang diijinkan = diabaikan

Nama : *Vaporizer* etilen

Kode : V-02

Fungsi : Mengubah fase etilen cair menjadi uap

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 grade 304

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 2,92 ft

Baffle space = 35,0 in

Jumlah silangan = 7

Tube

Pass = 2

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 20 ft

Jumlah = 856

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 105,1 Btu/jam.ft².°F

UD = 49,31 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0107 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 1,35 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,15 psi

Pressure Drop yang diijinkan = diabaikan

Nama : *Vaporizer* metana

Kode : V-03

Fungsi : Mengubah fase metana cair menjadi uap

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 grade 304

Spesifikasi

Shell

Pass = 1

Diameter = 0,67 ft

Baffle space = 8,0 in

Jumlah silangan = 30

Tube

Pass = 2

BWG No. = 14

Inside Diameter = 0,584 in

Outside Diameter = 0,75 in

Panjang = 20 ft

Jumlah = 37

Lay out = Lay out triangular

Koefisien perpindahan panas

Uc = 25,57 Btu/jam.ft².°F

UD = 11,51 Btu/jam.ft².°F

Faktor kekotoran

RD Minimum = 0,001 Jam.ft².°F/Btu

RD Perhitungan = 0,0477 Jam.ft².°F/Btu

Pressure Drop

Shell

Pressure Drop perancangan = 0,60 psi

Pressure Drop yang diijinkan = 5,00 psi

Tube

Pressure Drop perancangan = 0,04 psi

Pressure Drop yang diijinkan = diabaikan

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-01)

Fungsi: Menaikkan suhu gas oksigen dari 128,2 K menjadi 313 K.

Kode: HE-01

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

Dari neraca massa dan neraca panas dapat diketahui:

- **Fluida panas (Pemanas Nitrogen Gas)**
  - Laju alir (W) = 1.505.144,4 lb/jam
  - Tekanan operasi = 1 atm
  - Suhu masuk (T_1) = 140,0 °F
  - Suhu keluar (T_2) = 68,0 °F
- **Fluida dingin (Gas Oksigen + Nitrogen)**
  - Laju alir (w) = 67.723,8 lb/jam
  - Tekanan operasi = 1 atm
  - Suhu masuk (t_1) = -228,9 °F
  - Suhu keluar (t_2) = 104,0 °F
- **Panas yang dipindahkan (Q_{beban})** = 25.683.785,3 Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
140,0	Temperatur tinggi	104,0	36,0 (Δt_2)

68,0	Temperatur rendah	-228,9	296,9 (Δt_1)
72,0		332,9	-260,9

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{296{,}9 - 36{,}0}{\ln\left(\frac{296{,}9}{36{,}0}\right)} = 123{,}6\ ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{140{,}0 - 68{,}0}{104{,}0 - (-228{,}9)} = 0{,}216$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{104{,}0 - (-228{,}9)}{140{,}0 - (-228{,}9)} = 0{,}902$$

Dari figure 18 Kern, diperoleh faktor koreksi $F_t = 0{,}955$.

$$\Delta T = LMTD \times F_t = 123{,}6 \times 0{,}955 = 118{,}0\ ^\circ\text{F}$$

b. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Rancangan (UD)

Dari tabel 8 Kern untuk gas-gas, asumsi diambil nilai $U_D = 55$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung Luas Permukaan (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{25.683.785{,}3}{55 \times 118{,}0} = 3.957{,}4\ \text{ft}^2$$

Karena luas permukaan > 200 ft², maka digunakan *Heat Exchanger* jenis *Shell and Tube*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

Dalam perancangan digunakan:

- *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304.
- *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L (panjang *Tube*) = 16 ft

***SHELL* (NITROGEN)**	***TUBE* (OKSIGEN)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 68 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 14 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Flow area per *Tube* (a'_t) = 0,302 in²

***PITCH* = 1 IN TRIANGULAR *PITCH* (P_T)**	Outside Surface/lin ft (a'') = 0,1963 ft²/ft
CLEARANCE (C') = 0,25 IN	Jumlah *Tube* (N_t) = 3800, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c

$$T_c = \frac{140{,}0 + 68{,}0}{2} = 104{,}0\ ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{-228{,}9 + 104{,}0}{2} = -62{,}4\ ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS (NITROGEN)**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN (OKSIGEN)**
MENGHITUNG FLOW AREA *SHELL* (a_s)	**Menghitung flow area *Tube* (a_t)**
$\boldsymbol{a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T} = \frac{68 \times 0{,}25 \times 14}{144 \times 1{,}0} = 1{,}652\ \text{FT}^2}$	$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n} = \frac{3800 \times 0{,}302}{144 \times 2} = 3{,}984\ \text{ft}^2$
MENGHITUNG KECEPATAN MASSA (G_s)	**Menghitung kecepatan massa (G_t)**
$\boldsymbol{G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{1.505.144{,}4}{1{,}652} = 911.104{,}3\ \text{LB/JAM.FT}^2}$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{67.723{,}8}{3{,}984} = 16.998{,}9\ \text{lb/jam.ft}^2$
MENGHITUNG BILANGAN REYNOLD (Re_s)	**Menghitung bilangan Reynold (Re_t)**
μ PADA 104 °F = 0,045 LB/(FT.JAM)	μ pada -62,4 °F = 0,035 lb/(ft.jam)
$\boldsymbol{D_e = 0{,}0608\ \text{FT}}$	$D = \frac{0{,}62}{12} = 0{,}0516\ \text{ft}$
$\boldsymbol{Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} = 1.231.000}$	$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu} = 25.061$
MENENTUKAN j_H (FIG 28 KERN) = 180	**Menentukan** j_H (Fig 24 Kern) = 200

MENGHITUNG BILANGAN PRANDTL (Pr)	**Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)**
$\boldsymbol{Cp = 0,248}$ **BTU/(LB.˚F),** $\boldsymbol{k = 0,016}$	$Cp = 0{,}219$ Btu/(lb.˚F), $k = 0{,}013$
$\boldsymbol{Pr = \frac{Cp \times \mu}{k} = 0,697}$	$Pr = \frac{Cp \times \mu}{k} = 0{,}589$
MENGHITUNG $\boldsymbol{h_o}$	**Menghitung** h_i **&** h_{io}
$\boldsymbol{h_o = j_H \frac{k}{D_e}(Pr_s)^{1/3}}$ $\boldsymbol{= 42,0}$ **BTU/JAM.FT**^{2}**.˚F**	$h_i = 42{,}2$ Btu/jam.ft^2.˚F $\rightarrow h_{io}$ $= 42{,}2 \times \frac{0{,}62}{0{,}75}$ $= 34{,}88$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung UC:

$$UC = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{34{,}88 \times 42{,}0}{34{,}88 + 42{,}0} = 19{,}05 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$$

d. Menghitung Total Luas Permukaan Aktual (A_{aktual}):

$$A_{aktual} = N_t \times L \times a'' = 3800 \times 16 \times 0{,}1963 = 11.935{,}0 \text{ ft}^2$$

e. Menghitung *Design Overall Coefficient* (UD) Aktual:

$$UD = \frac{Q}{A_{aktual} \times \Delta T} = \frac{25.683.785{,}3}{11.935{,}0 \times 118{,}0} = 18{,}24 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$$

f. Menghitung Rd Aktual:

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \times UD} = \frac{19{,}05 - 18{,}24}{19{,}05 \times 18{,}24} = 0{,}0023 \text{ Jam.ft}^2\text{.˚F/Btu}$$

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
UNTUK $\boldsymbol{Re_s = 1.231.000 \rightarrow f_s = 0,0012}$	Untuk $Re_t = 25.061 \rightarrow f_t = 0{,}00021$
$\boldsymbol{s \approx 0,0015, N + 1 = 12 \times \frac{16}{14} = 13}$	$s \approx 0{,}0030$
$\boldsymbol{\Delta P_s = \frac{f_s G_s^2 ID_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s} = 1,51}$ **PSI**	$\Delta P_t = \frac{f_t G_t^2 Ln}{5{,}22 \times 10^{10} Ds} = 0{,}18$ psi
	$\Delta P_r \approx 0{,}02$ psi $\rightarrow$ Total ΔP_T $= 0{,}20$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	*Oxygen Heater Heat Exchanger*
KODE	HE-01
FUNGSI	Menaikkan suhu gas oksigen dari 128,2 K menjadi 313 K
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 68 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 14 IN**	Jumlah *Tube*: 3800
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	19,05 (Btu/jam.ft².°F)
UD	18,24 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	11.935,0 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	25.683.785,3 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0020 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0023 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	1,51 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,20 psi (Diijinkan 2,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-02)

Fungsi: Menaikkan suhu Etilen dari 235,3 K menjadi 313 K.

Kode: HE-02

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (Pemanas Nitrogen Gas):** $W = 860.231{,}5$ lb/jam, $T_1 = 140{,}0$ ˚F, $T_2 = 68{,}0$ ˚F
- **Fluida dingin (Etilen):** $w = 51.839{,}5$ lb/jam, $t_1 = -36{,}1$ ˚F, $t_2 = 104{,}0$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 14.679.000{,}0$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
140,0	Temperatur tinggi	104,0	36,0 (Δt_2)
68,0	Temperatur rendah	-36,1	104,1 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = \frac{104,1 - 36,0}{\ln(104,1/36,0)} = 64,15\ ^\circ\mathrm{F}}$			
$\boldsymbol{R = 0,514, S = 0,795 \rightarrow F_t = 0,955}$			
$\boldsymbol{\Delta T = 64,15 \times 0,955 = 61,26\ ^\circ\mathrm{F}}$			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 50$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = \frac{14.679.000,0}{50 \times 61,26} = 4.792,4$ ft^2 → *Shell and Tube*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304.
- *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (NITROGEN)**	***TUBE* (ETILEN)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 74 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 15 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Flow area per *Tube* (a'_t) = 0,302 in²
***PITCH* = 1 IN TRIANGULAR *PITCH* (P_T)**	Jumlah *Tube* (N_t) = 4400, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 104,0$ °F, $t_c = 33,9$ °F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS (NITROGEN)**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN (ETILEN)**
$a_s = \frac{74 \times 0,25 \times 15}{144 \times 1,0} = 1,927$ FT^2	$a_t = \frac{4400 \times 0,302}{144 \times 2} = 4,614$ ft^2
$G_s = \frac{860.231,5}{1,927} = 446.409$ LB/JAM.FT^2	$G_t = \frac{51.839,5}{4,614} = 11.235$ lb/jam.ft^2
$Re_s = 603.250$	$Re_t = 23.189$
$j_H = 180, Pr = 0,697$	$j_H = 200, Pr = 0,818$
$h_o = 42,0$ BTU/JAM.FT^2.°F	$h_i = 39,8 \rightarrow h_{io} = 32,9$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung UC: $UC = \frac{32,9 \times 42,0}{32,9 + 42,0} = 18,44$ Btu/jam.ft^2.°F

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 4400 \times 16 \times 0{,}1963 = 13.819{,}5$ ft^2

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{14.679.000{,}0}{13.819{,}5 \times 61{,}26} = 17{,}34$ Btu/jam.ft^2.°F

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{18{,}44 - 17{,}34}{18{,}44 \times 17{,}34} = 0{,}0034$ Jam.ft^2.°F/Btu

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{f_s \approx 0,0012, s \approx 0,0015}$	$f_t \approx 0{,}00021, s \approx 0{,}0028$
$\boldsymbol{\Delta P_s = 1,28}$ **PSI**	$\Delta P_t = 0{,}11$ psi $\rightarrow \Delta P_T = 0{,}14$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	**DETAIL**
NAMA	*Ethylene Heater Heat Exchanger*
KODE	HE-02
FUNGSI	Menaikkan suhu Etilen dari 235,3 K menjadi 313 K
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 74 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 15 IN**	Jumlah *Tube*: 4400
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	18,44 (Btu/jam.ft².°F)
UD	17,34 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	13.819,5 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	14.679.000,0 Btu/jam

FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0020 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0034 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	1,28 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,14 psi (Diijinkan 2,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-03)

Fungsi: Menaikkan suhu *Feed* mix dari 313 K menjadi 515,2 K dan mendinginkan keluaran reaktor.

Kode: HE-03

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (Produk Reaktor):** $W = 213.800{,}5$ lb/jam, $T_1 = 488{,}6$ ˚F, $T_2 = 383{,}8$ ˚F
- **Fluida dingin (Etilen *Feed* Mix):** $w = 119.563{,}2$ lb/jam, $t_1 = 104{,}0$ ˚F, $t_2 = 468{,}0$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 14.200.263{,}8$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
488,6	Temperatur tinggi	468,0	20,6 (Δt_2)
383,8	Temperatur rendah	104,0	279,8 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = 99{,}4\ ^\circ\text{F} \quad ; \quad F_t = 0{,}955 \rightarrow \Delta T = 94{,}9\ ^\circ\text{F}}$			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 55$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 2.720{,}6$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube* & *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (PRODUK REAKTOR)**	***TUBE* (ETILEN *FEED* MIX)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 50 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 10 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 2000, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 436{,}2$ ˚F, $t_c = 286{,}0$ ˚F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{a_s = \frac{50 \times 0{,}25 \times 10}{144 \times 1{,}0} = 0{,}868\ \text{FT}^2}$	$a_t = \frac{2000 \times 0{,}302}{144 \times 2} = 2{,}097\ \text{ft}^2$
$\boldsymbol{G_s = \frac{213.800{,}5}{0{,}868} = 246.313\ \text{LB/JAM.FT}^2}$	$G_t = \frac{119.563{,}2}{2{,}097} = 57.016\ \text{lb/jam.ft}^2$
$\boldsymbol{Re_s = 356.500}$	$Re_t = 77.400$
$\boldsymbol{j_H = 110, Pr = 0{,}78}$	$j_H = 250, Pr = 0{,}81$
$\boldsymbol{h_o = 36{,}6\ \text{BTU/JAM.FT}^2\text{.˚F}}$	$h_i = 90{,}3 \rightarrow h_{io} = 74{,}6\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

c. Menghitung UC: $UC = \frac{74{,}6 \times 36{,}6}{74{,}6 + 36{,}6} = 24{,}55\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 2000 \times 16 \times 0{,}1963 = 6.281{,}6\ \text{ft}^2$

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{14.200.263{,}8}{6.281{,}6 \times 94{,}9} = 23{,}82\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{24{,}55 - 23{,}82}{24{,}55 \times 23{,}82} = 0{,}0012\ \text{Jam.ft}^2\text{.˚F/Btu}$

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{\Delta P_s = 0{,}55\ \text{PSI}}$	$\Delta P_T = 0{,}38\ \text{psi}$

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	*Feed*-Product *Heat Exchanger*
KODE	HE-03
FUNGSI	Menaikkan suhu *Feed* mix dari 313 K menjadi 515,2 K dan mendinginkan keluaran reaktor
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Carbon Steel SA-285 Grade C
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 50 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 10 IN**	Jumlah *Tube*: 2000
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	24,55 (Btu/jam.ft².°F)
UD	23,82 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	6.281,6 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	14.200.263,8 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0010 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0012 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	0,55 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,38 psi (Diijinkan 2,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-04)

Fungsi: Menaikkan suhu metana dari 160,1 K menjadi 313 K.

