

PRA RANCANGAN

**PABRIK PEMBUATAN *BETA-PROPIOLACTONE* DARI ETILEN
OKSIDA DAN KARBON MONOKSIDA DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 77.000 TON/TAHUN**

Dengan Tugas Khusus Kolom Distilasi

SKRIPSI



Acc,
N. R. P. ai
14052024
Di

**Dibuat untuk Memenuhi Salah Satu Persyaratan dalam Menyelesaikan
Program Sarjana Teknik Kimia di Universitas Jambi**

Oleh:

Putri Mega Agustin

M1B120024

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

2024

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN *BETA-PROPIOLACTONE*

DARI ETILEN OKSIDA DAN KARBON MONOKSIDA DENGAN

KAPASITAS PRODUKSI 77.000 TON/TAHUN

Dengan Tugas Khusus Kolom Distilasi

Oleh:

Putri Mega Agustin M1B120024

Telah disidangkan pada tanggal 20 Maret 2024

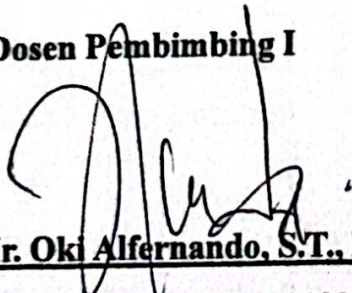
Pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi

Universitas Jambi

Jambi, 16 Mei 2024

Menyetujui

Dosen Pembimbing I



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

NIP. 199001192019031009

Dosen Pembimbing II



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

IPM., CHQA., C.EIA.

NIP. 201507112005

Mengetahui,

**Dekan Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi**



Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T.

NIP. 196806021993031004

**Ketua Jurusan Teknik Sipil,
Kimia dan Lingkungan**



Prof. Dr. Drs. M. Naswir, M.Si.

NIP. 196605031991021001

LEMBAR PERSETUJUAN

TUGAS AKHIR

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN *BETA-PROPIOLACTONE*
DARI ETILEN OKSIDA DAN KARBON MONOKSIDA DENGAN
KAPASITAS PRODUKSI 77.000 TON/TAHUN**

Dengan Tugas Khusus Kolom Distilasi

Oleh:

Putri Mega Agustin

M1B120024

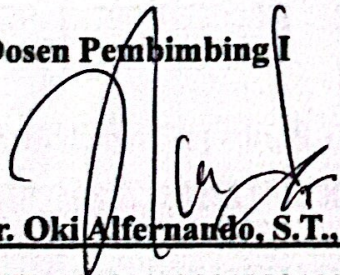
Telah disidangkan pada tanggal 20 Maret 2024

**Pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi**

Jambi, 15 Mei 2024

Menyetujui

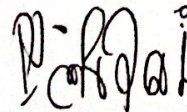
Dosen Pembimbing I



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

NIP. 199001192019031009

Dosen Pembimbing II



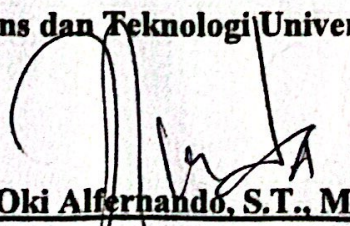
Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si.,

IPM., CHQA., C.EIA.

NIP. 201507112005

Mengetahui,

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



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

NIP. 199001192019031009

**LEMBAR PERBAIKAN
TUGAS AKHIR**

Dengan ini menyatakan bahwa:

Putri Mega Agustin

M1B120024

Judul Tugas Akhir:

“Pra Rancangan Pabrik Pembuatan *Beta-Propiolactone* dari Etilen Oksida dan Karbon Monoksida dengan Kapasitas Produksi 77.000 Ton/Tahun”.

Mahasiswa tersebut di atas telah melakukan perbaikan tugas akhir yang diberikan pada sidang di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi pada tanggal 20 Maret 2024.

Tim Penguji

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

NIP. 199001192019031009

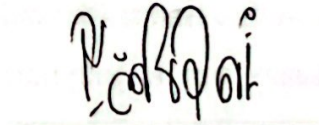
Ketua



Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM., CIIQA., C.EIA.

NIP. 201507112005

Sekretaris



Dr. Lenny Marlinda, S.T., M.T.

NIP. 197907062008122002

Penguji Utama



Ir. Hadistya Suryadri, S.T., M.T.

NIP. 198812242011012007

Anggota



Ir. Sarah Fiebrina Heraningsih, S.T., M.T., CCSME., CSOM

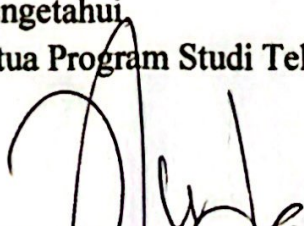
NIP. 198902012022032009

Anggota



Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik Kimia


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

LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Putri Mega Agustin
NIM : M1B120024
Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Sains dan Teknologi
Judul Skripsi : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan *Beta-Propiolactone* dari Etilen Oksida dan Karbon Monoksida dengan Kapasitas Produksi 77.000 Ton/Tahun
(Dengan Tugas Khusus Kolom Distilasi)

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

Demikian pernyataan ini dibuat dengan sebenarnya.

Jambi, 16 Mei 2024

Yang membuat pernyataan,



Putri Mega Agustin

NIM. M1B120024

MOTTO

“Tidak ada batas bagi yang berani bermimpi dan bertindak”

(Putri Mega Agustin)

"My life is like an unedited long film. Boring and nauseating. Meanwhile, other people's lives are like edited film trailers. Everything looks cool."

(Jeong Moon Jeong)

"Dan milik Allah-lah apa yang ada di langit dan apa yang ada di bumi, dan hanya kepada Allah segala urusan dikembalikan"

(Q.S. Al-Imran (3): 109)

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillah Puji syukur kepada Allah subhanahu wa ta'ala karena atas segala izin dan rahmat-Nya, penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan *Beta-propiolactone* dari Etilen Oksida dan Karbon Monoksida dengan Kapasitas Produksi 77.000 Ton/tahun”. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.

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

1. Allah SWT. atas rahmat dan karunia-Nya, penulis diberi ketabahan dan kelancaran agar dapat menyelesaikan Skripsi ini.
2. Bapak Sugiyatno dan Ibu Suwarni, S.Pd. Ayah dan Ibu tercinta. Dua orang yang sangat berjasa dalam hidup penulis. Terimakasih atas doa, cinta, dan kepercayaan serta segala bentuk yang telah diberikan, sehingga penulis merasa terdukung di segala pilihan dan keputusan yang diambil oleh penulis.
3. Bapak Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T. selaku Dekan Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.
4. Bapak Prof. Dr. Drs. M. Naswir, M.Si., Selaku Ketua Jurusan Teknik Sipil, Kimia dan Lingkungan, Fakultas Sains dan Teknologi, Universitas Jambi.
5. Bapak Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi dan Dosen Pembimbing I skripsi terimakasih telah

memberikan ilmu, arahan, nasihat dan bimbingan hingga terselasaikannya skripsi ini.

6. Ibu Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si.,IPM., CIIQA., C.EIA selaku Dosen Pembimbing 2, Koordinator Sidang Skripsi, dan Pembimbing Akademik. Terimakasih telah memberikan ilmu, arahan, nasihat, motivasi dan bimbingan hingga terselasaikannya skripsi ini.
7. Bapak dan Ibu Dosen serta Staf Akademik Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi yang telah memberikan ilmu, bantuan, saran, dan motivasi.
8. Beni Priyatmoko, S.Ag. terimakasih telah berkontribusi banyak dalam penulisan skripsi ini yang telah menemani, meluangkan waktu, tenaga, dan pikiran kepada penulis dan memberi semangat serta nasihat dalam meraih apa yang menjadi impian penulis.
9. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2020 terimakasih atas dukungan dan kerja sama dari awal di bangku perkuliahan hingga sekarang.
10. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah berkontribusi hingga skripsi ini dapat diselesaikan.

Penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak dan menambah ilmu dibidang pengetahuan. Terlepas dari itu, penulis menyadari keterbatasan kemampuan dan kekurangan dalam penulisan skripsi ini, sehingga penulis menerima saran dan kritik yang membangun.

Jambi, 16 Mei 2024



Putri Mega Agustin

ABSTRAK

Beta-propiolactone (BPL) digunakan sebagai bahan penunjang pada banyak industri seperti industri plastik, manufaktur, cat, asam akrilat, ester akrilat dan anhidra suksinat. Pabrik pembuatan *Beta-propiolactone* (BPL) berbahan Etilen Oksida dan Karbon Monoksida memiliki kapasitas 77.000 Ton/Tahun dengan masa kerja 300 hari dalam satu tahun.

Pabrik ini direncanakan berdiri pada tahun 2029 yang berlokasi di Subang Jawa Barat dengan luas area sebesar 2,4833 Ha. Proses pembuatan Beta-Propiolactone (BPL) menggunakan Etilen Oksida dan Karbon Monoksida. Kondisi operasi pembuatan Beta-Propiolactone adalah pada suhu 100 °C dan tekanan 150 atm dengan katalis yang digunakan berupa ZSM 5 Zeolit. Pabrik ini merupakan perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi line and staff, yang dipimpin oleh Direktur Utama dengan jumlah karyawan sebanyak 122 orang. Dari analisa ekonomi pabrik ini layak didirikan.