Kode: HE-04

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (Nitrogen):** $W = 13.575{,}7$ lb/jam, $T_1 = 140{,}0$ ˚F, $T_2 = 68{,}0$ ˚F
- **Fluida dingin (Metana):** $w = 856{,}0$ lb/jam, $t_1 = -171{,}5$ ˚F, $t_2 = 104{,}0$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 231.656{,}2$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
140,0	Temperatur tinggi	104,0	36,0 (Δt_2)
68,0	Temperatur rendah	-171,5	239,5 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = 107,3\ ^\circ F \quad ; \quad F_t = 0,955 \rightarrow \Delta T = 102,5\ ^\circ F}$			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 55$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 41{,}10$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304.

- *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (NITROGEN)**	***TUBE* (METANA)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 10 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 3 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 50, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 104{,}0$ ˚F, $t_c = -33{,}75$ ˚F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{a_s = \frac{10 \times 0{,}25 \times 3}{144 \times 1{,}0} = 0{,}052\ \text{FT}^2}$	$a_t = \frac{50 \times 0{,}302}{144 \times 2} = 0{,}0524\ \text{ft}^2$
$\boldsymbol{G_s = \frac{13.575{,}7}{0{,}052} = 261.071\ \text{LB/JAM.FT}^2}$	$G_t = \frac{856{,}0}{0{,}0524} = 16.335\ \text{lb/jam.ft}^2$
$\boldsymbol{Re_s \rightarrow j_H = 110}$	$Re_t \rightarrow j_H = 150$
$\boldsymbol{h_o = 25{,}6\ \text{BTU/JAM.FT}^2\text{.˚F}}$	$h_i = 46{,}6 \rightarrow h_{io} = 38{,}5\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

c. Menghitung UC: $UC = \frac{38{,}5 \times 25{,}6}{38{,}5 + 25{,}6} = 15{,}38\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 50 \times 16 \times 0{,}1963 = 157{,}04\ \text{ft}^2$

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{231.656{,}2}{157{,}04 \times 102{,}5} = 14{,}39\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{15{,}38 - 14{,}39}{15{,}38 \times 14{,}39} = 0{,}0044\ \text{Jam.ft}^2\text{.˚F/Btu}$

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{\Delta P_s = 0{,}45\ \text{PSI}}$	$\Delta P_T = 0{,}09\ \text{psi}$

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	Methane *Heater Heat Exchanger*
KODE	HE-04
FUNGSI	Menaikkan suhu metana dari 160,1 K menjadi 313 K
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 10 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 3 IN**	Jumlah *Tube*: 50
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	15,38 (Btu/jam.ft².°F)
UD	14,39 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	157,04 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	231.656,2 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0020 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0044 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	0,45 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,09 psi (Diijinkan 2,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-05)

Fungsi: Mendinginkan produk reaktor sebelum masuk ke *Water Absorber*.

Kode: HE-05

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (Produk Reaktor):** $W = 213.802{,}6$ lb/jam, $T_1 = 383{,}8$ ˚F, $T_2 = 103{,}7$ ˚F
- **Fluida dingin (Air Pendingin):** $w = 1.183.637{,}4$ lb/jam, $t_1 = 86{,}0$ ˚F, $t_2 = 113{,}0$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 31.906.338{,}0$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
383,8	Temperatur tinggi	113,0	270,8 (Δt_2)
103,7	Temperatur rendah	86,0	17,7 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = 92{,}8\ ^\circ\mathrm{F}\ ;\ F_t = 0{,}955 \rightarrow \Delta T = 88{,}7\ ^\circ\mathrm{F}}$			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 60$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 5.995{,}1$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube*: Admiralty Brass.

- *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (GAS REAKTOR)**	***TUBE* (AIR PENDINGIN)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 63 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 13 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 3200, *Passes* (n) = 4

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 243{,}75$ °F, $t_c = 99{,}5$ °F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$a_s = \frac{63 \times 0{,}25 \times 13}{144 \times 1{,}0} = 1{,}42$ FT^2	$a_t = \frac{3200 \times 0{,}302}{144 \times 4} = 1{,}677$ ft^2
$G_s = \frac{213.802{,}6}{1{,}42} = 150.565$ LB/JAM.FT^2	$G_t = \frac{1.183.637{,}4}{1{,}677} = 705.806$ lb/jam.ft^2
$h_o = 41{,}3$ BTU/JAM.FT^2.°F	Kecepatan $V_t = 3{,}16$ fps → $h_i \approx 850$ → $h_{io} = 702{,}6$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung UC: $UC = \frac{702{,}6 \times 41{,}3}{702{,}6 + 41{,}3} = 39{,}00$ Btu/jam.ft^2.°F

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 3200 \times 16 \times 0{,}1963 = 10.050{,}6$ ft^2

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{31.906.338{,}0}{10.050{,}6 \times 88{,}7} = 35{,}79$ Btu/jam.ft^2.°F

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{39{,}00 - 35{,}79}{39{,}00 \times 35{,}79} = 0{,}0023$ Jam.ft^2.°F/Btu

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\Delta P_s = 0{,}22$ PSI	$\Delta P_T = 1{,}16$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	*Water Absorber* Inlet *Cooler*
KODE	HE-05
FUNGSI	Mendinginkan produk reaktor sebelum masuk ke *Water Absorber*
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Admiralty Brass
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 63 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 13 IN**	Jumlah *Tube*: 3200
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 4, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	39,00 (Btu/jam.ft².°F)
UD	35,79 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	10.050,6 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	31.906.338,0 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0020 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0023 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	0,22 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	1,16 psi (Diijinkan 10,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-06)

Fungsi: Menaikkan suhu gas keluaran kompresor sebagai aliran *Recycle* dari 398,3 K hingga 512,2 K.

Kode: HE-06

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (*Steam* Kondensasi Revisi):** $W = 4.201{,}8$ lb/jam, $T_1 = 482{,}0$ ˚F, $T_2 = 318{,}74$ ˚F
- **Fluida dingin (Gas *Recycle*):** $w = 44.767{,}9$ lb/jam, $t_1 = 257{,}27$ ˚F, $t_2 = 462{,}29$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 4.126.985{,}5$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
482,0	Temperatur tinggi	462,29	19,71 (Δt_2)
318,74	Temperatur rendah	257,27	61,47 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = 36,68}$ ˚**F ;** $\boldsymbol{F_t = 0,85 \rightarrow \Delta T = 31,18}$ ˚**F**			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 45$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 2.941{,}3$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube* & *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (*STEAM*)**	***TUBE* (GAS *RECYCLE*)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 35 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 7 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 950, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 400{,}37$ °F, $t_c = 359{,}78$ °F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
ASUMSI KONDENSASI h_o = 1500 BTU/JAM.FT^2.°F	$a_t = \frac{950 \times 0{,}302}{144 \times 2} = 0{,}996$ ft^2
	$G_t = \frac{44.767{,}9}{0{,}996}$ $= 44.947{,}7$ lb/jam.ft^2
	$Re_t = 66.265 \rightarrow j_H = 175$
	$h_i = 61{,}2 \rightarrow h_{io}$ $= 50{,}6$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung UC: $UC = \frac{50{,}6 \times 1500}{50{,}6 + 1500} = 48{,}95$ Btu/jam.ft^2.°F

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 950 \times 16 \times 0{,}1963 = 2.983{,}7$ ft^2

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{4.126.985{,}5}{2.983{,}7 \times 31{,}18} = 44{,}36$ Btu/jam.ft^2.°F

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{48{,}95 - 44{,}36}{48{,}95 \times 44{,}36} = 0{,}0021$ Jam.ft^2.°F/Btu

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\Delta P_s = 0{,}50$ PSI (KONDENSASI *STEAM* DIABAIKAN / SANGAT KECIL)	$\Delta P_T = 0{,}48$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	*Heater Recycle Gas*
KODE	HE-06
FUNGSI	Menaikkan suhu keluaran kompresor sebagai aliran *Recycle*
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Carbon Steel SA-285 Grade C
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 35 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 7 IN**	Jumlah *Tube*: 950
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	48,95 (Btu/jam.ft².°F)
UD	44,36 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	2.983,7 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	4.126.985,5 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0020 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0021 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	0,50 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,48 psi (Diijinkan 2,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-07)

Fungsi: Menurunkan suhu keluaran *Stripper* dari 453 K menjadi 383 K.

Kode: HE-07

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (Lean Benfield):** $T_1 = 355{,}7$ ˚F, $T_2 = 229{,}7$ ˚F
- **Fluida dingin (Air Pendingin):** $w = 1.244.963{,}2$ lb/jam, $t_1 = 86{,}0$ ˚F, $t_2 = 113{,}0$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 33.559.448{,}0$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
355,7	Temperatur tinggi	113,0	242,7 (Δt_2)
229,7	Temperatur rendah	86,0	143,7 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = 188{,}9\ ^\circ F \quad ; \quad F_t = 0{,}955 \rightarrow \Delta T = 180{,}4\ ^\circ F}$			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 85$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 2.188{,}6$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube*: Admiralty Brass.
- *Shell*: Stainless Steel SA-240 Type 304.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (LEAN BENFIELD)**	***TUBE* (AIR PENDINGIN)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 33 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 8 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 850, *Passes* (n) = 4

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 292{,}7$ ˚F, $t_c = 99{,}5$ ˚F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{a_s = \frac{33 \times 0{,}25 \times 8}{144 \times 1{,}0} = 0{,}458\ \text{FT}^2}$	$a_t = \frac{850 \times 0{,}302}{144 \times 4} = 0{,}445\ \text{ft}^2$
$\boldsymbol{G_s = \frac{652.000}{0{,}458}}$ $\boldsymbol{= 1.423.580{,}8\ \text{LB/JAM.FT}^2}$	$G_t = \frac{1.244.963{,}2}{0{,}445}$ $= 2.797.670{,}1\ \text{lb/jam.ft}^2$
$\boldsymbol{Re_s = 180.320 \rightarrow j_H = 150}$	$V_t = 12{,}5$ fps (Air kecepatan tinggi)
$\boldsymbol{h_o = 958{,}5\ \text{BTU/JAM.FT}^2\text{.˚F}}$	$h_i = 1350 \rightarrow h_{io}$ $= 1.116\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

c. Menghitung UC: $UC = \frac{1.116 \times 958{,}5}{1.116 + 958{,}5} = 515{,}60\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 850 \times 16 \times 0{,}1963 = 2.669{,}6\ \text{ft}^2$

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{33.559.448{,}0}{2.669{,}6 \times 180{,}4} = 69{,}68\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.˚F}$

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{515{,}60 - 69{,}68}{515{,}60 \times 69{,}68} = 0{,}0124\ \text{Jam.ft}^2\text{.˚F/Btu}$

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\boldsymbol{\Delta P_s = 5{,}60\ \text{PSI}}$	$\Delta P_T = 6{,}00$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	Lean Benfield *Cooler*
KODE	HE-07
FUNGSI	Menurunkan suhu keluaran *Stripper* dari 453 K menjadi 383 K
BAHAN	*Shell*: Stainless Steel SA-240 Type 304 *Tube*: Admiralty Brass
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 33 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 8 IN**	Jumlah *Tube*: 850
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 4, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	515,60 (Btu/jam.ft².°F)
UD	69,68 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	2.669,6 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	33.559.448,0 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0030 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0124 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	5,60 psi (Diijinkan 10,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	6,00 psi (Diijinkan 10,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-08)

Fungsi: Menaikkan suhu keluaran CO2 *Absorber* menjadi 453 K.

Kode: HE-08

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (*Steam*):** $W = 28.492{,}5$ lb/jam, $T_1 = 482{,}0$ ˚F, $T_2 = 318{,}7$ ˚F
- **Fluida dingin (Larutan):** $w = 387.738{,}9$ lb/jam, $t_1 = 253{,}7$ ˚F, $t_2 = 355{,}7$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 27.985.392{,}9$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
482,0	Temperatur tinggi	355,7	126,3 (Δt_2)
318,7	Temperatur rendah	253,7	65,0 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = 92{,}3\ ^\circ\mathrm{F}\ ;\ F_t = 0{,}85 \rightarrow \Delta T = 78{,}5\ ^\circ\mathrm{F}}$			

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 100$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 3.565{,}0$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304.

- *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (*STEAM*)**	***TUBE* (LARUTAN)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 39 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 8 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 1200, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 318{,}7$ ˚F, $t_c = 304{,}7$ ˚F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
ASUMSI KONDENSASI h_o = 1500 BTU/JAM.FT^2.˚F	$a_t = \frac{1200 \times 0{,}302}{144 \times 2} = 1{,}258$ ft^2
	$G_t = \frac{387.738{,}9}{1{,}258}$ $= 308.218{,}5$ lb/jam.ft^2
	$Re_t = 36.986 \rightarrow j_H = 120$
	$h_i = 936{,}0 \rightarrow h_{io}$ $= 773{,}8$ Btu/jam.ft^2.˚F

c. Menghitung UC: $UC = \frac{773{,}8 \times 1500}{773{,}8 + 1500} = 510{,}40$ Btu/jam.ft^2.˚F

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 1200 \times 16 \times 0{,}1963 = 3.769{,}0$ ft^2

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{27.985.392{,}9}{3.769{,}0 \times 78{,}5} = 94{,}59$ Btu/jam.ft^2.˚F

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{510{,}40 - 94{,}59}{510{,}40 \times 94{,}59} = 0{,}0086$ Jam.ft^2.˚F/Btu

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\Delta P_s = 0{,}40$ PSI (KONDENSASI)	$\Delta P_T = 0{,}40$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	DETAIL
NAMA	CO2 *Absorber* Bottom *Heater*
KODE	HE-08
FUNGSI	Menaikkan suhu keluaran CO2 *Absorber* menjadi 453 K
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Stainless Steel SA-240 Type 304
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 39 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 8 IN**	Jumlah *Tube*: 1200
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	510,40 (Btu/jam.ft².°F)
UD	94,59 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	3.769,0 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	27.985.392,9 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0030 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0086 (Jam.ft².°F/Btu)
PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	0,40 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,40 psi (Diijinkan 10,0 psi)

E. *HEAT EXCHANGER* (HE-09)

Fungsi: Menaikkan suhu produk atas *Water Absorber* sebelum masuk ke CO2 *Absorber*.

Kode: HE-09

Tipe: *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tujuan:

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*.
2. Menentukan bahan konstruksi *Heat Exchanger*.
3. Menentukan spesifikasi *Heat Exchanger*.
4. Menghitung koefisien perpindahan panas.
5. Menghitung *Pressure Drop*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Heat Exchanger*

a. Menghitung Δt

- **Fluida panas (*Steam* Kondensasi Revisi):** $W = 10.295{,}4$ lb/jam, $T_1 = 482{,}0$ ˚F, $T_2 = 318{,}74$ ˚F
- **Fluida dingin (Gas Umpan *Absorber*):** $w = 103.399{,}5$ lb/jam, $t_1 = 85{,}73$ ˚F, $t_2 = 229{,}73$ ˚F
- **Panas dipindahkan:** $Q = 10.112.133{,}5$ Btu/jam

FLUIDA PANAS (°F)		**FLUIDA DINGIN (°F)**	**SELISIH (°F)**
482,0	Temperatur tinggi	229,73	252,27 (Δt_2)
318,74	Temperatur rendah	85,73	233,01 (Δt_1)
$\boldsymbol{LMTD = \frac{252{,}27 - 233{,}01}{\ln(252{,}27/233{,}01)} = 242{,}5\ ^\circ\mathbf{F}}$			
$\boldsymbol{R = 1{,}134 \quad ; \quad S = 0{,}363 \rightarrow F_t = 0{,}90}$			

$\boldsymbol{\Delta T = 242,5 \times 0,90}$ $\boldsymbol{= 218,25\ ^\circ F}$	

b. Menentukan UD: Asumsi $UD = 35$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung Luas Permukaan (A): $A = 1.323,7$ ft^2 → *Shell and Tube*

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heat Exchanger*

- *Tube* & *Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C.

3. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube Heat Exchanger*

L = 16 ft

***SHELL* (*STEAM*)**	***TUBE* (GAS UMPAN)**
***INSIDE DIAMETER* (ID_s) = 25 IN**	*Outside Diameter* (OD) = 0,75 in
***BAFFLE SPACING* (B) = 6 IN**	*Inside Diameter* (ID) = 0,62 in (BWG 16)
***PASSES* (n) = 1**	Jumlah *Tube* (N_t) = 450, *Passes* (n) = 2

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

a. Menghitung T_c dan t_c: $T_c = 400,37$ °F, $t_c = 157,73$ °F

b. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (UC)

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
ASUMSI KONDENSASI h_o = 1500 BTU/JAM.FT^2.°F	$a_t = \frac{450 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,472$ ft^2
	$G_t = \frac{103.399,5}{0,472}$ $= 219.066,7$ lb/jam.ft^2
	$Re_t = 282.596 \rightarrow j_H = 350$
	$h_i = 117,4 \rightarrow h_{io}$ $= 97,0$ Btu/jam.ft^2.°F

c. Menghitung UC: $UC = \frac{97,0 \times 1500}{97,0+1500} = 91,10$ Btu/jam.ft^2.°F

d. Menghitung A_{aktual}: $A_{aktual} = 450 \times 16 \times 0,1963 = 1.413,36$ ft^2

e. Menghitung UD Aktual: $UD = \frac{10.112.133,5}{1.413,36 \times 218,25} = 32,78$ Btu/jam.ft^2.°F

f. Menghitung Rd Aktual: $Rd = \frac{91,10-32,78}{91,10 \times 32,78} = 0,0195$ Jam.ft^2.°F/Btu

5. Menghitung *Pressure Drop*

***SHELL*, FLUIDA PANAS**	***TUBE*, FLUIDA DINGIN**
$\Delta P_s = 0,50$ PSI (KONDENSASI *STEAM*)	$\Delta P_T = 0{,}74$ psi

RANGKUMAN

SPESIFIKASI	**DETAIL**
NAMA	CO2 *Absorber* Inlet *Heater*
KODE	HE-09
FUNGSI	Menaikkan suhu produk atas *Water Absorber* sebelum masuk ke CO2 *Absorber*
BAHAN	*Shell*: Carbon Steel SA-285 Grade C *Tube*: Carbon Steel SA-285 Grade C
JENIS	*Shell and Tube Heat Exchanger*
DIMENSI *SHELL*	**Dimensi *Tube***
***INSIDE DIAMETER*: 25 IN**	*Outside Diameter*: 0,75 in / *Inside Diameter*: 0,62 in
***BAFFLE SPACING*: 6 IN**	Jumlah *Tube*: 450
JUMLAH *PASS*: 1	Jumlah *Pass*: 2, Panjang: 16 ft
KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS	
UC	91,10 (Btu/jam.ft².°F)
UD	32,78 (Btu/jam.ft².°F)
LUAS PERPINDAHAN PANAS	1.413,36 ft²
PANAS YANG DIPINDAHKAN	10.112.133,5 Btu/jam
FAKTOR KEKOTORAN (R_d)	
RD MINIMUM	0,0020 (Jam.ft².°F/Btu)
RD PERHITUNGAN	0,0195 (Jam.ft².°F/Btu)

PRESSURE DROP	
PRESSURE DROP SHELL	0,50 psi (Diijinkan 2,0 psi)
PRESSURE DROP TUBE	0,74 psi (Diijinkan 2,0 psi)

F. KOMPRESOR *RECYCLE*

Kode : K-01

Fungsi : Menaikkan tekanan gas *Recycle* dari 14 atm menjadi 16 atm sebelum masuk reaktor.

Tujuan :

1. Menentukan tipe kompresor
2. Menentukan bahan kontruksi kompresor
3. Menghitung tenaga aktual kompresor

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Kompresor

Dipilih kompresor jenis sentrifugal dengan pertimbangan:

a. Efisiensi tinggi

b. Biaya perawatan rendah

c. Konstruksi sederhana

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Low Alloy Steel SA 353* karena:

a. Bahan tahan panas (s.d 650 °F) serta tahan korosi.

b. Memiliki tekanan maksimum yang besar (s.d 22500 psi).

3. Menghitung Kebutuhan Tenaga Kompresor

a. Menghitung Suhu Keluar Kompresor (T2)

- **Rasio kompresi (Rc)**

$$Rc = \frac{P_2}{P_1}$$

$$Rc = \frac{16}{14} = 1{,}14$$

Karena $1{,}14 < 4$ maka dipilih *single stage* (Ludwig, vol.3, Compression Equipment).

- **Menghitung kecepatan volumetrik gas masuk kompresor (V)**

KOMPONEN	KMOL	YI	TC	PC	TR	PR	Ω	B°

ETILEN	90,01	0,078	282,36	50,50	1,356	0,277	0,086	-0,176
OKSIGEN	102,67	0,089	154,58	50,14	2,478	0,279	0,021	-0,016
ETILEN OKSIDA	2,04	0,002	469,15	71,00	0,816	0,197	0,157	-0,501
AIR	0,00	0,000	647,13	218,19	0,592	0,064	0,348	-0,894
NITROGEN	155,29	0,135	126,10	33,50	3,037	0,418	0,038	0,012
ETANA	2,71	0,002	305,42	48,28	1,254	0,290	0,910	-0,211
METANA	795,59	0,690	190,58	45,80	2,010	0,306	0,007	-0,055
HIDROGEN	3,93	0,003	33,18	12,83	11,543	1,091	0,000	0,075
KARBONDIOKSIDA	0,51	0,000	304,19	72,84	1,259	0,192	0,225	-0,209
TOTAL	**1152,75**	**1,000**	-	-	-	-	**0,021**	**-0,050**

KOMPONEN	**B[1]**	**BPC/RTC**	**Z**	**V**	**CP I**	**YI × CPI**
ETILEN	0,091	-0,168	0,966	195.099,91	50,86	3,97
OKSIGEN	0,135	-0,013	0,999	230.116,92	30,06	2,68
ETILEN OKSIDA	-0,264	-0,542	0,869	3.977,97	59,06	0,10

AIR	-1,418	-1,387	0,850	0,00	34,17	0,00
NITROGEN	0,137	0,017	1,002	349.385,78	29,23	3,94
ETANA	0,073	-0,145	0,967	5.881,59	63,01	0,15
METANA	0,130	-0,054	0,992	1.771.088,77	40,03	27,63
HIDROGEN	0,139	0,075	1,007	8.883,26	29,08	0,10
KARBONDIOKSIDA	0,074	-0,192	0,971	1.108,63	186,85	0,08
TOTAL	**0,131**	**-0,007**	**0,993**	**2.565.542,83**	**522,35**	**38,60**

$$V = 2.565.542.834 \text{ cm}^3\text{/jam} = 0{,}71 \text{ m}^3\text{/det}$$

Dari Fig 3-6 Coulson diperoleh nilai efisiensi politropik (EP) = 74 %

Cp campuran = 38,60 kJ/kmol K

$$Y = \frac{Cp}{Cp - 8{,}314} = 1{,}27$$

(Sesuai data *Y* operasional = 1,30)

$$M = \frac{Y - 1}{Y \times EP} = 0{,}29$$

$$n = \frac{1}{1 - M} = 1{,}41$$

$$Tout = Tin \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^M = 383 \times \left(\frac{16}{14}\right)^{0{,}29} = 398{,}3 \text{ K} = 125{,}3 \text{ °C}$$

b. Menghitung Z *Input* (Z1)

KOMPONEN	YI	TC	PC	YI × TCI	YI × PCI	Ω	YI.Ω
ETILEN	0,078	282,36	50,50	22,05	3,94	0,086	0,0067
OKSIGEN	0,089	154,58	50,14	13,77	4,47	0,021	0,0019

ETILEN OKSIDA	0,002	469,15	71,00	0,84	0,13	0,157	0,0003
AIR	0,000	647,13	218,19	0,00	0,00	0,348	0,0000
NITROGEN	0,135	126,10	33,50	16,99	4,51	0,038	0,0051
ETANA	0,002	305,42	48,28	0,73	0,12	0,910	0,0022
METANA	0,690	190,58	45,80	131,54	31,61	0,007	0,0048
HIDROGEN	0,003	33,18	12,83	0,11	0,04	0,000	0,0000
KARBONDIOKSIDA	0,000	304,19	72,84	0,12	0,03	0,225	0,0001
TOTAL	**1,000**			**186,16**	**44,85**		**0,0211**

$$Pr = \frac{P}{Pc} = \frac{14}{44{,}85} = 0{,}312$$

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{383}{186{,}16} = 2{,}057$$

$$B^0 = 0{,}083 - \frac{0{,}422}{Tr^{1{,}6}} = -0{,}050$$

$$B^1 = 0{,}139 - \frac{0{,}172}{Tr^{4{,}2}} = 0{,}131$$

$$\frac{BPc}{RTc} = \frac{Pr}{Tr} \times (B^0 + \omega B^1) = -0{,}007$$

$$Z1 = 1 + \frac{BPc}{RTc} = 0{,}993$$

c. Menghitung Z *Output* (Z2)

$$Tr = \frac{T_2}{Tc} = \frac{398{,}3}{186{,}16} = 2{,}140$$

$$Pr = \frac{P_2}{Pc} = \frac{16}{44{,}85} = 0{,}357$$

Titik (Pr,Tr) berada di atas grafik (Smith Van Ness, fig. 3-14). Perhitungan harga Z dilakukan secara matematis:

$$B^0 = 0{,}083 - \frac{0{,}422}{Tr^{1{,}6}} = -0{,}042$$

$$B^1 = 0{,}139 - \frac{0{,}172}{Tr^{4{,}2}} = 0{,}132$$

$$\frac{BPc}{RTc} = \frac{Pr}{Tr} \times (B^0 + \omega B^1) = -0{,}0065$$

$$Z2 = 1 + \frac{BPc}{RTc} = 0{,}994$$

$$Z_{avg} = \frac{Z1 + Z2}{2} = 0{,}9935 \approx 0{,}99$$

d. Menghitung Kerja Politropik

$$W = \frac{Z_{avg} \cdot R \cdot T_1}{M}\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^M - 1\right]$$

$$W = \frac{0{,}9935 \cdot 8{,}314 \cdot 383}{0{,}29}\left[\left(\frac{16}{14}\right)^{0{,}29} - 1\right] = 429{,}4 \text{ kJ/kmol}$$

e. Menghitung Kerja Aktual

$$W_{aktual} = \frac{W}{EP}$$

$$W_{aktual} = \frac{429{,}4}{0{,}74} = 580{,}3 \text{ kJ/kmol}$$

f. Menghitung Kebutuhan Tenaga Kompresor

$$\text{Tenaga kompresor} = \frac{W_{aktual} \times \text{Molar flow}}{3600}$$

$$\text{Tenaga kompresor} = \frac{580{,}3 \times 1152{,}75}{3600}$$

$$\text{Tenaga kompresor} = 185{,}8 \text{ kW} = 249{,}2 \text{ Hp}$$

RANGKUMAN

NAMA	Kompresor *Recycle*
KODE	K-01
FUNGSI	Menaikkan tekanan gas *Recycle* dari 14 atm menjadi 16 atm
TIPE	Kompresor Sentrifugal Single Stage

BAHAN KONTRUKSI	Low Alloy Steel SA 353
POWER	249,2 HP

Kondisi Operasi

INPUT	***OUTPUT***
TEKANAN : 14,0 ATM	Tekanan : 16,0 atm
SUHU : 110,0 °C	Suhu : 125,3 °C

Nama : Kompresor *Recycle*

Kode : K-01

Fungsi : Menaikkan tekanan gas *Recycle* dari 14 atm menjadi 16 atm sebelum masuk reaktor

Tipe : Kompresor Sentrifugal Single Stage

Bahan Kontruksi : Low Alloy Steel SA 353

Power : 249,2 HP

G. MENARA DISTILASI (D-01)

Fungsi: Memurnikan produk Etilen Oksida yang keluar dari *Water Absorber*.