Dari analisis ekonomi Pra-Rancang Pembuatan Beta-Propiolactone ini diperoleh:

a.	<i>Total Capital Investment</i>	= US\$ 27.824.460,5368
b.	<i>Selling Price</i>	= US\$ 192.499.999,9560
c.	<i>Total Production Cost</i>	= US\$ 266.982.208,5850
d.	<i>Annual Cash Flow</i>	= US\$ 26.229.038,1126
e.	<i>Pay Out Time</i>	= 2,5 Tahun
f.	<i>Rate Of Return On Investment</i>	= 86,08 %
g.	<i>Discounted Cash Flow</i>	= 46,4961 %.
h.	<i>Break Even Point</i>	= 21.8289 %
i.	<i>Service Life</i>	= 11

Kata Kunci: *Beta-propiolaktone*, Etilen Oksida, Karbon Monoksida dan Karbonilasi

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR PERSETUJUAN	iii
LEMBAR PERBAIKAN	iv
LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS	v
MOTTO	vi
KATA PENGANTAR.....	vii
ABSTRAK	ix
DAFTAR ISI.....	x
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Pendahuluan	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan.....	1
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan	1
1.3.1. Proses Oksidasi Etilena Oksida.....	1
1.3.2. Proses Karbonilasi.....	1
1.4. Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku, Produk dan Limbah.....	1
1.4.1. Bahan Baku	2
1.4.2. Katalis	2
1.4.3. Produk Utama.....	3
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	4
2.1 Alasan Pendirian Pabrik	4
2.2 Pemilihan Kapasitas	4

2.3	Pemilihan Bahan Baku	4
2.4	Pemilihan Proses	4
2.5	Uraian Proses.....	5
BAB III LOKASI DAN TATA LETK PABRIK.....		6
3.1	Lokasi Pabrik.....	6
3.1.1	Faktor Utama.....	6
3.1.2	Faktor Pendukung	6
3.2	Tata Letak Pabrik	6
3.3	Luas Tanah	6
BAB IV NERACA MASSA.....		7
4.1.	<i>Reactor</i> (R-01).....	7
4.2.	<i>Flash Drum</i> (FD-01).....	7
4.3.	Distillation Column (KD-01)	8
4.4.	Total Condenser (TC-01)	8
4.5.	<i>Accumulator</i> (ACC-01)	8
4.6.	<i>Reboiler</i> (RB-01).....	9
4.7.	<i>Flash Drum</i> (FD-02).....	9
4.8.	<i>Mixer Tank</i> (MT-01).....	9
BAB V NERACA PANAS		10
5.1.	<i>Compressor</i> 01 (CO-01)	10
5.2.	<i>Heat Exchanger</i> 01 (HE-01).....	10
5.3.	<i>Chiller</i> 01 (CH-01)	11
5.4.	<i>Reactor</i> (R-01).....	11
5.5.	<i>Expander</i> (EXP-02).....	11
5.6.	<i>Heat Exchanger</i> 02 (HE-02).....	12
5.7.	<i>Flash Drum</i> (FD-01).....	12

5.8. Compressor 03 (COM-03)	12
5.9. Heat Exchanger 03 (HE-03).....	13
5.10. Distillation Column (KD-01)	13
5.11. Total Condenser (TC-01)	13
5.12. Accumulator (ACC-01)	14
5.13. Pump 03 (P-03).....	14
5.14. Reboiler 01 (RB-01).....	14
5.15. Compressor 04 (COM-04)	15
5.16. Cooler 01 (CO-01)	15
5.17. Flash Drum 02 (FD-02).....	16
5.18. Compressor 05 (COM-05)	16
5.19. Cooler 02 (CO-02)	16
5.20. Mixer Tank (MT-01).....	17
BAB VI SISTEM UTILITAS	18
6.1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air.....	18
6.1.1. Unit Pengolahan Air.....	18
6.1.2. Unit Penyediaan air	18
6.2. Unit Penyediaan Steam.....	18
6.2.1. Steam pemanas.....	18
6.2.2. Steam Turbin.....	18
6.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik	19
6.3.1. Listrik Peralatan	19
6.3.2. Pencahayaan.....	19
6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	19
6.4.1. Boiler Penghasil listrik.....	20
6.4.2. Kebutuhan Bahan Bakar	20

6.5. Unit Pendingin atau Refrigerant.....	20
BAB VII SPESIFIKASI PERALATAN.....	21
7.1. Storage Tank -01	21
7.2. Storage Tank -02	21
7.3. Storage Tank -03	21
7.4. Storage Tank -04	21
7.5. Storage Tank -05	22
7.6. <i>Pump</i> -01	22
7.7. <i>Pump</i> -02	22
7.8. <i>Pump</i> -03	22
7.9. <i>Pump</i> -04	22
7.10. <i>Pump</i> -05	23
7.11. <i>Compressor</i> -01	23
7.12. <i>Compressor</i> -02	23
7.13. <i>Compressor</i> -03	23
7.14. <i>Compressor</i> -04	24
7.15. <i>Compressor</i> -05	24
7.16. <i>Expander</i> -01	24
7.17. <i>Heater</i> -01.....	24
7.18. <i>Heater</i> -02.....	24
7.19. <i>Heater</i> -03.....	25
7.20. <i>Chiller</i> -01	25
7.21. <i>Cooler</i> -01.....	25
7.22. <i>Cooler</i> -02.....	25
7.23. Reactor-01	26
7.24. <i>Flash Drum</i> -01	26

7.25. <i>Flash Drum</i> -02	26
7.26 <i>Distillation Column</i> -01	26
7.27. <i>Total Condensor</i> -01	27
7.28. <i>Accumulator</i> -01	27
7.29. <i>Reboiler</i> -01	27
7.30. <i>Mixer Tank</i> -01	27
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN	28
8.1. <i>Bentuk Perusahaan</i>	28
8.2. <i>Struktur Organisasi</i>	28
8.3. <i>Tugas dan Wewenang</i>	28
8.4. <i>Waktu Kerja</i>	28
8.5. <i>Penentuan Jumlah Pekerja</i>	29
8.6. <i>Sistem Penggajian</i>	29
8.7. <i>Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja</i>	29
8.8. <i>Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)</i>	29
8.9. <i>Instrumentasi</i>	30
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	31
9.1. <i>Limbah B3</i>	31
9.2. <i>Limbah Non B3</i>	31
9.2.1. <i>Limbah Grey Water</i>	31
9.2.2. <i>Limbah Black Water</i>	31
BAB X ANALISA EKONOMI	32
10.1. <i>Keuntungan (Profitabilitas)</i>	32
10.2. <i>Lama Waktu Pengembalian Modal</i>	32
10.2.1. <i>Lama Pengembalian Modal TCI</i>	32
10.2.2. <i>Pay Out Time (POT)</i>	32

10.3. Total Modal Akhir.....	33
10.3.1. Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP)	33
10.3.2. Total Capital Sink (TCS)	33
10.4. Laju Pengembalian Modal.....	33
10.4.1. Rate of Return on Investment (ROI).....	34
10.4.2. Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)	34
10.5. Break Even Point (BEP).....	34
BAB XI TUGAS KHUSUS	35
11.1. Tugas Khusus I.....	35
11.2. Tugas Khusus II.....	35
BAB XII PENUTUP.....	36
DAFTAR PUSTAKA	37
LAMPIRAN A Perhitungan Neraca Massa	38
LAMPIRAN B Perhitungan Neraca Panas	39
LAMPIRAN C Spesifikasi Peralatan	40
LAMPIRAN D Perhitungan Analisa Ekonomi	41
RIWAYAT HIDUP	42

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Regresi Linear Data Impor <i>Beta-propiolactone</i>	14
Gambar 2.2 <i>Flowsheet Beta-propiolactone</i>	22
Gambar 2.3 Layout peralatan <i>Beta-propiolactone</i>	23
Gambar 3.1. Peta Perbatasan Lokasi Kabupaten Subang, Jawa Barat	24
Gambar 3.2. Peta Digital Lokasi Pabrik <i>Beta-propiolactone</i>	25
Gambar 3.3 Layout pabrik <i>Beta-propiolactone</i>	30
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Line and Staff	152
Gambar 10.1. <i>Break Event Point</i>	176
Gambar 11.1. Kolom Destilasi	198

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Keuntungan dan kerugian macam proses beta-propiolactone	8
Tabel 2.1. Data impor beta-propiolactone di Indonesia	13
Tabel 2.2. Data produksi etilen oksida di Indonesia	14
Tabel 2.3. Data produksi karbon monoksida di Indonesia	15
Tabel 6.1. Parameter standar baku mutu air domestik	54
Tabel 6.2. Parameter standar baku mutu air umpan boiler.....	55
Tabel 6.3. Kebutuhan air pendingin	63
Tabel 6.4. Kebutuhan air domestik.....	66
Tabel 6.5. Kebutuhan air total	68
Tabel 6.6. Kebutuhan steam pemanas	69
Tabel 6.7. Kebutuhan steam turbin.....	70
Tabel 6.8. Kebutuhan listrik peralatan	70
Tabel 6.9. Lumen berdasarkan luas bangunan	71
Tabel 6.10. Perhitungan daya lampu	72
Tabel 6.11. Penentuan jenis lampu.....	73
Tabel 6.12. Kebutuhan refrigerant	79
Tabel 8.1. Waktu kerja karyawan non-shift	122
Tabel 8.2. Waktu kerja karyawan shift.....	122
Tabel 8.3. Jadwal kerja karyawan	123
Tabel 8.4. Jumlah karyawan.....	126
Tabel 8.5. Jumlah karyawan shift.....	129
Tabel 8.6. Jumlah karyawan non-shift	129

Tabel 8.7. Perincian gaji karyawan	132
Tabel 8.8. Alat pelindung diri.....	143
Tabel 8.9. Sistem pengontrol pada pabrik.....	151
Tabel 10.1. Angsuran Pengendalian modal TCI	169
Tabel 10.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	177

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Pendahuluan

Indonesia merupakan negara berkembang yang sedang dalam perbaikan kondisi perekonomian. Salah satu cara untuk mendorong kondisi ekonomi negara adalah dengan meningkatkan pendapatan negara melalui sektor industrialisasi, khususnya pada industri kimia yang seiring berjalannya waktu menunjukkan peningkatan yang signifikan baik secara kualitas maupun kuantitas. Oleh karena itu industri kimia dalam negeri perlu dikembangkan lebih lanjut agar dapat bersaing dengan negara-negara lain. Untuk memenuhi kebutuhan bahan kimia, Indonesia banyak mengimpor produk-produk kimia dari luar negeri. Dengan mendirikan industri-industri kimia di dalam negeri diharapkan mampu mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri dan dapat menciptakan lapangan pekerjaan yang luas serta dapat membantu menstabilkan kondisi perekonomian dalam negeri.

Beta-propilakton adalah senyawa kimia yang penting dalam industri petrokimia dan sintesis produk kimia lainnya. Sebagian besar beta-propilakton diproduksi dengan proses hidrolisis asetaldehida dalam kondisi asam. Fungsinya sangat beragam, termasuk penggunaannya dalam pembuatan asam akrilat yang digunakan dalam industri cat dan pelapis, surfaktan yang digunakan dalam produk pembersih dan deterjen, serta resin epoksi yang digunakan dalam produksi komposit dan adhesif. Beta-propilaktin juga merupakan bahan baku penting untuk pembuatan polimer, seperti poliester yang digunakan dalam tekstil dan botol

plastik, polietilena tereftalat (PET) yang digunakan dalam botol minuman dan serat sintetis, serta poliuretan yang digunakan dalam busa, karet, dan bahan isolasi.