Tujuan Perancangan:

1. Menentukan tipe kolom distilasi.
2. Menentukan bahan konstruksi kolom.
3. Menghitung jumlah *Plate* kolom.
4. Menghitung dimensi kolom (diameter, tebal *Shell/Head*, tinggi total).

1. Menentukan Tipe Kolom Distilasi

Dipilih kolom distilasi jenis ***Tray Tower*** dengan pertimbangan:

- Perkiraan awal diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif.
- Kapasitas kolom besar.

Jenis *Tray* yang digunakan adalah ***Sieve Tray*** dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairannya besar.
- *Pressure Drop* rendah dan efisiensi tinggi.
- Lebih ringan, murah, dan mudah pembuatannya.
- Mempunyai luas permukaan yang besar untuk terjadinya transfer massa.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom

Dipilih bahan konstruksi **Carbon Steel SA-285 Grade C**, dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable Working stress* yang besar (ketebalan bahan bisa lebih tipis untuk kapasitas yang sama).
- Struktur kuat dan harga relatif murah.

3. Menghitung Jumlah *Plate*

Menggunakan metode grafis **Mc Cabe-Thiele** (campuran biner Etilen Oksida - Air).

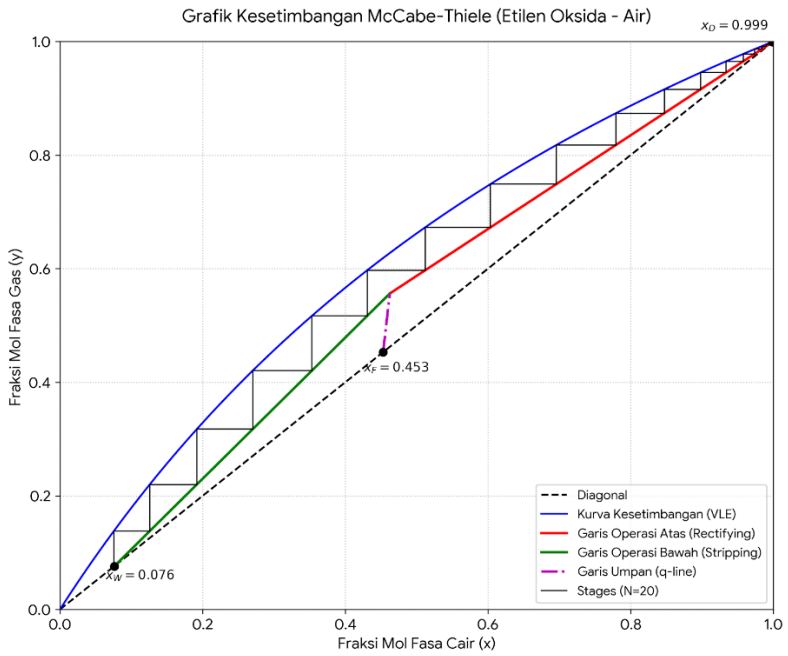
Data Kesetimbangan Etilen Oksida - Air ($P = 5$ atm)

T (K)	P°A (KPA)	P°B (KPA)	XA = (PT-P°B)/(P°A-P°B)	YA = (P°A/PT) · XA
418,1	3270,3	414,7	0,032	0,207

409,5	2812,0	325,5	0,072	0,404
400,9	2402,9	252,4	0,118	0,560
392,3	2039,7	193,3	0,169	0,683
383,7	1718,7	146,0	0,229	0,777
375,1	1436,8	108,7	0,299	0,849
366,5	1190,8	79,6	0,384	0,903
357,9	977,7	57,3	0,488	0,942
349,3	794,5	40,5	0,618	0,969
340,7	638,3	28,1	0,784	0,988
332,1	506,6	19,0	1,000	1,000

a. Langkah Penyelesaian Grafis & *Plate* Ideal

1. Plot kurva kesetimbangan Etilen Oksida-Air.



2. Tentukan posisi komposisi:
   - Umpan (x_F) = **0,453**
   - Destilat (x_D) = **0,999**
   - Residu (x_W) = **0,076**
3. Garis umpan (*q-line*): ditarik dari titik $y = x = 0{,}453$ dengan slope $q/(q-1) = 22{,}7$ (cair dingin).

4. Garis operasi atas: ditarik dari titik $y = x = 0{,}999$ dengan intersep $x_D/(R+1) = 0{,}394$.
5. Jumlah *Plate* ideal dari grafik (N_{ideal}) = **20 buah**.

b. Menghitung Efisiensi *Tray* (E_o) (Korelasi O'Connell)

$$\alpha_D = 30{,}98 \quad ; \quad \alpha_B = 9{,}14 \Longrightarrow \alpha_{avg} = (\alpha_D \times \alpha_B)^{0{,}5} = 16{,}83$$

$$\alpha_{avg} \cdot \mu_{avg} = 16{,}83 \times 0{,}468 = 7{,}88$$

Dari grafik O'Connell (Henley), didapat efisiensi kolom (E_o) = **0,35**.

c. Menghitung Jumlah *Plate* Aktual

$$N_{aktual} = \frac{N_{ideal}}{E_o} = \frac{20}{0{,}35} = \mathbf{57} \text{ buah}$$

4. Menentukan Dimensi Kolom

A. Diameter Seksi Atas Menara ($\boldsymbol{P = 4}$ atm, $\boldsymbol{T = 324{,}3}$ K)

- **Densitas:** $\rho_L = 870$ kg/m^3 ; $\rho_V = 6{,}62$ kg/m^3
- **Laju Alir Massa:** $L_w = 63.563{,}5$ kg/jam ; $V_w = 105.169{,}0$ kg/jam
- **Konstanta *Flooding* (F_{LV}):**

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0{,}5} = 0{,}052 \Longrightarrow \text{Diambil batas minimal } 0{,}1$$

- **Tegangan Permukaan (σ):** 24,03 dyne/cm
- **Kecepatan *Flooding* (V_f):** $C_f = 0{,}094$ m/s $\Longrightarrow V_f'(80\%) = 0{,}85$ m/s
- **Luas Penampang (A_t) & Diameter (D):**

$$A_t = \frac{Q_v/V_f'}{1 - 0{,}08808} = 5{,}69 \text{ m}^2 \Longrightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} = \mathbf{2{,}69} \text{ m (8,8 ft)}$$

B. Diameter Seksi Dasar Menara ($\boldsymbol{P = 4{,}5}$ atm, $\boldsymbol{T = 404{,}5}$ K)

- **Densitas:** $\rho_L = 929$ kg/m^3 ; $\rho_V = 3{,}97$ kg/m^3
- **Laju Alir Massa:** $L'_w = 77.344{,}6$ kg/jam ; $V'_w = 49.936{,}9$ kg/jam
- **Konstanta *Flooding* (F_{LV}):**

$$F_{LV} = \frac{L'_w}{V'_w}\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0{,}5} = 0{,}11$$

- **Tegangan Permukaan (σ):** 47,70 dyne/cm

- **Kecepatan *Flooding* (V_f):** $C_f = 0{,}105$ m/s $\Longrightarrow V_f'(80\%) = 1{,}28$ m/s
- **Luas Penampang (A_t) & Diameter (D):**

$$A_t = \frac{Q_v/V_f'}{1 - 0{,}08808} = 3{,}47 \text{ m}^2 \Longrightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} = \mathbf{2{,}10} \text{ m (6,9 ft)}$$

C. Ketebalan dan Tinggi Kolom

Menggunakan *Allowable Stress* (f) = 25.500 psi, Efisiensi (E) = 0,85, Faktor korosi (C) = 0,125 in.

Rumus dasar tebal *Shell*: $t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C$

BAGIAN KOLOM	TEKANAN (PSI)	DIAMETER (IN)	KETEBALAN HITUNG	KETEBALAN STANDAR
SHELL **PUNCAK**	58,8	105,6	0,268 in	**3/8 inch**
SHELL **DASAR**	66,15	82,8	0,252 in	**3/8 inch**
HEAD **PUNCAK**	58,8	106,35 (OD)	0,380 in	**3/8 inch**
HEAD **DASAR**	66,15	83,55 (OD)	0,350 in	**3/8 inch**

Tinggi Total Menara (H):

$$H = H_{head,atas} + H_{head,bawah} + (N_{aktual} \times \textit{Tray Spacing})$$

$$H = 0{,}52 \text{ m} + 0{,}42 \text{ m} + (57 \times 0{,}61 \text{ m}) = \mathbf{35{,}7} \text{ m}$$

H. KONDENSOR (C-01)

Fungsi: Mengembunkan uap hasil atas Kolom Distilasi (D-01).

Tipe Alat: *Horizontal Condenser - Shell and Tube*.

Bahan Konstruksi: Carbon Steel SA-285 Grade C.

1. Data Operasi & Kondisi Fluida

PARAMETER	FLUIDA PANAS (UAP D-01)	FLUIDA DINGIN (AIR PENDINGIN)
SUHU MASUK (T_{in})	126,1 °F (52,3 °C)	86,0 °F (30,0 °C)
SUHU KELUAR (T_{out})	124,3 °F (51,3 °C)	104,0 °F (40,0 °C)
LAJU ALIR	231.895,0 lb/jam	3.075.760,1 lb/jam
TEKANAN	58,8 psia (4 atm)	32,3 psia (2,2 atm)
BEBAN PANAS (Q)		**55.273.639 Btu/jam**

2. Perhitungan LMTD dan Luas Area

- **Weighted ΔT:** 29,4 °F (Berdasarkan pembagian range entalpi kondensasi multi-komponen).
- **Asumsi U_D:** 115 Btu/jam.ft².°F
- **Luas Permukaan Kebutuhan (A_{req}):**

$$A_{req} = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{55.273.639}{115 \times 29{,}4} = \mathbf{16.348}\ \text{ft}^2$$

3. Spesifikasi Geometri (*Shell* & *Tube*)

Menggunakan *Tube* OD 0,75 inch, 16 BWG, panjang 20 ft, *Pitch* 0,9375 inch Triangular.

KOMPONEN	SPESIFIKASI	KETERANGAN
TUBE	$N_t = \mathbf{4.180}$ *Tube*	Luas Aktual (A_{act}) = **16.410 ft²**
	Pass = 2	$U_{D,aktual}$ = **114,5 Btu/jam.ft².°F**
SHELL	Diameter (D_s) = **66 inch (5,5 ft)**	*Pass* = 1

Baffle Space = 66 inch	Jumlah Silangan = 46

4. Performa Perpindahan Panas & *Pressure Drop*

- **Koefisien Bersih (U_C):** 180,0 Btu/jam.ft².°F
- **Faktor Kekotoran (R_d):**

$$R_d = \frac{U_C - U_{D,aktual}}{U_C \times U_{D,aktual}} = \frac{180{,}0 - 114{,}5}{180{,}0 \times 114{,}5} = \mathbf{0{,}0031}\ \text{jam.ft}^{\mathbf{2}}\text{.°F/Btu}$$

(Standar minimum: 0,002)

- ***Pressure Drop*:**
  - ΔP *Shell* = **1,8 psi** (Batas izin: 5,0 psi) $\Longrightarrow$ AMAN
  - ΔP *Tube* = **6,1 psi** (Batas izin: 10,0 psi) $\Longrightarrow$ AMAN

I. *REBOILER* (RB-01)

Fungsi: Menguapkan sebagian hasil bawah Kolom Distilasi (D-01).

Tipe Alat: *Horizontal Kettle Reboiler - Shell and Tube*.

Bahan Konstruksi: Carbon Steel SA-285 Grade C.

1. Data Operasi & Kondisi Fluida

PARAMETER	FLUIDA PANAS (*STEAM*)	FLUIDA DINGIN (CAIRAN D-01)
SUHU MASUK (T_{in})	482,0 °F (250,0 °C)	268,7 °F (131,5 °C)
SUHU KELUAR (T_{out})	318,7 °F (159,3 °C)	295,0 °F (146,1 °C)
LAJU ALIR	66.662,3 lb/jam	64.655,5 lb/jam
TEKANAN	6,0 atm	4,5 atm
BEBAN PANAS (Q)		**65.813.873 Btu/jam**

2. Perhitungan LMTD dan Luas Area

- **LMTD:**

$$LMTD = \frac{187{,}0 - 50{,}0}{\ln(187{,}0/50{,}0)} = 103{,}8\,°\text{F}$$

- **Terkoreksi (Δt):** $F_t = 0{,}9 \Longrightarrow \Delta t = 103{,}8 \times 0{,}9 = \mathbf{93{,}4}\,°\text{F}$
- **Asumsi U_D:** 140 Btu/jam.ft².°F
- **Luas Permukaan Kebutuhan (A_{req}):**

$$A_{req} = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{65.813.873}{140 \times 93{,}4} = \mathbf{5.033{,}1}\ \text{ft}^2$$

3. Spesifikasi Geometri (*Shell* & *Tube*)

Menggunakan *Tube* OD 0,75 inch, 16 BWG, panjang 20 ft, *Pitch* 0,9375 inch Triangular.

KOMPONEN	SPESIFIKASI	KETERANGAN
TUBE	$N_t = \mathbf{1.300}$ *Tube*	Luas Aktual (A_{act}) = **5.103,8 ft²**
	Pass = 2	$U_{D,aktual}$ = **138,0 Btu/jam.ft².°F**

SHELL	Diameter Bundle = **39 inch (3,25 ft)**	*Pass* = 1
	Baffle Space = 39 inch	Jumlah Silangan = 36

4. Performa Perpindahan Panas & *Pressure Drop*

- **Koefisien Bersih (U_C):** 250,0 Btu/jam.ft².°F
- **Faktor Kekotoran (R_d):**

$$R_d = \frac{U_C - U_{D,aktual}}{U_C \times U_{D,aktual}} = \frac{250{,}0 - 138{,}0}{250{,}0 \times 138{,}0} = \mathbf{0{,}0032}\ \text{jam.ft}^{\mathbf{2}}\text{.°F/Btu}$$

(Standar minimum: 0,002)

- ***Pressure Drop*:**
  - ΔP *Shell* = **0,15 psi** (Batas izin: 5,0 psi) ⟹ AMAN
  - ΔP *Tube* = **0,65 psi** (Batas izin: 5,0 psi) ⟹ AMAN

J. AKUMULATOR

Kode : ACC-01

Fungsi : Menampung sementara kondensat cair dari Kondensor (C-01) untuk menjamin kelancaran aliran refluks (Lo) ke menara distilasi dan produk destilat (D).

Tujuan :

1. Menentukan tipe akumulator.
2. Menentukan bahan konstruksi.
3. Menghitung kapasitas dan dimensi utama (diameter dan panjang).
4. Menghitung ketebalan *Shell* dan *Head*.

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Akumulator

Dalam perancangan ini dipilih akumulator tipe ***Horizontal Vessel*** (Tangki Silinder Horizontal).

Pertimbangan:

- Sangat umum dan efektif digunakan sebagai *Reflux Accumulator* untuk memfasilitasi pemisahan uap yang mungkin masih terikut (*Entrainment*) dan mempermudah kontrol level cairan (Liquid Level Control).
- Tekanan operasi relatif menengah (4 atm).

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi diseragamkan dengan menara dan alat penukar panas untuk menekan biaya manufaktur, yaitu menggunakan **Carbon Steel SA-285 Grade C**.

Spesifikasi material (sesuai data referensi sebelumnya):

- *Allowable Stress* (f) = 25.500 psi
- Efisiensi pengelasan (E) = 0,85 (Double welded *butt* joint)
- Faktor korosi (C) = 0,125 inch

3. Menghitung Kapasitas dan Dimensi Utama

Kondensat keluar dari kondensor pada suhu 51,3 °C (324,3 K) dan tekanan 4 atm. Berdasarkan neraca massa puncak menara:

- Laju alir molar uap masuk kondensor (V) = 2.389,12 kmol/jam

- Keseluruhan uap terkondensasi menjadi cairan, sehingga laju alir kondensat masuk akumulator setara dengan V.
- Laju alir massa kondensat (W) = 105.185,76 kg/jam
- Densitas campuran cair (ρ_L) = 870 kg/m³

a. Menghitung Laju Alir Volumetrik (Q_v)

$$Q_v = \frac{W}{\rho_L} = \frac{105.185{,}76 \text{ kg/jam}}{870 \text{ kg/m}^3} = 120{,}90 \text{ m}^3/\text{jam} = 2{,}015 \text{ m}^3/\text{menit}$$

b. Menghitung Volume Akumulator

Berdasarkan heuristik desain pabrik kimia (Walas, *Chemical Process Equipment*), waktu tinggal (*Residence Time*, τ) cairan dalam akumulator refluks dirancang berkisar antara 5 hingga 15 menit.

Ditetapkan waktu tinggal (τ) = **10 menit**.

- Volume cairan (V_L) = $Q_v \times \tau = 2{,}015 \text{ m}^3/\text{menit} \times 10 \text{ menit} = 20{,}15 \text{ m}^3$

Agar tersedia ruang uap (*vapor space*) yang cukup untuk antisipasi fluktuasi (*surge*), akumulator horizontal umumnya dirancang terisi cairan sebesar 50% dari volume total.

- Volume tangki total (V_{total}) = $\frac{V_L}{0{,}5} = \frac{20{,}15}{0{,}5} = 40{,}30 \text{ m}^3$

c. Menentukan Diameter dan Panjang *Shell*

Standar rasio panjang terhadap diameter (L/D) untuk bejana horizontal berkapasitas sedang-besar adalah 3 hingga 5.

Ditetapkan rasio **L/D = 3**, sehingga $L = 3D$.

Volume *Shell* dirumuskan (mengabaikan volume *Dished Head* untuk keamanan *Safety* margin):

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (3D) = \frac{3\pi}{4} \cdot D^3$$

$$40{,}30 = 2{,}356 \cdot D^3$$

$$D^3 = 17{,}10 \text{ m}^3$$

$$D = 2{,}576 \text{ m} = 8{,}45 \text{ ft}$$

Untuk memudahkan pabrikasi, ukuran diameter distandardisasi menjadi:

- Diameter (D) = **8,5 ft = 102 inch = 2,59 m**
- Panjang *Shell* (L) = 3 × 8,5 ft = **25,5 ft = 306 inch = 7,77 m**

- Cek ulang volume aktual (V_{act}) = $\frac{3,1416}{4} \times (2,59)^2 \times 7,77 = 40,94$ m^3 (Sesuai, > 40,30 m³).

4. Menghitung Ketebalan *Shell* dan *Head*

Tekanan operasi (P_{op}) = 4 atm = 58,8 psi.

Sebagai margin keamanan, Tekanan Desain (P_d) ditetapkan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi.

$P_d = 1,2 \times 58,8$ psi $= 70,56$ psi.

a. Menentukan Tebal *Shell* Akumulator

Jari-jari *Shell* (r) = $D/2 = 102$ inch$/2 = 51$ inch

Persamaan ASME Code:

$$t_s = \frac{P_d \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C$$

$$t_s = \frac{70,56 \cdot 51}{(25.500 \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 70,56)} + 0,125$$

$$t_s = \frac{3598,56}{21675 - 42,33} + 0,125$$

$$t_s = \frac{3598,56}{21632,67} + 0,125 = 0,166 + 0,125 = 0,291 \text{ inch}$$

Maka digunakan pelat standar komersial dengan ketebalan *Shell* = **5/16 inch (0,3125 inch)**.

b. Menentukan Tebal *Head* Akumulator

Dipilih jenis *Torispherical Dished Head* (standar untuk tekanan < 15 bar).

Outside Diameter Shell $(OD)_s = ID + 2(t_s) = 102 + 2(0,3125) =$ 102,625 inch.

Berdasarkan tabel standar Brownell & Young (Tabel 5.7), untuk OD ~102 inch digunakan:

- rc (Radius of dish) = 102 inch
- icr (Inside corner radius) = 6,125 inch

Cek rasio $icr/rc = 6,125/102 = 0,06$ (Memenuhi syarat > 6%).

Mencari faktor intensifikasi tegangan (w):

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right) = 0{,}25 \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{102}{6{,}125}}\right) = 0{,}25 \cdot (3 + 4{,}08) = 1{,}77$$

Persamaan tebal *Head* (t_h):

$$t_h = \frac{P_d \cdot rc \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P_d} + C$$

$$t_h = \frac{70{,}56 \cdot 102 \cdot 1{,}77}{(2 \cdot 25500 \cdot 0{,}85) - (0{,}2 \cdot 70{,}56)} + 0{,}125$$

$$t_h = \frac{12739{,}06}{43350 - 14{,}11} + 0{,}125$$

$$t_h = \frac{12739{,}06}{43335{,}89} + 0{,}125 = 0{,}294 + 0{,}125 = 0{,}419 \text{ inch}$$

Maka digunakan pelat standar komersial dengan ketebalan *Head* = **7/16 inch (0,4375 inch)**.

c. Menghitung Tinggi *Head* Akumulator

Dari Brownell & Young (Tabel 5.6), untuk t_h = 7/16 inch, dipilih panjang straight flange (sf) = 2,5 inch.

- $AB = (ID/2) - icr = (102/2) - 6{,}125 = 44{,}875$ inch
- $BC = rc - icr = 102 - 6{,}125 = 95{,}875$ inch
- $b = rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 102 - \sqrt{95{,}875^2 - 44{,}875^2} = 102 - \sqrt{9192{,}01 - 2013{,}76}$
- $b = 102 - \sqrt{7178{,}25} = 102 - 84{,}72 = 17{,}28$ inch

Tinggi satu *Head* (H_h) = $t_h + b + sf = 0{,}4375 + 17{,}28 + 2{,}5 = 20{,}22$ inch = 0,51 m

d. Menghitung Panjang Total Akumulator

Panjang total tangki (L_{total}) = Panjang *Shell* + (2 × Tinggi *Head*)

$$L_{total} = 7{,}77 \text{ m} + (2 \times 0{,}51 \text{ m}) = 8{,}79 \text{ m}$$

3.10. Akumulator

Nama : Akumulator

Kode : ACC-01

Fungsi : Menampung kondensat cair dari kondensor sebelum di distribusikan sebagai refluks dan produk.

Tipe : Tangki Silinder Horizontal (*Horizontal Vessel*)

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

3.10.1. Spesifikasi Operasi

Waktu Tinggal Cairan = 10 menit

Fraksi Pengisian Tangki = 50%

Tekanan Operasi = 4 atm

Tekanan Desain = 70,56 psi

3.10.2. Dimensi Alat

Diameter Dalam (ID) = 8,5 ft (2,59 m)

Panjang *Shell* (L) = 25,5 ft (7,77 m)

Rasio L/D = 3,0

Panjang Total = 8,79 m

3.10.3. Spesifikasi Ketebalan

Tebal *Shell* = 5/16 inch (0,3125 inch)

Tipe *Head* = *Torispherical Dished Head*

Tebal *Head* = 7/16 inch (0,4375 inch)

Tinggi *Head* = 0,51 m

K. CO2 *STRIPPER* (S-01)

Fungsi: Memisahkan gas CO2 dari larutan *rich benfield*.

Tujuan:

- Menentukan tipe kolom *Stripper*
- Menentukan bahan konstruksi kolom
- Menghitung jumlah *Plate* kolom
- Menghitung dimensi kolom

1. Menentukan Tipe Kolom *Stripper*

Dalam perancangan ini dipilih kolom distilasi jenis *Tray Tower*.

Pertimbangan pemilihan *Tray Tower*:

- Perkiraan awal diameter kolom lebih besar dari 3 ft
- Campuran tidak bersifat korosif (karena menggunakan inhibitor V2O5)
- Kapasitas kolom besar

Pertimbangan penggunaan *Sieve Tray*:

- Kapasitas uap dan cairannya besar
- *Pressure Drop* rendah, efisiensi tinggi
- Lebih ringan, murah, dan mudah pembuatannya
- Mempunyai luas permukaan yang besar untuk terjadinya transfer massa

2. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom

Dipilih bahan konstruksi jenis **Carbon Steel SA-285 Grade C**.

Pertimbangan pemilihan bahan:

- Mempunyai *allowable Working stress* yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis
- Struktur kuat
- Harga relatif murah

3. Menghitung Jumlah *Plate*

Untuk menghitung kebutuhan jumlah *stage* ideal digunakan metode McCabe-Thiele. Hal ini disederhanakan (pendekatan *pseudo-binary*) dikarenakan campuran diwakili oleh dua komponen kunci, yaitu karbon dioksida dan air.

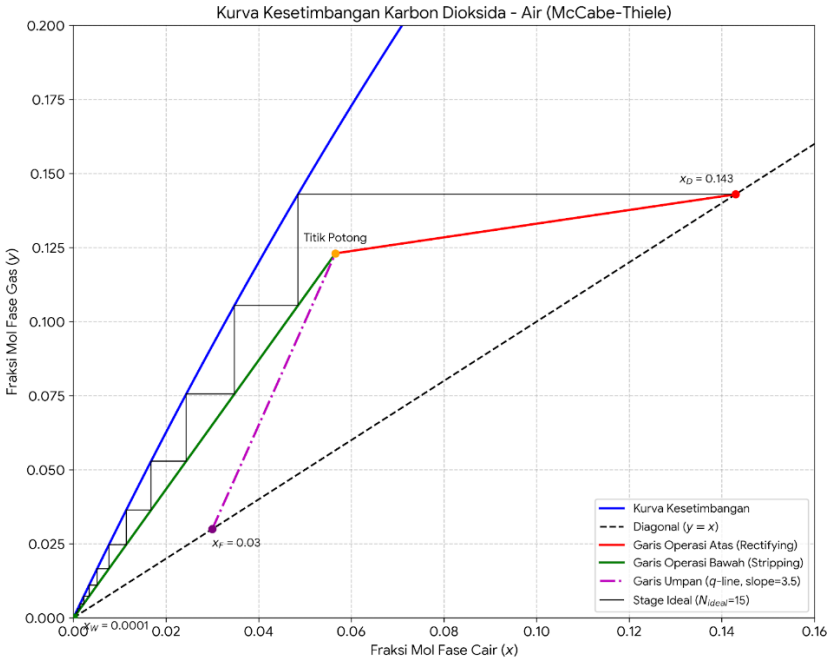
Data Kesetimbangan Karbon Dioksida - Air pada P = 5,25 atm

(Persamaan: $x_A = \frac{P_t - P_B^\circ}{P_A^\circ - P_B^\circ}$ *dan* $y_A = \frac{P_A^\circ}{P_t} x_A$*)*

T (K)	P°A (KPA)	P°B (KPA)	XA	YA
453,0	18500,0	993,0	0,000	0,000
451,5	17950,0	945,0	0,002	0,067
450,0	17400,0	895,0	0,005	0,163
448,5	16850,0	850,0	0,008	0,253
447,0	16300,0	805,0	0,012	0,368
445,5	15750,0	760,0	0,017	0,503
444,0	15200,0	720,0	0,023	0,658
442,5	14650,0	680,0	0,031	0,854
441,0	14100,0	640,0	0,042	0,935
439,4	13550,0	600,0	1,000	1,000

Langkah penyelesaian grafis:

1. Melukis kurva kesetimbangan karbon dioksida - air dari data di atas.



2. Posisi umpan ditentukan oleh komposisinya yaitu xF = 0,030 (terletak pada kurva kesetimbangan).
3. Posisi destilat ditentukan oleh komposisinya yaitu xD = 0,143 (terletak pada garis y = x = 0,143).