Selain itu Beta-propiolactone juga berperan di industri medis, *ta*-propiolactone (BPL) digunakan sebagai agen inaktivasi untuk menginaktivasi virus dan bakteri dalam pembuatan vaksin dan produk biologis lainnya. BPL juga memiliki peran dalam sterilisasi. BPL dapat digunakan sebagai agen sterilisasi untuk membunuh mikroorganisme dan menghilangkan kontaminasi dari berbagai permukaan dan bahan dalam produksi farmasi, termasuk peralatan, botol, dan perangkat medis. Dengan berbagai aplikasi yang luas ini, produksi beta-propilakton menjadi indikator yang signifikan dalam mengukur perkembangan industri petrokimia suatu negara secara global. Oleh karena itu, peran beta-propilakton sangatlah penting dalam ekonomi global dan industri kimia modern, menunjukkan kontribusinya yang vital dalam memenuhi berbagai kebutuhan manusia sehari-hari serta memperkaya berbagai bidang industri.

Kebutuhan beta-propiolactone di Indonesia terus meningkat seiring dengan pertumbuhan industri di negara ini. Saat ini, beta-propiolactone di Indonesia hanya diproduksi oleh satu perusahaan, yaitu PT. BrightGene Biomedical Indonesia. Proses produksi beta-propiolactone menggunakan bahan baku tertentu yang sebagian besar harus diimpor, menyebabkan biaya produksi relatif tinggi. Mengingat kondisi penurunan pasokan bahan baku tertentu di pasar global, alternatif lain perlu dipertimbangkan untuk menjaga ketersediaan stabil beta-propiolactone di masa mendatang.

Produksi beta-propiolactone oleh PT. BrightGene Biomedical Indonesia masih belum mampu memenuhi seluruh kebutuhan di Indonesia. Data impor beta-propiolactone menunjukkan tren peningkatan setiap tahunnya, seperti yang dilaporkan oleh BPS pada tahun terbaru. Dalam konteks ini, penting untuk mencatat bahwa ketergantungan pada impor beta-propiolactone berpotensi meningkatkan kerentanan terhadap fluktuasi harga dan pasokan dari pasar global. Oleh karena itu, didirikannya pabrik beta-propiolactone di Indonesia akan menjadi langkah strategis yang memungkinkan negara ini untuk mengurangi ketergantungan pada impor dan memastikan ketersediaan yang stabil serta harga yang terjangkau untuk industri dalam negeri. Langkah ini juga akan mendukung pertumbuhan ekonomi lokal, menciptakan lapangan kerja, dan meningkatkan daya saing industri kimia nasional di pasar regional maupun global.

Sebagian besar produksi beta-propiolactone di dunia menggunakan proses kimia tertentu dengan bahan baku yang sebagian besar masih tergantung pada bahan kimia sintetis. Peningkatan kapasitas industri setiap tahunnya juga turut mendorong meningkatnya permintaan bahan baku kimia sintetis. Penggunaan bahan baku kimia sintetis mendominasi berbagai kegiatan sehari-hari dan produk industri, baik sebagai bahan mentah langsung maupun sebagai bahan tambahan. Proses umum yang digunakan untuk memproduksi beta-propiolactone melibatkan reaksi karbonilasi, di mana karbon monoksida bereaksi dengan etilen oksida untuk menghasilkan beta-propiolactone sebagai produk utama. Jika produksi beta-propiolactone terus bergantung pada bahan baku kimia sintetis, maka ketersediaannya juga dapat terpengaruh oleh kondisi pasokan bahan baku tersebut,

mengingat pentingnya bahan kimia sintetis sebagai komponen utama dalam berbagai produk konsumen dan industri.

Beta-propiolactone adalah senyawa kimia yang dapat diproduksi menggunakan etilen oksida dan karbon monoksida sebagai bahan baku utama. Proses produksi Beta-propiolactone melibatkan reaksi katalitik antara etilen oksida dan karbon monoksida di bawah kondisi tertentu. Senyawa ini memiliki berbagai aplikasi dalam industri farmasi, industri kimia, dan bidang lainnya, serta dapat digunakan sebagai bahan baku untuk sintesis senyawa lainnya. Proses produksi Beta-propiolactone menggunakan bahan baku ini juga memungkinkan untuk pembuatan Beta-propiolactone yang dapat disebut sebagai bahan kimia yang dihasilkan secara sintetis.

Beta-propiolactone dapat diproduksi melalui proses karbonilasi, menggunakan katalis serta dalam kondisi operasi tertentu. Proses karbonilasi untuk memproduksi beta-propiolactone dilakukan pada Bubble reactor dengan suhu reaksi berkisar antara 100-120 °C. Konversi reaksi yang didapatkan cukup tinggi, yakni sebesar 97% dengan dibantu oleh katalis zeolit. Dengan bahan baku berupa etilen oksida dan karbon monoksida yang dapat diproduksi dengan bahan alami sehingga menjamin ketersediaan bahan baku, serta dengan proses karbonilasi yang berjalan sangat efisien untuk memproduksi beta-propiolactone, maka pendirian pabrik beta-propiolactone melalui proses karbonilasi merupakan langkah yang tepat untuk dapat menjaga stabilitas ketersediaan dan memenuhi kebutuhan beta-propiolactone di Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Beta-propiolactone juga dikenal sebagai BPL, merupakan senyawa organik yang tergolong dalam kelas laktam. Strukturnya terdiri dari tiga atom karbon dan satu atom oksigen yang membentuk cincin tiga anggota. Beta-propiolactone dianggap sebagai salah satu laktam paling sederhana karena memiliki struktur siklik yang relatif minimal. Beta-propiolactone memiliki sifat reaktif yang kuat, yang membuatnya bermanfaat dalam berbagai aplikasi kimia, termasuk sebagai agen pengawet dan sterilisasi. Seperti halnya dengan senyawa laktam lainnya, beta-propiolactone juga dapat disebut sebagai senyawa tak jenuh dalam konteks strukturnya yang mengandung ikatan rangkap dalam cincin.

Beta-propiolactone (BPL) adalah senyawa kimia yang telah memainkan peran penting dalam berbagai aplikasi biomedis dan farmasi. Sejarahnya dimulai pada awal abad ke-20 ketika senyawa ini pertama kali disintesis oleh ilmuwan Jerman, Hermann Staudinger, pada tahun 1912. Namun, baru pada tahun 1940-an, BPL dikenal luas karena sifatnya sebagai agen sterilisasi yang efektif. Perkembangan awalnya terkait dengan kebutuhan akan metode sterilisasi yang aman dan efisien untuk bahan-bahan biologis seperti vaksin, plasma darah, dan produk biologi lainnya. Pada masa itu, metode sterilisasi umumnya melibatkan pemanasan atau radiasi, namun, metode-metode ini tidak selalu efektif dalam mematikan semua mikroorganisme tanpa merusak produk biologis tersebut.

Beta-propiolactone (BPL) pada dasarnya diproduksi secara sintesis melalui serangkaian langkah kimia yang kompleks. Produksi beta-propiolactone dalam skala industri dimulai pada pertengahan abad ke-20. BPL pertama kali diproduksi secara sintesis melalui berbagai metode, salah satunya adalah reaksi oksidasi etilen

oksida di bawah kondisi katalitik. Namun, pada perkembangan lebih lanjut, metode utama yang digunakan dalam produksi BPL adalah reaksi karbonilasi, di mana asam asetat glasial bereaksi dengan karbondioksida (CO_2) dalam keberadaan katalis logam tertentu. Proses karbonilasi ini dilakukan dalam reaktor pada suhu dan tekanan yang tepat, menghasilkan beta-propiolactone sebagai produk utama. Proses karbonilasi adalah salah satu metode yang paling efisien dalam produksi BPL, karena menghasilkan yield yang tinggi dan memungkinkan kontrol yang baik terhadap kondisi reaksi.

Dengan ditemukannya metode karbonilasi produksi beta-propiolactone dari etilen oksida dan karbon monoksida lebih efisien dan memungkinkan produksi dalam skala yang lebih besar. Produksi beta-propiolactone secara komersial terus berkembang dan menjadi salah satu bahan penunjang paling penting di dunia industri. Penggunaan beta-propiolactone dalam berbagai produk kimia, plastik dan farmasi.

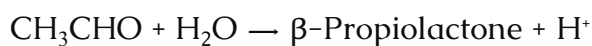
Metode pembuatan beta-propiolactone melalui karbonilasi ditemukan pada abad ke-20. Penemuan ini terjadi pada masa revolusi industri kimia pada masa itu. Meskipun metode karbonilasi untuk produksi Beta-Propiolactone telah ditemukan pada abad ke-20, implementasinya dalam skala industri memerlukan teknologi dan infrastruktur yang lebih maju. Seiring dengan perkembangan industri kimia pada abad ke-21, metode ini mulai digunakan secara lebih luas untuk memproduksi beta-propiolactone dalam jumlah yang lebih besar untuk keperluan industri.

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan *Beta-Propiolactone*

Pembuatan *Beta-Propiolactone* dapat melalui beberapa cara, Berikut merupakan beberapa metode untuk memproduksi *Beta-Propiolactone* menurut Mc. Ketta (1979) sebagai berikut.

1.3.1 Proses Hidrolisis Asetaldehida

Proses hidrolisis asetaldehida menjadi beta-propiolactone melibatkan reaksi kimia di mana asetaldehida bereaksi dengan air di bawah bantuan katalis, seperti asam atau basa, untuk membentuk beta-propiolactone. Katalis membantu memfasilitasi reaksi dengan mengurangi energi aktivasi yang diperlukan, sehingga meningkatkan laju reaksi. Persamaan reaksinya adalah sebagai berikut:



Selain beta-propiolactone, reaksi tersebut juga menghasilkan produk samping berupa asam. Salah satu kelemahan dari proses ini adalah konversi beta-propiolactone yang keluar dari reaktor mungkin rendah, mempengaruhi efisiensi keseluruhan dari proses tersebut.

1.3.2 Proses Karbonilasi

Proses karbonilasi adalah reaksi kimia di mana karbon monoksida (CO) berinteraksi dengan senyawa organik atau anorganik untuk membentuk senyawa yang mengandung gugus karbonil (C=O). Reaksi ini dapat digunakan dalam berbagai sintesis kimia dan memiliki peran penting dalam industri. Salah satu penggunaan proses karbonilasi adalah dalam pembentukan *β-Propiolactone*. Dengan persamaan reaksinya sebagai berikut.



Reaksi yang terjadi di dalam reaktor bersifat eksotermis atau melepas panas. Proses berlangsung secara kontinyu dengan suhu 100-120°C dengan berada pada tekanan 150 atm. Konversi reaksi yang terjadi dengan menggunakan proses karbonilasi yaitu sebesar 97%.

Tabel 1.1 Perbedaan Keuntungan dan Kekurangan Pada Berbagai Proses Sintesa Beta-Propiolactone

Metode	Keuntungan	Kekurangan
Hidrolisis Asetaldehida (US patent 9,346,773)	- Proses relatif lebih sederhana	- Konversi reaksi yang dihasilkan lebih rendah - Menghasilkan limbah produksi - Bahan baku berupa asetaldehida adalah senyawa yang beracun dan mudah terbakar sehingga prosesnya membutuhkan pengendalian yang ketat
Carbonylation (US patent 8,013,196 B2)	- Menggunakan bahan baku yang dapat diperbaharui - Konversi reaksi yang dihasilkan lebih tinggi	- Jumlah produksi bahan baku masih terbatas, namun dapat ditingkatkan sesuai dengan kebutuhan

1.4. Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku, Produk dan Limbah

1.4.1. Bahan Baku

- **Etilen Oksida**

Rumus Molekul	: C_2H_4O
Berat Molekul	: 44,053 g/mol
Wujud	: Cair (10°C, 1 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Titik Didih (1 atm)	: 10,8 °C
Densitas Cairan (20°C)	: 876 kg/m ³
Densitas Gas (20°C)	: 2,98 g/L
Viskositas	: 0,325

- **Karbon Monoksida**

Rumus Molekul	: CO
Berat Molekul	: 28,01 g/mol
Wujud	: Cair (10°C, 1 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Titik Didih (1 atm)	: -191,5 °C
Densitas Gas (20°C)	: 1,25 g/L
Viskositas	: 0,01 cP (20°C)

1.4.2. Katalis

- **ZSM-5 Zeolite**

Bentuk Kristal	: Kubik
Luas Permukaan	: 300 m ² /g

Volume	: 0,13 cm ³ /g
Porositas	: 0,55 nm
Diameter	: 0,5 mm
Densitas	: 850 kg/m ³

1.4.3. Produk Utama

- **Beta-propiolactone**

Rumus Molekul	: C ₃ H ₄ O ₂
Berat Molekul	: 72,06 g/mol
Titik didih	: 162 °C
Densitas	: 1,08 g/ml
Wujud	: Cairan tak berwarna
Viskositas	: 1,4 Cp (25 °C)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1 Alasan Pendirian Pabrik

Beta-propiolactone memiliki peran krusial dalam berbagai sektor industri, terutama dalam bidang farmasi, polimer, dan kimia organik. Di sektor farmasi, beta-propiolactone digunakan dalam pembuatan vaksin, sterilisasi peralatan medis, dan produksi obat-obatan. Selain itu, dalam industri polimer, beta-propiolactone digunakan sebagai bahan baku untuk polimerisasi yang menghasilkan polimer berkualitas tinggi dengan sifat-sifat yang diinginkan, seperti sebagai bahan baku untuk pembuatan asam akrilat. Secara lebih luas, beta-propiolactone menjadi kunci dalam sintesis berbagai senyawa organik kompleks yang memiliki beragam aplikasi di berbagai bidang industri, mulai dari bahan kimia khusus hingga material konsumen sehari-hari.

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam pendirian pabrik beta-propiolactone ini, diantaranya adalah :

1. Indonesia saat ini masih mengimpor beta-propiolactone untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri. Dengan berdirinya pabrik beta-propiolactone di Indonesia diharapkan kebutuhan akan bahan baku ini dapat terpenuhi sehingga dapat menghemat devisa negara.
2. Ditinjau dari segi sosial dan ekonomi, dengan berdirinya pabrik beta-propiolactone ini diharapkan dapat membuka lapangan pekerjaan baru dan menyerap tenaga kerja lokal yang secara tidak langsung dapat meningkatkan kesejahteraan rakyat. Selain itu, dengan berdirinya pabrik ini

dapat mendorong berdirinya industri petrokimia lainnya yang menggunakan bahan baku utama berupa etilen oksida dan karbon monoksida.

Beta-propiolactone sebagai produk utama, banyak digunakan pada berbagai sektor farmasi, industri seperti bahan baku pembuatan polimer dan senyawa kimia lainnya.

2.2 Pemilihan Kapasitas

Dalam menentukan kapasitas rancangan pabrik beta-propiolactone ini perlu mempertimbangkan beberapa hal yang diantaranya jumlah konsumsi dan produksi serta jumlah impor dan ekspor beta-propiolactone di Indonesia. Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik beta-propiolactone didasarkan pada data impor beta-propiolactone oleh badan pusat statistik dan kementerian perindustrian Indonesia, beberapa pertimbangannya yaitu :

1. Kebutuhan beta-propiolactone di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan.
2. Indonesia masih mengimpor beta-propiolactone dari luar negeri karena di Indonesia hanya memiliki satu pabrik yang memproduksi beta-propiolactone.
3. Konsumsi beta-propiolactone di Indonesia cenderung meningkat dari tahun ke tahun, hal ini ditandai dengan meningkatnya impor beta-propiolactone setiap tahunnya.

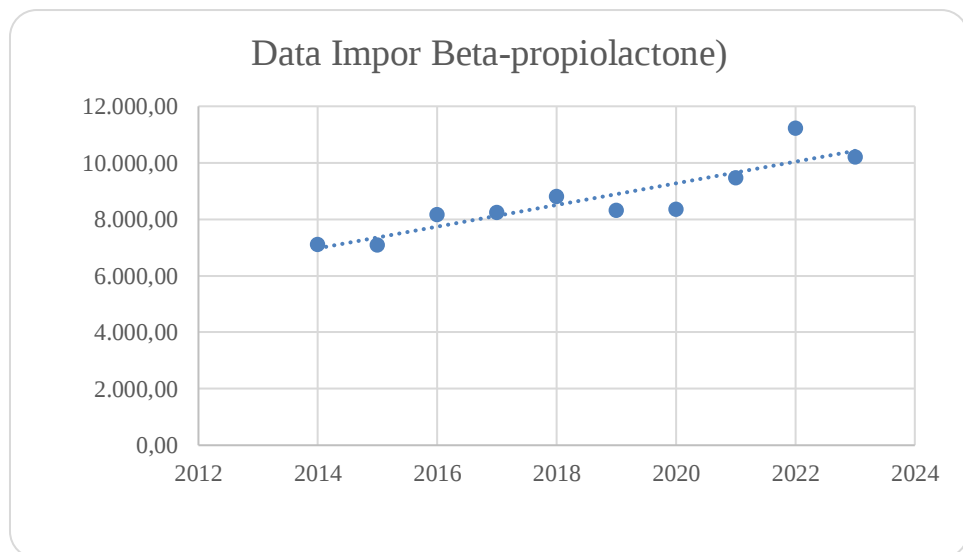
Kebutuhan beta-propiolactone dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan, hal ini dapat kita lihat dari data impor pada tabel dibawah ini.

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan impor beta-propiolactone di Indonesia dapat dilihat pada tabel 2.1.

Tabel 2.1. Data Impor Beta-propiolactone di Indonesia

Tahun	Impor
	Ton/Tahun
2014	7.106,81
2015	7.087,97
2016	8.160,52
2017	8.238,24
2018	8.813,70
2019	8.346,03
2020	8.466,86
2021	9.466,86
2022	11.227,87
2023	10.209,12

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia, 2024



Gambar 2.1 Regresi Linear Data Impor *Beta-propiolactone*

Berdasarkan data tersebut, dengan menggunakan metode regresi linier didapatkan persamaan $y = 383,39x - 765.184$, maka :

$$y = 383,39 (2029) - 765.184$$

$$y = 1.543.082,31$$

Sehingga berdasarkan persamaan regresi linier tersebut dapat diperkirakan kebutuhan beta-propiolactone indonesia pada tahun 2029 sebesar 1.543.082,31 ton.

Bahan baku utama dari pembuatan beta-propiolactone dengan metode karbonilasi adalah etilen oksida dan karbon monoksida. Pada pra rancangan pabrik ini, etilen oksida dan karbon monoksida direncanakan diperoleh dari pabrik-pabrik tersebut yang berlokasi disekitar indonesia. mBerikut beberapa pabrik yang memproduksi etilen oksida dan karbon monoksida di indonesia disajikan pada tabel 2.2 dan tabel 2.3.

Tabel 2.2 Data Produksi Etilen Oksida Di Indonesia

Nama Perusahaan	Produksi	Lokasi
	Ton/Tahun	Di Indonesia
PT. Polychem Indonesia	50.000,0000	Cilegon Banten
PT. Prima Ethycolindo	22.000,0000	Cilegon Banten
PT. Essence Indonesia	30.000,000	Kerawang Jawa Barat
PT. Indeso Aroma	25.000,0000	Jawa Barat
PT. Mane Indonesia	20.000,0000	Jawa barat
TOTAL	147.000,000	

(Sumber: Kemenperin, 2023)

Tabel 2.3 Data Produksi Karbon Monoksida Di Indonesia

Nama Perusahaan	Produksi	Lokasi
	Ton/Tahun	Di Indonesia
PT. Inkaprima Jaya	55.000,0000	Serang Banten
PT. Pertamina Geothermal Energy	30.000,0000	Cilegon Banten
PT. Samator Indo Gas	35.000,0000	Subang Jawa Barat
PT. Aneka Gas Industri	22.000,0000	Jawa Barat
PT. Kanematsu KGK Indonesia	50.000,0000	Jawa barat
TOTAL	192.000,000	

(Sumber: Kemenperin, 2023)

Lokasi pabrik direncanakan akan dibangun di Kecamatan Pamanukan, Kabupaten Subang, Jawa Barat, hal ini dikarenakan didaerah sekitar Jawa Barat memiliki potensi besar berupa keuntungan dekat dengan sumber bahan baku dan target pasar.