4. Posisi residu ditentukan oleh komposisinya yaitu xW = 0,0001 (terletak pada garis y = x = 0,0001).
5. Melukis garis umpan "qf" melalui titik y = x = 0,030 dengan harga *slope* $q/(q-1) = 3{,}5$ (arah kuadran I karena cairan dingin).
6. Melukis garis operasi dari titik y = x = 0,143 dengan intersep $x_D/(R+1) = 0{,}11$.
7. Menghubungkan titik potong antara garis operasi dan garis umpan dengan titik xW = 0,0001.
8. Melukis *stage* ideal dengan menarik garis horizontal memotong kurva kesetimbangan, kemudian ditarik vertikal ke atas memotong garis y = x (dilukis sampai komposisi tepat atau melebihi residu).

a. Menghitung Jumlah *Plate* Ideal

Dari gambar grafis diperoleh jumlah *Plate* ideal (N_ideal) = **15 buah**.

b. Menghitung Efisiensi *Tray* Kolom *Stripper*

Digunakan korelasi O'Connell. Komponen kunci ringan (LK) = Karbon dioksida, Komponen kunci berat (HK) = Air.

Viskositas umpan pada T = 453,0 K *(Sumber: Yaws, tabel 22-1)*

KOMPONEN	KMOL	XI	MI (CP)	MI.XI (CP)
KARBON DIOKSIDA	189,98	0,030	0,02	0,0006
AIR	4159,27	0,650	0,15	0,0975
GARAM BENFIELD	2050,10	0,320	0,50	0,1600
TOTAL	**6399,35**	**1,000**		**0,2581**

Distribusi komposisi puncak menara (T = 439,4 K, P = 5,0 atm)

KOMPONEN	KMOL	YI	PI SAT (KPA)	KI	XI = YI/KI
KARBON DIOKSIDA	524,05	0,143	13550,0	26,75	0,005
AIR	3144,29	0,857	600,0	1,18	0,726
TOTAL	**3668,34**	**1,000**			**1,000**

Distribusi komposisi dasar menara (T = 453,0 K, P = 5,5 atm)

KOMPONEN	KMOL	XI	PI SAT (KPA)	KI	YI = XI*KI

KARBON DIOKSIDA	0,50	0,0001	18500,0	33,19	0,003
AIR	3825,20	0,9999	993,0	1,78	1,779
TOTAL	**3825,70**	**1,000**			**1,000**

Perhitungan Nilai Alpha (α):

$$\alpha_D = \frac{26,75}{1,18} = 22,67$$

$$\alpha_B = \frac{33,19}{1,78} = 18,65$$

$$\alpha_{avg} = \sqrt{22,67 \times 18,65} = 20,56$$

$$\alpha_{avg} \cdot \mu_{avg} = 20,56 \times 0,2581 = 5,30$$

Dari *Fig. 13.5, Henley (Equilibrium-Stage Separation Operation in Chem Eng)*, diperoleh efisiensi kolom: **Eo = 0,40**

c. Menghitung Jumlah *Plate* Aktual

$$N_{aktual} = \frac{15}{0,40} = 37,5 \approx 38 \text{ buah}$$

4. Menentukan Dimensi Kolom

a. Menghitung Diameter Seksi Atas Menara

Densitas Cairan (T = 439,4 K, P = 5,0 atm)

KOMPONEN	XD	BM	P (G/ML)	XD.BM	XD.P
GARAM BENFIELD	0,320	100,11	2,43	32,03	0,77
AIR	0,680	18,02	0,91	12,25	0,62
TOTAL	**1,000**			**44,28**	**1,39**

Densitas cairan (ρ_L) = 1390 kg/m³

Densitas Uap (T = 439,4 K, P = 5,0 atm)

KOMPONEN	YD	PC	TC	PR	TR	Z	P CAMP
KARBON DIOKSIDA	0,143	72,8	304,2	0,069	1,44	0,98	0,87
AIR	0,857	218,2	647,1	0,023	0,68	0,99	2,14

TOTAL	**1,000**	**3,01**

Densitas uap (ρ_V) = 3,01 kg/m³

Laju Alir Volumetrik & Konstanta *Flooding*

- L = 6399,35 kmol/jam
- V = 3668,34 kmol/jam

$$F_{LV} = \frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{6399{,}35}{3668{,}34}\sqrt{\frac{3{,}01}{1390}} = 0{,}087$$

Karena FLV kurang dari 0,1, diambil **FLV = 0,1** *(Ref: Treybal)*.

Dipilih *Tray Spacing* (ts) = 24 in = 0,61 m.

- $\alpha = 0{,}0744(ts) + 0{,}01173 = 0{,}0571$
- $\beta = 0{,}0304(ts) + 0{,}015 = 0{,}0335$

Tegangan Permukaan Campuran

Total tegangan permukaan campuran (σ_{camp}) = 50,65 dyne/cm = 0,05 N/m.

$$C_f = \left[\alpha \log\left(\frac{1}{F_{LV}}\right) + \beta\right]\left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0{,}2} = 0{,}064 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Kecepatan *Flooding* (Vf')

Diambil persentase *Flooding* 80% *(non-foaming liquids)*:

$$V_f{}' = 0{,}064\sqrt{\frac{1390 - 3{,}01}{3{,}01}} = 1{,}37 \text{ m/detik}$$

$$V_{f(aktual)} = 1{,}37 \times 0{,}80 = 1{,}09 \text{ m/detik}$$

Luas Penampang & Diameter Puncak Menara

- Luas aktif (An) = Qv / Vf' = 2,44 / 1,09 = 2,24 m²
- Luas sirkular (At) = 2,24 / (1 - 0,08808) = 2,45 m²

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2{,}45}{3{,}14}} = 1{,}77 \text{ m} = \mathbf{5{,}8\ ft}$$

b. Menghitung Diameter Seksi Dasar Menara

Densitas Cairan dan Uap (T = 453,0 K, P = 5,5 atm)

- Densitas cairan (ρ_L) = 1350 kg/m³

- Densitas uap (ρ_V) = 2,67 kg/m³

Laju Alir Volumetrik & Konstanta *Flooding*

- L' = 12074,65 kmol/jam
- V' = 3144,29 kmol/jam (koreksi ke *actual Steam rate*)

$$F_{LV} = \frac{12074{,}65}{3144{,}29}\sqrt{\frac{2{,}67}{1350}} = 0{,}08$$

Karena FLV kurang dari 0,1, diambil **FLV = 0,1**.

Dengan *Tray Spacing* (ts) = 0,61 m, nilai α dan β sama dengan seksi atas.

Tegangan Permukaan & Kecepatan *Flooding*

Tegangan permukaan (σ_{camp}) = 58,89 dyne/cm = 0,058 N/m.

- Cf = 0,066 m³/detik
- Vf' (teoritis) = 1,48 m/detik
- Vf' (80% aktual) = 1,48 × 0,80 = 1,18 m/detik

Luas Penampang & Diameter Dasar Menara

- Luas aktif (An) = 2,21 / 1,18 = 1,87 m²
- Luas sirkular (At) = 1,87 / (1 - 0,08808) = 2,05 m²

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2{,}05}{3{,}14}} = 1{,}61 \text{ m} = \mathbf{5{,}3\ ft}$$

c. Menentukan Tebal *Shell* Puncak Kolom

- **Bahan:** SA-285 Grade C
- **f:** 25.500 psi
- **E:** 0,85
- **C:** 0,125 in
- **P:** 5,0 atm = 73,5 psi
- **r:** 69,6 in / 2 = 34,8 in

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C = \frac{73{,}5 \times 34{,}8}{25500 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 73{,}5} + 0{,}125 = 0{,}243 \text{ in}$$

Digunakan tebal *Shell* standar: 1/4 in.

d. Menentukan Tebal *Shell* Dasar Kolom

- **P:** 5,5 atm = 80,85 psi
- **r:** 63,6 in / 2 = 31,8 in

$$t_s = \frac{80{,}85 \times 31{,}8}{25500 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 80{,}85} + 0{,}125 = 0{,}244 \text{ in}$$

Digunakan tebal *Shell* standar: 1/4 in.

e. Menentukan Tebal *Head* Puncak Kolom

Dipilih *Torispherical Dished Head*.

- **ODs** = 69,6 + 2(0,25) = 70,1 in
- **icr** = 4,375 in, **rc** = 72

Karena rasio icr/rc lebih besar dari 6%, digunakan faktor intensifikasi stress (w):

$$w = 0{,}25\left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}}\right) = 1{,}76$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C = 0{,}34 \text{ in}$$

Diambil tebal *Head* standar: 3/8 in.

f. Menentukan Tebal *Head* Dasar Kolom

- **ODs** = 63,6 + 2(0,25) = 64,1 in
- **icr** = 4 in, **rc** = 66

Rasio icr/rc lebih besar dari 6%:

$$w = 0{,}25\left(3 + \sqrt{\frac{66}{4}}\right) = 1{,}76$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C = 0{,}34 \text{ in}$$

Diambil tebal *Head* standar: 3/8 in.

g. Menghitung Tinggi *Head* Puncak Kolom

Diambil *straight flange* (sf) = 2,5 in.

- **AB** = (69,6 / 2) - 4,375 = 30,425 in
- **BC** = 72 - 4,375 = 67,625 in

$$b = r_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 72 - \sqrt{67,625^2 - 30,425^2} = 11,6 \text{ in}$$

Tinggi $Head = b + t_h + sf = 11,6 + 0,375 + 2,5 = 14,475 \text{ in} = \mathbf{0,37\ m}$

h. Menghitung Tinggi *Head* Dasar Kolom

Diambil *straight flange* (sf) = 2,5 in.

- **AB** = (63,6 / 2) - 4 = 27,8 in
- **BC** = 66 - 4 = 62 in

$$b = r_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 66 - \sqrt{62^2 - 27,8^2} = 10,6 \text{ in}$$

Tinggi $Head = b + t_h + sf = 10,6 + 0,375 + 2,5 = 13,475 \text{ in} = \mathbf{0,34\ m}$

i. Menghitung Tinggi Menara Total

$$H = \left(t_{h(atas)} + t_{h(bawah)}\right) + (N_{aktual} \times t_s)$$

$$H = (14,475 + 13,475) + (38 \times 24)$$

$$H = 939,95 \text{ in} = \mathbf{23,8\ m}$$

(Catatan: Grafik Kesetimbangan Uap-Cair Karbon Dioksida-Air dan lanjutannya dilampirkan secara terpisah)

RANGKUMAN

PARAMETER	SPESIFIKASI
NAMA	Menara *Stripper*
KODE	S-01
FUNGSI	Memisahkan gas CO2 dari larutan *rich benfield*
TIPE MENARA	*Tray Tower*
TIPE *TRAY*	*Sieve Tray*
BAHAN KONSTRUKSI	Carbon steel SA-285 Grade C
JUMLAH *PLATE*	38 *Plate*
DIAMETER SEKSI ATAS	5,8 ft
DIAMETER SEKSI BAWAH	5,3 ft
TEBAL *SHELL* PUNCAK	0,25 inch
TEBAL *SHELL* DASAR	0,25 inch

TEBAL *HEAD* PUNCAK	0,375 inch
TEBAL *HEAD* DASAR	0,375 inch
TINGGI *HEAD* PUNCAK	0,37 m
TINGGI *HEAD* DASAR	0,34 m
TINGGI MENARA TOTAL	23,8 m

Kondisi Operasi:

POSISI	**TEKANAN**	**SUHU**
KONDISI ATAS KOLOM	5,0 atm	166,4 °C
KONDISI BAWAH KOLOM	5,5 atm	180,0 °C

L. PERANCANGAN TANGKI OKSIGEN (T-01)

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku oksigen cair

Tujuan :

1. Menentukan tipe tangki
2. Menentukan bahan konstruksi tangki
3. Menghitung dimensi utama tangki meliputi volume, tebal *Shell*, tebal *Head*, dan isolasi.

Langkah Perancangan :

1. Menentukan Tipe Tangki

Dalam perancangan ini dipilih tangki bola (*Spherical Tank*) dan dilengkapi dengan isolasi berdasarkan pada pertimbangan :

- **Kondisi operasi tangki**

Tekanan : 1 atm (pompa keluar 16 atm, tangki penyimpanan awal 1 atm)

Suhu : -185 °C (88 K)

Fase : Cair jenuh

- **Kondisi penyimpanan**

Tangki bola adalah geometri paling optimal untuk volume sangat besar. Suhu penyimpanan (-185 °C) berada jauh di bawah suhu lingkungan, sehingga tangki mutlak dilengkapi isolasi dan sistem *reliquefaction* untuk mencegah kehilangan panas (Mc Ketta vol 20 hal 137).

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **9% Nickel Alloy Steel SA 353** dengan pertimbangan :

- Digunakan khusus untuk bahan kriogenik dengan suhu ekstrem (-320 °F s/d 100 °F).
- Bahan sangat tahan korosi dan memiliki batas tekanan/tegangan yang diijinkan sangat baik.

3. Menghitung Dimensi Utama Tangki

a. Menghitung Volume, Diameter dan Tinggi Tangki

- **Menghitung kebutuhan bahan baku oksigen**

Direncanakan tangki digunakan untuk menyimpan oksigen selama 7 hari.

Kebutuhan campuran per jam = (955,76 kmol × 32) + (4,80 kmol × 28) = 30.718,7 kg/jam.