Pertimbangan lain yang diambil yaitu jumlah produksi yang memadai dan strategis dengan lokasi pabrik beta-propiolactone, maka dipilihlah tiga perusahaan utama yang memproduksi etilen oksida yakni PT. Prima Ethycolindo, PT. Polychem Indonesia, dan PT. Essence Indonesia. Bahan baku karbon monoksida yakni PT. Samator Indo Gas, PT. Aneka Gas Industri dan PT. Kanematsu KGK Indonesia.

Produksi beta-propiolaktone di Indonesia hingga saat ini hanya megandalkan satu pabrik yakni PT. BrightGene Biomedical Indonesia. Dengan mempertimbangkan keberadaan bahan baku serta peluang pasar yang ada, maka diambil total produksi beta-propiolactone sebesar 5% dari total kebutuhan pada tahun 2029, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 1.543.082,31 \times 5\% \\
 &= 77.154,12 \text{ ton} \\
 &= 77.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Karena kemurnian produk sebesar 98% (*U.S. Patent No. US 11,492,443 B2*) maka bahan baku yang dibutuhkan adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Bahan baku} &= \text{Kapasitas} / \text{Kemurnian produk} \\
 &= 77.000 / 98\% \\
 &= 79.392 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

2.3 Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan beta-propiolactone yaitu etilen oksida dan karbon monoksida. Etilen oksida merupakan salah satu bahan kimia yang berbentuk gas tak berwarna yang mudah menguap dan berbau seperti eter, sedangkan karbon monoksida merupakan bahan kimia yang berbentuk gas tak berwarna, tak berbau dan tak berap. Indonesia memiliki beberapa pabrik etilen oksida dan karbon monoksida. Dengan kapasitas 77.000 ton/tahun. Etilen oksida untuk produksi beta-propiolactone akan disuplai dari PT Prima Ethycolindo, PT. Polychem Indonesia, dan PT. Samator Indo Gas. Bahan baku karbon monoksida yakni PT. Samator Indo Gas, PT. Aneka Gas Industri dan PT. Kanematsu KGK Indonesia.

Pabrik akan memproduksi beta-propiolaktone dengan menggunakan bahan baku etilen oksida dengan kemurnian 97% dan karbon monoksida dengan kemurnian 99%. Pengotor dari bahan baku etilen oksida ini sebesar 3% nya merupakan air, sedangkan karbon monoksida dengan pengotor hidrogen sebesar

1%, sehingga air dan hidrogen tersebut nantinya akan dipisahkan pada proses pemurnian produk.

2.4 Pemilihan Proses

Pembuatan beta-propiolaktone terdiri dari berbagai macam proses, namun ada dua proses umum yang digunakan yakni oksidasi etilena oksida dan karbonilasi. Pada pra-Rancangan Pabrik ini digunakan proses karbonilasi karena pada proses ini memiliki keuntungan berupa konversi reaksi yang sangat tinggi yang mana pada proses ini konversi reaksi yang dihasilkan dapat mencapai 97%. Dibandingkan dengan proses lainnya, proses dehidrasi etanol menjadi etilena memiliki keuntungan sebagai berikut :

1. Kemurnian beta-propiolaktone yang tinggi, pemisahan dan pemurnian produk memerlukan biaya yang lebih sedikit, investasi yang kecil, periode konstruksi yang pendek, dan pengembalian modal yang cepat.
2. Bahan baku tersedia.
3. Tidak memerlukan teknologi yang kompleks dan proses mudah ditingkatkan.

Berdasarkan pertimbangan diatas proses yang dipilih pada pra rancangan pabrik beta-propiolaktone ini adalah proses karbonilasi dengan berdasarkan dari *U.S. Patent No. US 11,492,443 B2*. tahun 2022.

2.5 Uraian Proses

1. Persiapan bahan baku

Bahan baku berupa etilen oksida yang didapat dari PT Prima Ethycolindo, PT. Polychem Indonesia, dan PT. Samator Indo Gas sebanyak 47.991 ton/tahun dengan disuplai menggunakan mobil tangki. Etanol tersebut kemudian diletakan di tangki penyimpanan (T-01) dengan tekanan 1 atm dan suhu 10 °C untuk dapat digunakan pada proses selanjutnya. Selain itu bahan baku karbon monoksida yang didapat dari PT. Samator Indo Gas, PT. Aneka Gas Industri dan PT. Kanematsu KGK Indonesia sebanyak 3.853 ton/tahun. Karbon monoksida kemudian diletakkan di tangki penyimpanan (T-02) dengan tekanan 1 atm dan suhu 10°C.

2. *Pretreatment*

Sebelum etilen oksida dan karbon monoksida di reaksi pada reaktor (R-01), etilen oksida harus memiliki wujud, temperature dan tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi. Etilen oksida akan direaksikan pada fasa liquid, untuk mencapai kondisi operasi di reaktor yaitu suhu 100°C dan tekanan 150 atm. Sehingga etilen oksida pada tangki (T-01) akan dinaikkan tekanannya terlebih dahulu menggunakan pompa. Di pompa (P-01) tekanan dinaikkan menjadi 150 atm. Setelah itu etilen oksida dialirkan menuju heat exchanger (HE-01) untuk menaikkan temperature etilen oksida menjadi 100°C.

Selain itu karbon monoksida direaksikan pada fasa gas dan juga harus dinaikkan suhu dan temperaturnya sesuai dengan kondisi operasi di reaktor. Karbon monoksida yang sebelumnya disimpan di tangki 2 (T-02) akan dinaikkan tekannya terlebih dahulu menggunakan kompresor. Di kompresor (COM-01) tekanan dinaikkan menjadi 150 atm. Setelah itu karbon monoksida dialirkan menuju refrigerant yakni berupa chiller (CH-01) untuk menurunkan temperature menjadi 100°C.

3. Reaksi pembentukan Beta-propiolactone

Reaksi karbonilasi dilakukan pada reaktor (R-01) dengan menggunakan reaktor jenis *Bubble Column Reactor*. Reaksi tersebut menggunakan bantuan katalis ZSM-5 *Zeolite*. Pada reaktor (R-01) etilen oksida dan karbon monoksida terkonversi menjadi beta-propiolactone. Reaksi berjalan dengan tekanan 150 atm dan suhu 100°C. Konversi reaksi yang dihasilkan cukup tinggi yakni berkisar 97%. Mekanisme reaksi yang dihasilkan adalah sebagai berikut :



4. Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari reaktor (R-01) perlu dimurnikan lebih lanjut. Pemisahan yang dilakukan adalah antara karbon monoksida dan etilen oksida yang tidak terkonversi, produk utama yaitu beta propiolactone.

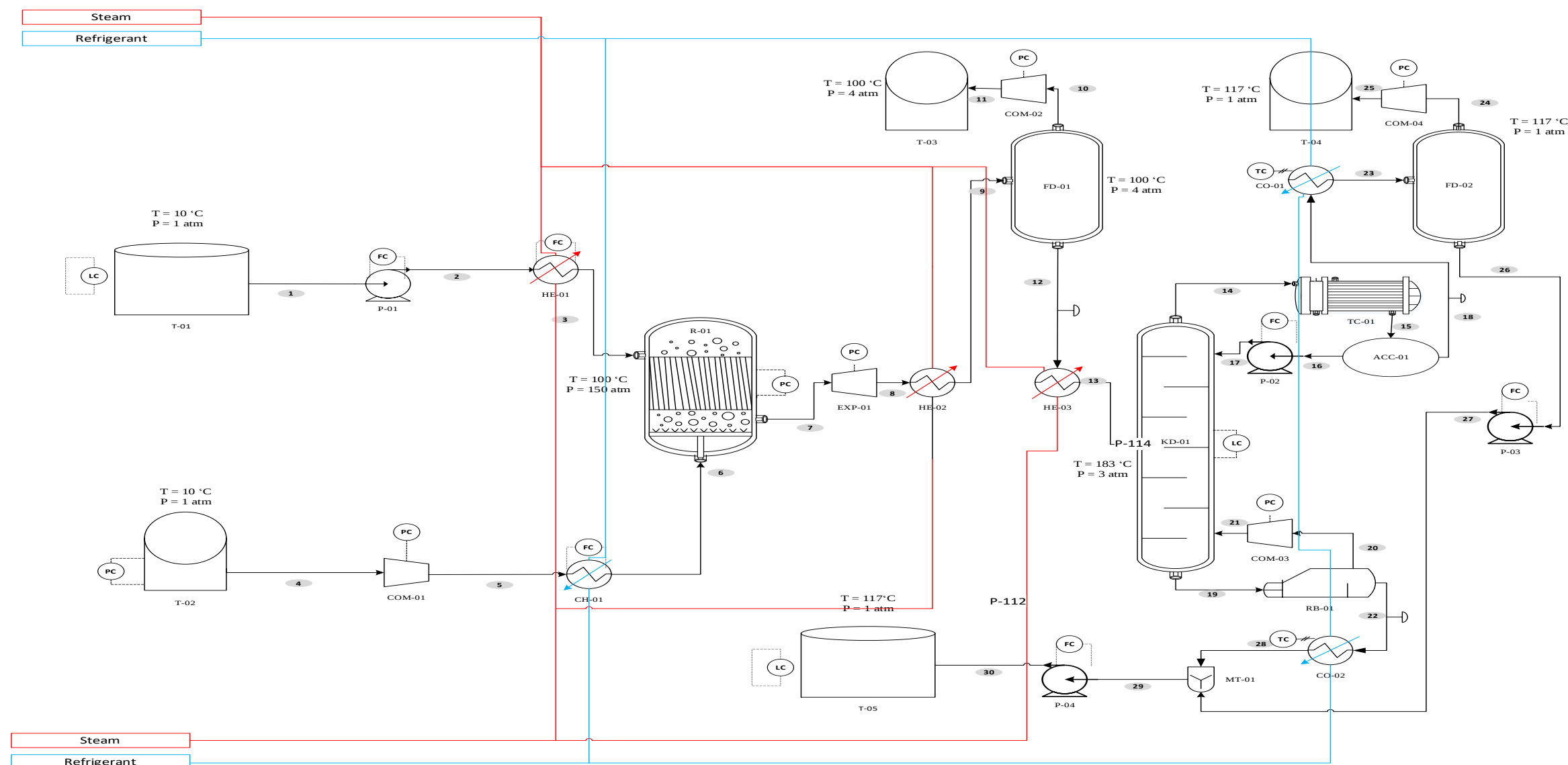
Produk hasil reaksi yang berasal dari reaktor (R-01) diturunkan kembali tekanannya dari 150 atm menjadi 4 atm menggunakan ekspander (EXP-1) agar dapat dipisahkan sesuai dengan kondisi operasi flash drum (FD-01). Kemudian setelah tekanan diturunkan, maka akan terjadi penurunan suhu, selanjutnya aliran tersebut dipanaskan menggunakan heat exchanger (HE-02) hingga suhu 100°C agar sesuai dengan kondisi operasi di flash drum. Proses pemisahan pada flash drum (FD-01) dilakukan pada tekanan 4 atm dengan suhu 100°C. Hasil atas flash drum berupa produk samping yaitu karbon monoksida dan impuritynya hidrogen, kemudian dialirkan menuju Tanki 3 (T-03) yang nantinya akan digunakan sebagai

refrigerant. Sedangkan hasil bawah dari flash drum akan dimurnikan kembali menggunakan kolom destilasi.

Keluaran bawah dari flash drum tersebut kemudian akan di alirkan menuju Kolom destilasi (KD-01) dengan tekanan 4 atm menjadi 3 atm. Kemudian aliran tersebut dipanaskan menggunakan heat exchanger 3 (HE-03) hingga suhu 182°C agar sesuai dengan suhu feed masuk kolom destilasi.

Proses pemisahan pada kolom destilasi dilakukan pada tekanan 3 atm dengan suhu feed adalah 182°C. Sedangkan hasil bawah berupa beta-propiolactone yang merupakan produk utama dialirkan menuju ke mixer (MT-01) yang nantinya akan dicampur dengan hasil produk atas kolom distilasi yang dimurnikan kembali menggunakan flash drum 2 (FD-02). Hasil atas kolom destilasi berupa produk utama yang belum murni, kemudian dialirkan menuju Total Condenser (TC-01) dan kemudian dialirkan menuju flash drum 2 (FD-02) untuk dimurnikan kembali.

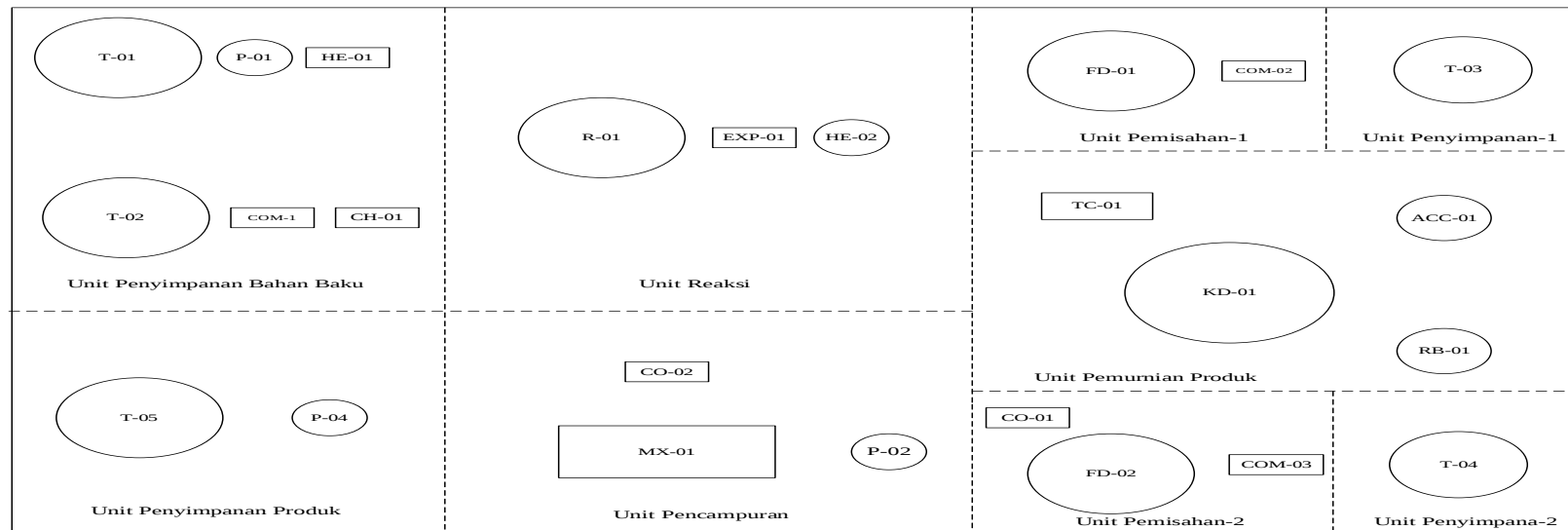
Hasil tersebut kemudian akan dialirkan menuju flash drum 2 dari tekanannya 3 atm ke 1 atm. Kemudian setelah tekanan diturunkan, maka akan terjadi penurunan suhu, selanjutnya aliran tersebut di dinginkan menggunakan Cooler (CO-01) hingga suhu 117°C agar sesuai dengan kondisi operasi di flash drum. Proses pemisahan pada flash drum (FD-02) dilakukan pada tekanan 1 atm dengan suhu feed adalah 117°C. Hasil atas flash drum berupa produk samping yaitu etilen oksida, kemudian dialirkan menuju Tanki 4 (T-04). Sedangkan hasil bawah dari flash drum merupakan produk utama yaitu beta-propiolactone, yang kemudian dialirkan ke mixer tank (MT-01). Produk dari kolom distilasi akan dicampurkan dengan produk dari flash drum 2 di dalam mixer tank.



Gambar 2.2 Flowsheet

Kode Alat	Keterangan	Kode Alat	Keterangan
T	Tangki	CO	Cooler
CH	Chiller	FD	Flash Drum
P	Pompa		
EXP	Expander		
COM	Compressor		
R	Reactor		
HE	Heater		
KD	Kolom Destilasi		
RB	Reboiler		
TC	Total Condesor		
ACC	Accumulator		
MX	Mixing Tank		

	Prodi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi	Gambar 2.2	
Flowsheet Pra Rancangan Pabrik Pembuatan <i>Beta-Popiolactone</i> dari Etilen Oksida dan Karbon Monoksida dengan Proses Karbonilasi Kapasitas 77.000 Ton/Tahun			
Digambar Oleh:			
Exza Yunita		M1B120020	Maret 2024
Putri Mega Agustin		M1B120024	
Diperiksa Oleh:		Paraf	Paraf
1. Oki Alfernando, S.T., M.T.			
2. Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM., CIIQA., C.EIA.			
Disetujui Oleh:			
1. Oki Alfernando, S.T., M.T.			
2. Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM., CIIQA., C.EIA.			



Gambar 2.3 Layout Peralatan *Beta-propiolactone*

Keterangan :

T-01	= Tangki 01	HE-02	= Heater 02
T-02	= Tangki 02	CO-01	= Cooler 01
T-03	= Tangki 03	CO-02	= Cooler 02
T-04	= Tangki 04	COM-01	= Compressor 01
T-05	= Tangki 05	COM-02	= Compressor 02
P-01	= Pompa 01	COM-03	= Compressor 03
P-02	= Pompa 02	MX-01	= Mixing Tank 01
P-03	= Pompa 03	KD-01	= Kolom Destilasi 01
R-01	= Reactor 01	TC-01	= Total Condesor 01
FD-01	= Flash Drum 01	ACC-01	= Accumulator 01
FD-02	= Flash Drum 02	RB-01	= Reboiler 01
HE-01	= Heater 01	CH-01	= Chiller 01

BAB III

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

3.1 Lokasi Pabrik

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



Gambar 3.1 Peta Batas Wilayah Provinsi Jawa Barat

(Sumber: google.com, 2024)



Gambar 3.1 Peta Digital Lokasi Pabrik *Beta-propiolactone*

(Sumber: google.com, 2024)

Pabrik *Beta-propiolactone* ini direncanakan akan didirikan di wilayah Kecamatan Pamanukan, Kabupaten Subang, Provinsi Jawa Barat. Pemilihan ini bertujuan untuk mencapai manfaat baik secara teknis dan ekonomis. berdasarkan pertimbangan berikut :

3.1.1 Faktor Utama

Faktor utama yang secara langsung dapat mempengaruhi tujuan dari pabrik yang akan dibangun antara lain produksi dan distribusi produk. Faktor utama ini adalah:

3.1.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku menjadi prioritas utama karena dalam proses suatu industri hal pertama yang di perhatikan adalah sumber bahan baku yang tidak jauh dari tempat pabrik di dirikan. Bahan baku dalam memproduksi beta-propiolactone adalah etilen oksida dan karbon mnoksida. Lokasi pabrik direncanakan akan dibangun di daerah jawa barat, hal ini dikarenakan didaerah sekitar jawa barat memiliki potensi besar

berupa keuntungan dekat dengan sumber bahan baku. Dengan mempertimbangkan jumlah produksi yang memadai dan dekat dengan lokasi pabrik etilen, maka dipilihlah tiga perusahaan utama etilen oksida dan karbon monoksida yakni PT. Aneka Gas Industri, PT. Samator Indo Gas, PT. Kanematsu KGK Indonesia.

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

3.1.1.2 Pemasaran

Pemasaran adalah salah satu aspek yang sangat mempengaruhi studi kelayakan pendirian pabrik. Jika dalam proses pemasaran tepat sasaran, maka dapat memberikan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Produk *Beta-propiolactone* yang telah diproduksi akan ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor. Seperti yang diketahui bahwa produksi *beta-propiolactone* sendiri hanya diproduksi oleh PT. BrightGene Biomedical Indonesia, sehingga dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat membantu pemenuhan kebutuhan *Beta-propiolactone* dalam negeri yang sebelumnya masih impor dari negara lain. Untuk sasaran ekspor *Beta-propiolactone* di harapkan memasuki pasar global khususnya pada negara ASEAN. Pemasaran produk dapat dilakukan melalui jalur darat dan jalur laut, hal ini dikarenakan lokasi pendirian

pabrik memiliki fasilitas jalan yang sangat baik dan dekat dengan badan Sungai Cipunagara yang akan mempermudah pemasaran produk baik di dalam maupun di luar negeri.