Kebutuhan untuk 7 hari = 30.718,7 × 24 × 7 = **5.160.741,6 kg**

- **Menghitung densitas campuran**

ρ Oksigen = 1,141 gr/cc (99,5%) → 1,1353

ρ Nitrogen = 0,808 gr/cc (0,5%) → 0,0040

Densitas campuran = 1,1393 gr/cc = 1.139,3 kg/m³

Volume Oksigen = 5.160.741,6 / 1.139,3 = 4.530,9 m³

Faktor keamanan 10 % sehingga Volume disimpan = 1,1 × 4.530,9 = 4.984 m³

Volume tangki yang terisi cairan = 80 %

Volume tangki total = 100/80 × 4.984 = 6.230 m³ = **39.186 bbl**

Jika digunakan 1 tangki akan overkill. Digunakan 2 buah tangki.

Kapasitas per tangki = 19.593 bbl (3.115 m³).

Volume Bola = $(\pi/6) \times D^3 \rightarrow D = 18{,}1$ m = 59,4 ft.

Diambil standar diameter: **D = 60 ft** (ID = 720 in).

b. Menghitung Tebal *Shell*

Tebal *Shell* untuk tangki bola dipengaruhi tekanan internal dan hidrostatika.

$$t_s = \frac{P \times r}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C$$

- P *Design* = 1 atm = 14,7 psia × 1,1 (*Safety*) = 16,17 psia
- Jari-jari (r) = 360 in
- *Allowable Stress* (f) = 22.500 psi
- Efisiensi las (E) = 0,95

$$t_s \text{ internal} = \frac{16{,}17 \times 360}{(2 \times 22500 \times 0{,}95) - (0{,}2 \times 16{,}17)} = 0{,}136 \text{ in}$$

Ditambah allowance tekanan hidrostatik dan korosi (C=0), digunakan plat standar ekuator:

t_s total **= 0,625 in (5/8 in)**.

c, d, e. Menentukan *Plate*, Tebal *Head*, dan Tinggi Tangki

Karena bentuknya bola penuh, ***Shell* berfungsi sekaligus sebagai *Head***.

Ketebalan *Head* (t_h) = Ketebalan *Shell* (t_s) = **0,625 in**.

Tinggi total tangki = OD + *Clearance* (Tiang/*Legs* 6 ft)

OD = ID + $2(t_s)$ = 720 + 1,25 = 721,25 in.

Tinggi total = 721,25 in + 72 in = 793,25 in = **66,1 ft (20,1 m)**.

f. Menentukan Tebal Isolasi Tangki

Asbes/Polyurethane diperlukan karena ΔT ekstrem (T tangki -185 °C, T udara 30 °C). Untuk menahan penguapan (Q = U · A · ΔT dan m = Q / λ), diperlukan tebal isolasi standar kriogenik sebesar **1,0 ft (12 in)** dilengkapi *reliquefaction*.

2. PERANCANGAN TANGKI ETILEN (T-02)

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan bahan baku etilen cair

Kondisi : P = 15 atm, T = -39 °C

Langkah Perancangan :

1 & 2. Tipe dan Bahan Konstruksi

Tipe tangki bola (*Spherical*) dengan isolasi. Bahan Low Alloy Steel SA 353 (tahan tekanan tinggi 15 atm dan suhu -39 °C).

3. Menghitung Dimensi Utama Tangki

a. Volume dan Dimensi

Kebutuhan per jam = (837,96 × 28) + (0,08 × 30) + (0,42 × 16) = 23.472 kg/jam.

Kebutuhan 7 hari = 23.472 × 24 × 7 = **3.943.296 kg**

Densitas = 460,8 kg/m³.

Volume Etilen = 3.943.296 / 460,8 = 8.557,5 m³.

Volume tangki total (*Safety* 10%, Fill 80%) = 1,1 × 8.557,5 / 0,8 = 11.766,5 m³ = **74.009 bbl**.

Digunakan 4 buah tangki agar ukuran rasional.

Kapasitas per tangki = 18.502 bbl (2.941,6 m³).

Volume Bola = $(\pi/6) \times D^3 \rightarrow D = 17{,}7$ m = 58,3 ft.

Diambil standar: **D = 60 ft** (ID = 720 in).

b. Menghitung Tebal *Shell* & *Head*

P *Design* = 15 atm = 220,5 psia × 1,1 = 242,55 psia.

f = 22.500 psi, E = 0,95, r = 360 in.

$$t_s = \frac{242{,}55 \times 360}{(2 \times 22500 \times 0{,}95) - (0{,}2 \times 242{,}55)} = \frac{87318}{42701{,}5} = 2{,}04 \text{ in}$$

Tebal total pelat (*Shell* dan *Head*) disesuaikan standar = **2,25 in**.

e & f. Tinggi dan Isolasi

Tinggi Total = OD + tiang (72 in) = (720 + 4,5) + 72 = 796,5 in = **66,3 ft (20,2 m)**.

Tebal isolasi dihitung mengikuti ΔT lingkungan, dipilih tebal **0,5 ft**.

3. PERANCANGAN TANGKI METANA (T-03)

Kode : T-03

Fungsi : Menyimpan bahan baku metana cair (LNG)

Kondisi : P = 1 atm, T = -170 °C

Langkah Perancangan :

1 & 2. Tipe dan Bahan Konstruksi

Tipe tangki bola. Bahan 9% Nickel Alloy Steel SA 353 (tahan suhu kriogenik -170 °C).

3. Menghitung Dimensi Utama Tangki

a. Volume dan Dimensi

Kebutuhan per jam = (24,19 × 16) + (0,12 × 2) = 387,28 kg/jam.

Kebutuhan 7 hari = 387,28 × 24 × 7 = **65.063 kg**

Densitas = 422 kg/m³.

Volume tangki total (*Safety* 10%, Fill 80%) = (65.063 / 422) × 1,1 / 0,8 = 211,9 m³ = **1.332 bbl**.

Digunakan 1 buah tangki karena kapasitasnya kecil.

Volume = 211,9 m³ → $D = 7{,}4$ m = 24,2 ft.

Diambil standar: **D = 25 ft** (ID = 300 in).

b. Menghitung Tebal *Shell* & *Head*

P *Design* = 1 atm → 16,17 psia.

r = 150 in, f = 22.500, E = 0,95.

$$t_s = \frac{16{,}17 \times 150}{42750} = 0{,}05 \text{ in}$$

Tebal plat disesuaikan batas minimum mekanis standar tangki bola = **0,375 in (3/8 in)**.

e & f. Tinggi dan Isolasi

Tinggi Total = (300 + 0,75) + 72 = 372,75 in = **31 ft (9,4 m)**.

Tebal isolasi untuk kriogenik = **1,0 ft**.

4. PERANCANGAN TANGKI ETILEN OKSIDA (T-04)

Kode : T-04

Fungsi : Menyimpan produk atas kolom destilasi (Etilen Oksida)

Kondisi : P = 5 atm, T = 51,3 °C

Langkah Perancangan :

1 & 2. Tipe dan Bahan Konstruksi

Tipe tangki bola. Karena suhu hangat (51,3 °C) dan tekanan sedang, bahan yang ekonomis dan kuat adalah **Carbon Steel SA 516 Grade 70**.

3. Menghitung Dimensi Utama Tangki

a. Volume dan Dimensi

Kebutuhan per jam = (944,2 × 44) + (0,9 × 18) = 41.561 kg/jam.

Kebutuhan 7 hari = 41.561 × 24 × 7 = **6.982.248 kg**

Densitas = ~840 kg/m³.

Volume tangki total (*Safety* 10%, Fill 80%) = (6.982.248 / 840) × 1,1 / 0,8 = 11.429 m³ = **71.888 bbl**.

Digunakan 4 buah tangki.

Kapasitas per tangki = 17.972 bbl (2.857 m³).

Volume = 2.857 m³ → $D = 17{,}6$ m = 57,7 ft.

Diambil standar: **D = 60 ft** (ID = 720 in).

b. Menghitung Tebal *Shell* & *Head*

P *Design* = 5 atm = 73,5 psia × 1,1 = 80,85 psia.

f = 20.000 psi (SA 516 Gr 70), E = 0,95, r = 360 in.

$$t_s = \frac{80{,}85 \times 360}{(2 \times 20000 \times 0{,}95) - (0{,}2 \times 80{,}85)} = \frac{29106}{37983} = 0{,}76 \text{ in}$$

Digunakan plat tebal standar = **0,875 in (7/8 in)**.

e & f. Tinggi dan Isolasi

Tinggi Total = (720 + 1,75) + 72 = 793,75 in = **66,1 ft (20,1 m)**.

Karena cairan berada pada suhu 51,3 °C (di atas ambient), tangki cukup diinsulasi tipis untuk stabilisasi cuaca, tebal = **0,25 ft**.

Rangkuman Perancangan Tangki

Spesifikasi	***T-01 (Oksigen)***	***T-02 (Etilen)***	***T-03 (Metana)***	***T-04 (Etilen Oksida)***
Fungsi	Menyimpan O_2 cair	Menyimpan Etilen cair	Menyimpan LNG	Menyimpan Produk EO
Tipe Tangki	*Spherical*	*Spherical*	*Spherical*	*Spherical*
Bahan	9% Nickel Alloy	Low Alloy SA 353	9% Nickel Alloy	CS SA 516 Gr 70
Jumlah Tangki	2 buah	4 buah	1 buah	4 buah
Kondisi Operasi	-185 °C / 1 atm	-39 °C / 15 atm	-170 °C / 1 atm	51,3 °C / 5 atm
Kapasitas/Tangki	19.593 Bbl	18.502 Bbl	1.332 Bbl	17.972 Bbl
Diameter (D)	60 ft	60 ft	25 ft	60 ft
Tinggi Total	66,1 ft	66,3 ft	31 ft	66,1 ft
Tebal Plat/Head	0,625 in	2,25 in	0,375 in	0,875 in
Tebal Isolasi	1,0 ft	0,5 ft	1,0 ft	0,25 ft

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN UTILITAS

PABRIK ETILEN OKSIDA (Kapasitas 210.000 Ton/Tahun)

A. PERHITUNGAN KEBUTUHAN UTILITAS

1. Unit Penyedia *Steam* (*Boiler*)

Sistem pemanas utama menggunakan *Saturated Steam* yang diproduksi oleh *Water Shell Boiler*. Kondisi operasi dievaluasi berdasarkan entalpi pada *Steam Table*.

- Suhu air umpan masuk (T_{in}) = 30°C (86°F) → $H_l = 54{,}03$ Btu/lb
- Suhu uap keluar (T_{out}) = 250°C (482°F) → $H_v = 1.204{,}4$ Btu/lb
- Entalpi kondensat kembali ($H_l{}'$) = 466,6 Btu/lb

a. Kebutuhan Massa *Steam* (m_s)

UNIT PENGGUNA *STEAM*	KEBUTUHAN (KG/JAM)
HE *RECYCLE GAS*	2.964,81
HE CO2 *ABSORBER*	4.394,38
HE *STRIPPER*	14.334,80
KOLOM *STRIPPER*	88.209,92
REBOILER	16.744,82
SUBTOTAL	**126.648,72**
FAKTOR KEAMANAN / *LOSSES* (10%)	12.664,87
TOTAL *STEAM* DIBUTUHKAN (m_s)	**139.313,60**

$$m_s = 139.313{,}60 \text{ kg/jam} = 307.133{,}54 \text{ lb/jam}$$

b. Kebutuhan Air Umpan *Boiler*

Sistem menggunakan 80% kondensat yang dikembalikan dan 20% air *make-up* baru.

- *Blowdown* (10% *Steam* dihasilkan) = 13.931,36 kg/jam
- Air umpan *Boiler* = *Blowdown* + Air *Steam* = $13.931{,}36 + 139.313{,}60 = 153.244{,}96$ kg/jam
- Kondensat hilang (10% *Steam*) = 13.931,36 kg/jam

- *Make-up* air = *Blowdown* + Kondensat hilang = 27.862,72 kg/jam

c. Kapasitas dan Spesifikasi *Boiler*

Entalpi campuran air masuk *Boiler* (H_{l_camp}):

$$H_{l\_camp} = (0{,}2 \times 54{,}03) + (0{,}8 \times 466{,}6) = 384{,}09 \text{ Btu/lb}$$

Beban Panas *Boiler* (Q):

$$Q = m_s \times (H_v - H_{l\_camp})$$

$$Q = 307.133{,}54 \times (1.204{,}4 - 384{,}09) = 251.945.943{,}62 \text{ Btu/jam}$$

Daya *Boiler* dan *Heating Surface*:

$$\text{Daya (Hp)} = \frac{Q}{970{,}3 \times 34{,}5} = \frac{251.945.943{,}62}{33.475{,}35} = 7.526{,}31 \text{ Hp}$$

$$\textit{Heat}\text{ing Surface} = 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \times 7.526{,}31 \text{ Hp} = 75.263{,}12 \text{ ft}^2$$

d. Kebutuhan Bahan Bakar *Boiler* (Solar)

- *Heating Value* (f) = 19.440 Btu/lb
- Efisiensi (η) = 80% (0,8)
- Densitas Solar (ρ) = 54,26 lb/ft^3

$$m_f = \frac{Q}{f \times \eta} = \frac{251.945.943{,}62}{19.440 \times 0{,}8} = 16.200{,}23 \text{ lb/jam}$$

$$v_f = \frac{m_f}{\rho} = \frac{16.200{,}23}{54{,}26} = 298{,}57 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

2. Kebutuhan Air Pendingin dan Air Proses

Densitas air pada 30°C (303 K) dihitung menggunakan konstanta koreksi sebesar 1.023,01 kg/m^3.