3.1.1.3 Sumber Daya Manusia

Provinsi Jawa barat merupakan daerah dengan jumlah penduduk yang cukup tinggi yaitu sebanyak 49, juta jiwa pada tahun 2020 (BPS, 2020). Dengan banyaknya jumlah penduduk tersebut penyediaan tenaga kerja relatif mudah terpenuhi. Tenaga kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, maupun tenaga ahli.

3.1.1.4 Sarana Transportasi

Provinsi Jawa barat merupakan jalur transportasi yang sangat strategis. Provinsi Jawa barat memiliki akses jalan yang sangat baik yang akan memudahkan transportasi darat untuk distribusi sumber bahan baku dan pendistribusian produk *Beta-propiolactone*.

3.1.2 Faktor Pendukung

3.1.2.1 Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah dan lahan kosong di Subang Jawa Barat yang relatif masih luas dengan struktur tanah yang kuat dan datar. Karena kawasan ini memang ditujukan sebagai kawasan industri, sehingga tanah di sekitarnya cukup stabil. Dengan didukung iklim yang stabil sepanjang tahun, pemilihan lokasi di wilayah ini akan sangat menguntungkan dalam kelangsungan proyek. Terlebih lagi juga telah banyak industri yang menempati daerah ini.

3.1.2.2 Kebijakan Pemerintah

Pemerintah Jambi merencanakan pembangunan industri melalui Peraturan Pemerintah 142 tahun 2015 tentang kawasan industri, sehingga pendirian pabrik beta-propropilactone di Subang Jawa Barat akan mendapatkan kemudahan dari sisi non teknis dan pemerintah sebagai fasilitator untuk memfasilitasi penerbitan izin pendirian pabrik, pajak dan hal-hal lain yang terkait dengan pelaksanaan pendirian pabrik.

3.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik harus diatur sedemikian rupa sehingga penyimpanan bahan baku dan produk, kegiatan proses serta transportasi dapat berjalan seefisien mungkin. Pengaturan letak pabrik ini, meliputi pengaturan posisi serta alat-alat proses yang disesuaikan dengan area yang direncanakan, serta dengan kemudahan pengaturan jalan masuk dan jalan keluar pabrik sehingga operasi pabrik dapat berjalan efisien dan mengurangi biaya operasi. Adapun aspek-aspek yang dapat dipertimbangkan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Pengaturan tata letak peralatan dan pertimbangan terhadap jarak jalan dan bangunan di sekitarnya dapat memberikan keleluasaan bergerak dan memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan akibat yang ditimbulkan.
2. Penggunaan tanah yang dimanfaatkan seefisien mungkin serta kemungkinan perluasan pabrik di masa yang akan datang.
3. Letak peralatan proses instrumen dan letak pipa haruslah sistematis dan aman serta memberikan kemudahan dalam usaha, pengontrolan, pemeliharaan dan perbaikan sistem instrumen.

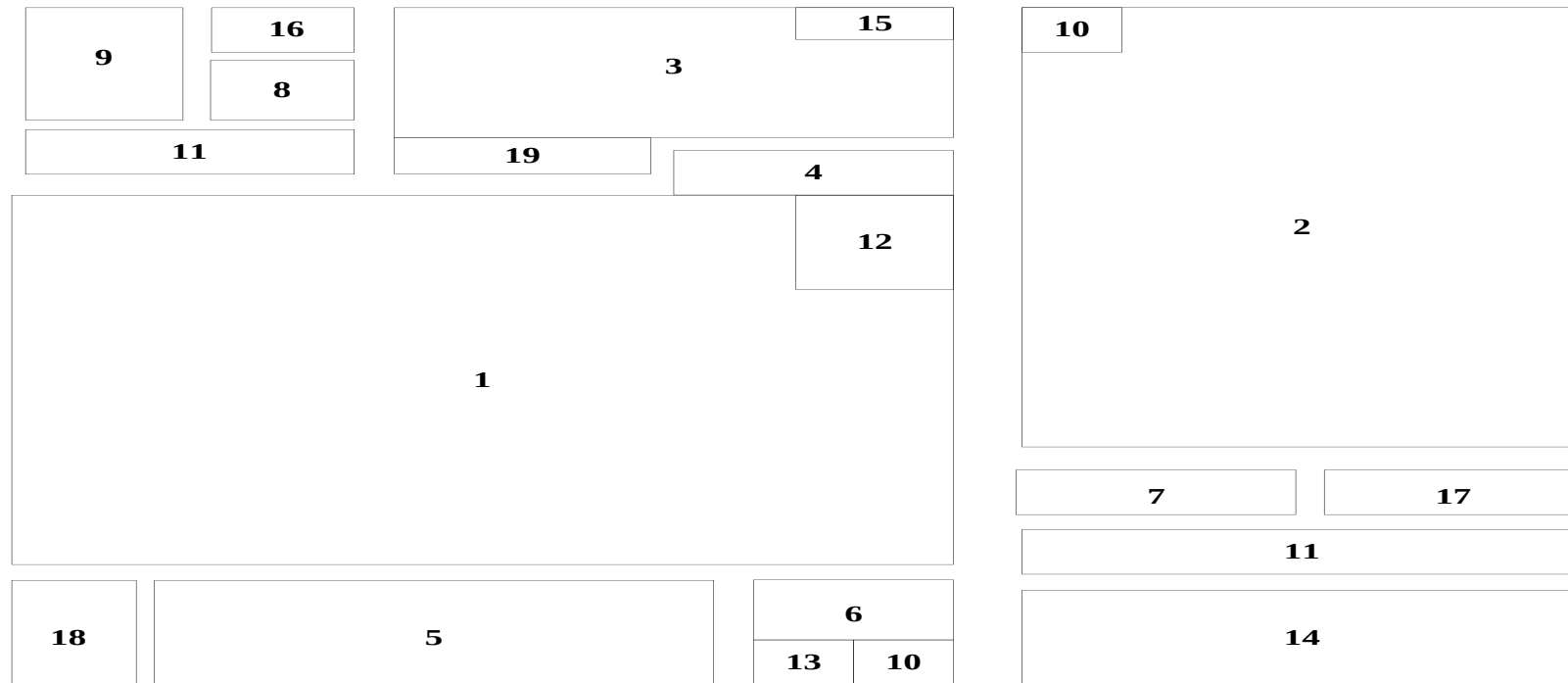
4. Pengawasan yang mudah terhadap operasi dan peralatan proses sehingga dapat memperkecil terjadinya kecelakaan.
5. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
6. Keamanan dan keselamatan kerja.
7. Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan mendirikan unit pengembangan sehingga diupayakan susunan pabrik yang efisien.
8. Tersedianya transportasi yang lancar.
9. Faktor cuaca yang dapat mempengaruhi konstruksi peralatan.
10. Masalah pembuangan sisa-sisa pabrik agar tidak mengganggu lingkungan dan tidak menyebabkan polusi, sehingga kesehatan lingkungan dapat terjaga.

3.3 Luas Tanah

Perkiraan pabrik *Beta-propiolactone* akan dibangun diatas tanah seluas 2,4833 Ha dengan perincian sebagai berikut:

- a. Luas area pabrik = 1,3613 Ha
- b. Luas area perkantoran = 0,3575 Ha
- c. Luas fasilitas penunjang = 0,5025 Ha
- d. Luas area perluasan pabrik = 0,2621 Ha

Berikut adalah denah pra rancangan pabrik pembuatan beta-propiolactone dengan kapasitas 77.000 ton/tahun.



Gambar.3.3. Lay-Out Pabrik *Beta-propiolactone*

Keterangan :

- | | | | |
|----------------------|------------------------|-----------------------|----------------|
| 1. Perluasan area | 6. Laboratorium | 11. kantin | 16. Masjid |
| 2. Pengolahan limbah | 7. <i>Control room</i> | 12. Klinik | 17. Kantor |
| 3. Utilitas | 8. Gudang produk | 13. Pemadam kebakaran | 18. Pos satpam |
| 4. Gudang batubara | 9. Parkir karyawan | 14. Area olahraga | 19. Taman |
| 5. Area proses | 10. Perpustakaan | 15. Mess karyawan | |

BAB IV

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 77.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 jam operasi
Bahan Baku	: Etilen oksida dan Karbon monoksida
Produk	: Beta-propiolactone

Kapasitas Produksi :

$$= \frac{77.000}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 9.722,2222 \text{ kg/jam}$$

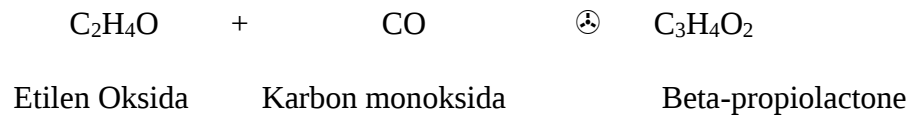
Kemurnian Beta-propiolactone ($\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$) = 98 %. (Sumber : U.S. Patent No. 11,492,443).

$$\begin{aligned}\text{Beta-propiolactone} &= \text{Kemurnian beta-propiolactone} \times \text{Kapasitas Produksi} \\ &= 98 \% \times 9.722,2222 \\ &= 9.527,7778 \text{ Kg} \\ &= 686.601,2028 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Komposisi Beta-propiolactone :

a. Beta-propiolactone	= 98 %
b. Air	= 1,93 %
c. Etilen oksida	= 0,07 %

Mekanisme Reaksi :



Konversi Etilen oksida + karbon monoksida menjadi beta-propiolactone : 97 %

$$\begin{aligned} \text{Mol Feed} &= \text{Mol beta-propiolactone} / 97 \% \\ &= 134,9304 \text{ kmol} \\ &= 9.723,5010 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari Trial dan Error, maka feed (Etilen oksida + karbon monoksida) yang dibutuhkan untuk mencapai kapasitas produk yang diinginkan = 10.024,2278 Kg/jam

4.2. Tank 01 (T-01)

Komponen	Input (kg/jam)
	Aliran 1
C ₂ H ₄ O	6.057,4636
H ₂ O	187,4061
Total	6.246,8697

4.3. Pump (P-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2
C ₂ H ₄ O	6.057,4636	6.057,4636
H ₂ O	187,4061	187,4061

Total	6.246,8697	6.246,8697
--------------	-------------------	-------------------