KATEGORI PENGGUNAAN	KEBUTUHAN (KG/JAM)	KEBUTUHAN (M3/HARI)
AIR PROSES (*ABSORBER* EO)	29.466,24	691,28
***LOSSES* AIR PROSES (10%)**	-	69,13
TOTAL AIR PROSES **AIR PENDINGIN**	**-**	**760,41**

HE *WATER ABSORBER*	437.536,96	
HE *STRIPPER*	564.074,51	
KONDENSOR	506.056,19	
REAKTOR	127.567,47	
SUBTOTAL PENDINGIN	*1.635.235,12*	*38.362,80*
***LOSSES* PENDINGIN (10%)**	-	3.836,28
TOTAL AIR PENDINGIN	**-**	**42.199,08**

3. Kebutuhan Air Domestik dan Suplai Total

PENGGUNA	SPESIFIKASI	KEBUTUHAN (M3/HARI)
KARYAWAN KANTOR	121 orang × 40 L/hari	4,84
PERUMAHAN & MESS	370 orang × 250 L/hari	92,50
LABORATORIUM	Estimasi tetap	3,50
KEBERSIHAN & TAMAN	Estimasi tetap	20,00
TOTAL AIR DOMESTIK		**120,84**

Total Kebutuhan Air Suplai (*Make-Up Water*):

$$\text{Total Sirkulasi} = \text{Air } \textit{Boiler} + \text{Air Proses} + \text{Air Pendingin} + \text{Air Domestik}$$

$$\text{Total Sirkulasi} = 3.595{,}14 + 760{,}41 + 42.199{,}08 + 120{,}84$$
$$= 46.675{,}47 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Karena menggunakan sistem sirkulasi *cooling tower*, kebocoran/penguapan ditetapkan 5%.

$$\text{Suplai Make-Up Total} = \text{Total Sirkulasi} + (5\% \times \text{Total Sirkulasi})$$

$$\text{Suplai Make-Up Total} = 46.675{,}47 + 2.333{,}77 = 49.009{,}25 \text{ m}^3/\text{hari}$$

4. Kebutuhan Listrik dan Generator

UNIT BEBAN LISTRIK	DAYA KEBUTUHAN
POMPA PROSES (P-01 S/D P-06, POMPA AIR)	1.004,50 Hp
KOMPRESOR (K-01)	249,20 Hp
PENGOLAHAN AIR	30,00 Hp
TOTAL BEBAN PROSES	**1.283,70 Hp (957,26 kW)**
PENERANGAN JALAN, PABRIK, & KANTOR	657,26 kW
***AIR CONDITIONING* (AC)**	15,00 kW
LABORATORIUM & INSTRUMENTASI	50,00 kW
TOTAL KEBUTUHAN LISTRIK MURNI	**1.679,52 kW**
FAKTOR KEAMANAN (10%)	167,95 kW
TOTAL DAYA DESAIN LISTRIK PABRIK	**1.847,47 kW**

Spesifikasi Generator Utama:

Dengan efisiensi generator 80%, *Output* minimal yang dibutuhkan adalah:

$$\text{Kapasitas Minimal} = \frac{1.847{,}47 \text{ kW}}{0{,}8} = 2.309{,}34 \text{ kW}$$

Ditetapkan menggunakan Generator AC berkapasitas **2.400 kW** (tersedia cadangan 90,66 kW). Bahan bakar menggunakan *Fuel Oil Grade 4* (19.440 Btu/lb, densitas $54{,}26$ lb/ft^3) dengan laju konsumsi sebesar $11{,}19$ m^3/jam.

LAMPIRAN E
PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI

Basis Perhitungan:

- **Tahun Evaluasi:** 2025
- **Nilai Tukar Mata Uang:** Rp 16.800 / 1 US$
- **Indeks Harga Alat (CEPCI):** 892,3 (Estimasi regresi dari tren industri)

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment* / FCI)

Biaya investasi pabrik mencakup pengadaan alat dan pemasangannya hingga pabrik siap beroperasi (*Physical Plant Cost* / PPC).

KOMPONEN BIAYA	PERSENTASE / FAKTOR	NILAI (US$)	NILAI (RP)
HARGA ALAT ASAL (EQUIPMENT COST)	-	13.917.526,80	233.814.450.240,00
PENGANGKUTAN KE PELABUHAN	15% EC	2.087.629,00	35.072.167.200,00
ASURANSI PENGANGKUTAN	0,75% EC	15.657,20	263.040.960,00
PROVISI BANK	0,5% EC	69.587,60	1.169.071.680,00
PENGANGKUTAN INTERNAL & EMKL	30% EC	4.175.258,00	70.144.334.400,00
PAJAK BARANG IMPOR	12% EC	1.670.103,20	28.057.733.760,00
TOTAL *PURCHASED EQUIPMENT COST* (PEC)		**21.935.761,90**	**368.520.799.920,00**
BIAYA INSTALASI	43% PEC	3.954.704,50	66.439.035.600,00
BIAYA PERPIPAAN (PIPING)	86% PEC	11.231.632,40	188.691.424.320,00
BIAYA INSTRUMENTASI	30% PEC	5.553.664,90	93.301.570.320,00
BIAYA INSULASI	8% PEC	723.357,90	12.152.412.720,00

BIAYA LISTRIK (ELECTRICAL)	15% PEC	2.052.560,57	34.483.017.576,00
BANGUNAN	Kapasitas Area	451.636,90	7.587.500.000,00
TANAH & PERLUASAN AREA	Luasan Lahan	3.337.505,90	56.070.099.120,00
FASILITAS UTILITAS	75% PEC	16.451.821,40	276.390.599.520,00
ENVIRONMENTAL/WASTE	30% PEC	6.580.728,60	110.556.240.480,00
***PHYSICAL PLANT COST* (PPC)**		**72.273.374,80**	**1.214.192.696.640,00**
ENGINEERING & CONSTRUCTION	20% PPC	14.454.675,00	242.838.540.000,00
***DIRECT PLANT COST* (DPC)**	**PPC + E&C**	**86.728.049,80**	**1.457.031.236.640,00**
CONTRACTOR'S FEE	10% DPC	8.672.805,00	145.703.124.000,00
CONTINGENCY	25% DPC	21.682.012,40	364.257.808.320,00
***FIXED CAPITAL INVESTMENT* (FCI)**		**117.082.867,20**	**1.966.992.168.960,00**

2. Modal Kerja (*Working Capital* / WC) & Total Investasi

Modal kerja adalah dana tunai yang disiapkan untuk menjalankan siklus pabrik pada bulan-bulan pertama operasi.

KOMPONEN BIAYA	KETERANGAN	NILAI (US$)
PERSEDIAAN BAHAN BAKU (RAW MATERIAL)	Stok cadangan 7 hari operasi	617.514,20
BARANG DALAM PROSES (IN PROCESS)	0,5 x MC (3 jam/tahun)	27.324,40
PERSEDIAAN PRODUK (PRODUCT INVENTORY)	Operasional 1 bulan (1/12 MC)	12.022.757,20
EXTENDED CREDIT	Piutang penjualan 1 bulan	21.000.000,00

AVAILABLE CASH	Dana siaga 1 bulan (1/12 MC)	12.022.757,20
TOTAL *WORKING CAPITAL* (WC)		**45.690.353,10**
***TOTAL CAPITAL INVESTMENT* (TCI)**	**FCI + WC + Start Up**	**162.773.220,30**

3. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost* / MC)

Biaya yang dikeluarkan untuk memproses bahan mentah menjadi produk jadi dalam waktu 1 tahun.

KOMPONEN BIAYA	RINCIAN	NILAI (US$)
A. *DIRECT MANUFACTURING COST* (DMC)		
BAHAN BAKU	Etilen, Oksigen, Metana, Katalis	95.569.546,80
GAJI PEKERJA LANGSUNG (LABOR)	Operator & Foreman	92.000,00
SUPERVISI	Kepala Bagian & Seksi	51.428,57
PEMELIHARAAN (MAINTENANCE)	7% FCI	8.195.800,70
KEBUTUHAN PABRIK (PLANT SUPPLIES)	15% Maintenance	1.229.370,10
ROYALTI PATEN	2% Harga Jual	5.040.000,00
BIAYA UTILITAS (OPERASIONAL)	50% Bangunan + Contingency	11.066.824,70
SUBTOTAL DMC		**121.244.970,90**
B. *INDIRECT MANUFACTURING COST* (IMC)		
PAYROLL OVER*HEAD*	15% Labor	13.800,00
LABORATORIUM	10% Labor	9.200,00
PLANT OVER*HEAD*	50% Labor	46.000,00
PENGEMASAN & TRANSPORTASI	4% Harga Jual	10.080.000,00

SUBTOTAL IMC		**10.149.000,00**
C. *FIXED MANUFACTURING COST* (FMC)		
DEPRESIASI NILAI ALAT	8% FCI	9.366.629,40
PAJAK PROPERTI (*PROPERTY TAXES*)	2% FCI	2.341.657,00
ASURANSI PABRIK	1% FCI	1.170.829,00
SUBTOTAL FMC		**12.879.115,40**
TOTAL *MANUFACTURING COST* (MC)	**DMC + IMC + FMC**	**144.273.086,30**

4. Total Biaya & Pendapatan Penjualan

Selain biaya pabrik, dihitung juga pengeluaran korporat (General Expense).

General Expense (GE):

- Administrasi (Gaji Direksi, Staff, Legal, Alat Kantor) = US$ 399.404,80
- Sales/Marketing (20% MC) = US$ 28.854.617,30
- Research & Development (5% MC) = US$ 7.213.654,30
- Finance (6% FCI + 12% FCI + 24% WC) = US$ 32.040.601,00
- **Total GE = US$ 68.508.277,20**

Total Production Cost (TPC):

$$TPC = MC + GE = \text{US\$ } 212.781.363{,}50$$

Total Pendapatan (Sales):

Harga jual Etilen Oksida diasumsikan konstan pada US$ 1,2/kg.

- **Total Pendapatan (Sales) = US$ 252.000.000,00**

5. Analisa Profitabilitas dan Kelayakan Ekonomi

a. Evaluasi Laba (Profit)

- Laba Sebelum Pajak (Profit Before Tax / PBT):

$$PBT = \text{Sales} - \text{TPC} = \text{US\$ } 252.000.000{,}00 - \text{US\$ } 212.781.363{,}50 = \text{US\$ } 39.218.636{,}50$$

- Laba Setelah Pajak (Profit After Tax / PAT): (Pajak PPh 20%)

$$PAT = \text{PBT} \times (1 - 0{,}20) = \text{US\$ } 39.218.636{,}50 \times 0{,}80 = \text{US\$ } 31.374.909{,}20$$

b. Profit on Sales (POS)

- POS Sebelum Pajak $=$ (PBT/Sales) $\times 100\% =$ (US$ 39.218.636,50/ US$ 252.000.000,00) $\times 100\% = \mathbf{15,60}\%$
- POS Setelah Pajak $=$ (PAT/Sales) $\times 100\% =$ (US$ 31.374.909,20/ US$ 252.000.000,00) $\times 100\% = \mathbf{12,50}\%$

c. *Return on Investment* (ROI)

Tingkat pengembalian modal tetap dari keuntungan tahunan.

- ROI Sebelum Pajak $=$ (PBT/FCI) $\times 100\% =$ (US$ 39.218.636,50/ US$ 117.082.867,20) $\times 100\% = \mathbf{33,50}\%$
- ROI Setelah Pajak $=$ (PAT/FCI) $\times 100\% =$ (US$ 31.374.909,20/ US$ 117.082.867,20) $\times 100\% = \mathbf{26,80}\%$

d. *Pay Out Time* (POT)

Waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan seluruh modal tetap (FCI).

- POT Sebelum Pajak $=$ FCI/(PBT $+$ Depresiasi) $=$ US$ 117.082.867,20/ (US$ 39.218.636,50 $+$ US$ 9.366.629,40) $= \mathbf{2,41}$ tahun
- POT Setelah Pajak $=$ FCI/(PAT $+$ Depresiasi) $=$ US$ 117.082.867,20/ (US$ 31.374.909,20 $+$ US$ 9.366.629,40) $= \mathbf{2,90}$ tahun

e. Analisa Titik Impas (BEP & SDP)

- Fixed Cost (Fa) = US$ 12.879.115,40
- Variable Cost (Va) = US$ 121.756.371,50
- Regulated Cost (Ra) = US$ 78.145.876,60

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

$$BEP = \left(\frac{\text{US\$ } 12.879.115{,}40 + 0{,}3 \times \text{US\$ } 78.145.876{,}60}{\text{US\$ } 252.000.000{,}00 - \text{US\$ } 121.756.371{,}50 - 0{,}7 \times \text{US\$ } 78.145.876{,}60}\right) \times 100\% = \mathbf{48,10}\%$$

(Kapasitas pabrik aman beroperasi karena nilai impas berada di angka 48,10% dari kapasitas total).

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

$$SDP = \left(\frac{0{,}3 \times \text{US\$ } 78.145.876{,}60}{\text{US\$ } 252.000.000{,}00 - \text{US\$ } 121.756.371{,}50 - 0{,}7 \times \text{US\$ } 78.145.876{,}60}\right) \times 100\% = \mathbf{31{,}00\%}$$

f. *Discounted Cash Flow* (DCF / IRR)

Menentukan suku bunga optimal selama umur pabrik (estimasi 11,25 tahun, *Salvage value* 10%).

- Umur Pabrik (n) = 11,25 tahun
- *Salvage value* (SV) = 10% x FCI = US$ 11.708.286,72
- *Cash Flow* (CF) = PAT + Depresiasi + Finance = US$ 31.374.909,20 + US$ 9.366.629,40 + US$ 32.040.601,00 = US$ 72.782.139,60

Persamaan aliran kas masuk dan keluar secara iteratif

$$(\text{FCI} + \text{WC})(1+I)^n = \left[\frac{(1+I)^n - 1}{I}\right] \times \text{CF} + (\text{WC} + \text{SV})$$

Melalui iterasi didapatkan nilai DCF:

$$I = \mathbf{42{,}74\%}$$

KESIMPULAN:

Mengingat nilai *Return on Investment* (ROI) berada pada batas wajar industri kimia dan suku bunga pengembalian investasi (DCF) sebesar 42,74% jauh lebih besar daripada suku bunga bank pinjaman rata-rata, maka rancangan Pabrik Etilen Oksida ini dinyatakan **SANGAT LAYAK (Feasible) DAN MENGUNTUNGKAN** untuk didirikan.