4.4. Pump 02 (P-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2
C ₂ H ₄ O	6.057,4636	6.057,4636
H ₂ O	187,4061	187,4061
Total	6.246,8697	6.246,8697

4.5. Heater 01 (HE-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 2	Aliran 3
C ₂ H ₄ O	6.057,4636	6.057,4636
H ₂ O	187,4061	187,4061
Total	6.246,8697	6.246,8697

4.6. Tank 02 (T-02)

Komponen	Input (kg/jam)
	Aliran 4
CO	3.852,8849
H ₂	38.9180
Total	3.891,8029

4.7. Compressor 01 (COM-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 4	Aliran 5
CO	3.852,8849	3.852,8849
H ₂	38.9180	38.9180
Total	3.891,8029	3.891,8029

4.8. Compressor 02 (COM-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 4	Aliran 5
CO	3.852,8849	3.852,8849
H ₂	38.9180	38.9180
Total	3.891,8029	3.891,8029

4.9. Chiler 01 (CH-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 5	Aliran 6
CO	3.852,8849	3.852,8849
H ₂	38.9180	38.9180
Total	3.891,8029	3.891,8029

4.10. Reactor 01 (R-01)

Komponen	Intput (kg/jam)	Output (kg/jam)
----------	-----------------	-----------------

	Aliran 3	Aliran 6	Aliran 7
C ₂ H ₄ O	6.059,4636	-	181,7839
CO	-	3.852,8849	115,5865
C ₃ H ₄ O ₂	-	-	9.614,9780
H ₂	-	38,9180	38,9180
H ₂ O	187,4061	-	187,4061
	6.246,8697	3.891,8029	
Total	10.138,6726		10.138,6726

4.11. *Expander 01 (EXP-01)*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 7	Aliran 8
C ₂ H ₄ O	181,7839	181,7839
CO	115,5865	115,5865
C ₃ H ₄ O ₂	9.614,9780	9.614,9780
H ₂	38,9180	38,9180
H ₂ O	187,4061	187,4061
Total	10.138,6726	10.138,6726

4.12. *Heater 02 (HE-02)*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 8	Aliran 9
C ₂ H ₄ O	181,7839	181,7839

CO	115,5865	115,5865
C ₃ H ₄ O ₂	9.614,9780	9.614,9780
H ₂	38,9180	38,9180
H ₂ O	187,4061	187,4061
Total	10.138,6726	10.138,6726

4.13. Flash Drum 01 (FD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 12
C ₂ H ₄ O	181,7839	0	181,7839
CO	115,5865	115,5865	0
C ₃ H ₄ O ₂	9.614,9780	0	9.614,9780
H ₂	38,9180	38,9180	0
H ₂ O	187,4061	0	187,4061
Total	10.138,6726	154,5046	9.984,1680
		10.138,6726	

4.14. Compressor 03 (COM-03)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 10	Aliran 11
CO	115,5865	115,5865
H ₂	38,9180	38,9180
Total	154,5046	154,5046

4.15. Tank 03 (T-03)

Komponen	Input (kg/jam)
	Aliran 11
CO	115,5865
H ₂	38,9180
Total	154,5046

4.16. Heater 03 (HE-03)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 12	Aliran 13
C ₂ H ₄ O	181,7839	181,7839
H ₂ O	187,4061	187,4061
C ₃ H ₄ O ₂	9.614,9780	9.614,9780
Total	9.980,1680	9.980,1680

4.17. Distillation Column 01 (KD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 13	Aliran 18	Aliran 22
C ₂ H ₄ O	181,7839	178,1482	3,6357
H ₂ O	187,4061	0,0067	187,3994
C ₃ H ₄ O ₂	9.614,9780	192,2996	9.422,6785
Total	9.980,1680	370,4545	9.613,7136

9.980,1680

4.18. Total Condenser 01 (TC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 14	Aliran 16	Aliran 15
C ₂ H ₄ O	225,8653	47,7170	178,1482
H ₂ O	0,0184	0,0117	0,0007
C ₃ H ₄ O ₂	352,9175	160,6179	192,2996
Total	578,8011	208,3466	370,4545
		578,8011	

4.19. Accumulator 01 (ACC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 15	Aliran 16	Aliran 18
C ₂ H ₄ O	225,8653	47,7170	178,1482
H ₂ O	0,0184	0,0117	0,0007
C ₃ H ₄ O ₂	352,9175	160,6179	192,2996
Total	578,8011	208,3466	370,4545
		578,8011	

4.20. Pump 03 (P-03)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 16	Aliran 17

C ₂ H ₄ O	47,7170	47,7170
H ₂ O	0,0117	0,0117
C ₃ H ₄ O ₂	160,6179	160,6179
Total	208,3466	208,3466

4.21. Reboiler 01 (RB-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 19	Aliran 20	Aliran 22
C ₂ H ₄ O	4,5882	0,9525	3,6357
H ₂ O	236,4959	49,0965	187,3994
C ₃ H ₄ O ₂	11.891,3126	2.468,6341	9.422,6785
Total	12.132,3967	2.518,6831	9.613,7136
		12.132,3967	

4.22. Compressor 04 (COM-04)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 20	Aliran 21
C ₂ H ₄ O	0,9525	0,9525
H ₂ O	49,0965	49,0965
C ₃ H ₄ O ₂	2.468,6341	2.468,6341
Total	2.518,6831	2.518,6831

4.23. Cooler 01 (CO-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 18	Aliran 23
C ₂ H ₄ O	178,1482	178,1482
H ₂ O	0,0007	0,0007
C ₃ H ₄ O ₂	192,2996	192,2996
Total	370,4545	370,4545

4.24. Flash Drum 02 (FD-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 23	Aliran 24	Aliran 26
C ₂ H ₄ O	178,1482	177,5220	0,6262
H ₂ O	0,0007	0,0063	0,0004
C ₃ H ₄ O ₂	192,2996	84,4175	107,8821
Total	370,4545	261,9458	108,578
		370,4545	

4.25. Compressor 05 (COM-05)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 24	Aliran 25
C ₂ H ₄ O	177,5220	177,5220
H ₂ O	0,0063	0,0063
C ₃ H ₄ O ₂	84,4175	84,4175

Total	261,9458	261,9458
--------------	-----------------	-----------------

4.26. Tank 04 (T-04)

Komponen	Input (kg/jam)
	Aliran 25
C ₂ H ₄ O	177,5220
H ₂ O	0,0063
C ₃ H ₄ O ₂	84,4175
Total	261,9458

4.27. Pump 04 (P-04)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 26	Aliran 27
C ₂ H ₄ O	0,6262	0,6262
H ₂ O	0,0004	0,0004
C ₃ H ₄ O ₂	107,8821	107,8821
Total	108,578	108,578

4.28. Cooler 02 (CO-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 22	Aliran 28
C ₂ H ₄ O	3,6357	3,6357
H ₂ O	187,3994	187,3994

C ₃ H ₄ O ₂	9.422,6785	9.422,6785
Total	9.613,7136	9.613,7136

4.29. Mixer Tank 01 (MT-01)

Komponen	Intput (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 27	Aliran 28	Aliran 29
C ₂ H ₄ O	0,6262	3,6357	4,2619
H ₂ O	0,0004	187,3994	187,3998
C ₃ H ₄ O ₂	107,8821	9.422,6785	9.530,5605
Total	108,578	9.613,7136	9.772,2222
	9.772,2222		

4.30. Pump 05 (P-05)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 29	Aliran 30
C ₂ H ₄ O	4,2619	4,2619
H ₂ O	187,3998	187,3998
C ₃ H ₄ O ₂	9.530,5605	9.530,5605
Total	9.772,2222	9.772,2222

4.31. Tank 05 (T-05)

Komponen	Input (kg/jam)
	Aliran 30

$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	4,2619
H_2O	187,3998
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	9.530,5605
Total	9.772,2222

BAB V
NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 77.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 jam operasi
Satuan	: Kilo Joule (kJ)
Temperatur Referensi	: 25°C

5.1. *Pump* 01 (P-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q1	-194.897,4565	-
Q2	-	-194.897,4565
Total	-194.897,4565	-194.897,4565

5.2. *Pump* 02 (P-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q1	-194.897.456,5461	-
Q2	-	-194.897.456,5461
Total	-194.897.456,5461	-194.897.456,5461

5.3. *Compressor* 01 (COM-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
-----------------	-----------------------	------------------------

Q4	-68.560,9775	-
Q5	-	3.032.655,0438
Qs in	3.101.216,0213	-
Total	3.032.655,0438	3.032.655,0438

5.4. Compressor 02 (COM-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q4	3.032.655,0438	-
Q5	-	3.951.215,2256
Qs in	918.560,1818	-
Total	3.951.215,2256	3.951.215,2256

5.5. Heat Exchanger 01 (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q2	-102.373,2139	-
Q3	-	583.158,4763
Qs In	685.531,6903	-
Qs Out	-	-
Total	583.158,4763	583.158,4763

5.6. Chiller 01 (CH-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q5	3.951.215,2256	-

Q6	-	343.460,0714
Qs In	-2.691.853,6724	-
Qs Out	-	915.901,4818
Total	1.259.361,5532	1.259.361,5532

5.7. Reactor 01 (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q3	1.057.886,4445	-
Q6	343.463,0416	-
Q7	-	1.414.073,8112
Qr	-	-1.270.407,7866
Qserap	-	1.257.683,4614
Total	1.401.349,4860	1.401.349,4860

5.8. Expander 01 (EXP-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q7	1.414.073,8112	-
Q8	-	461.047,4172
Qs In	-953.026,3941	-
Total	461.047,4172	461.047,4172

5.9. Heat Exchanger 02 (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q8	466.251,1963	-
Q9	-	1.429.921,4663
Qs In	963.670.2700	-
Qs Out	-	-
Total	1.429.921,4663	1.429.921,4663

5.10. *Flash Drum 01 (FD-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q9	1.413.962,2677	-
Q10	-	50.908,7882
Q12	-	1.363.053,4795
Total	1.413.962,2677	1.413.962,2677

5.11. *Compressor 03 (COM-03)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q10	50.829,1828	-
Q11	-	50.908,7882
Qs in	79,6054	-
Total	50.908,7882	50.908,7882

5.12. *Heat Exchanger 03 (HE-03)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q12	1.363.053,4795	-
Q13	-	2.975.819,7371
Q _{cw in}	1.612.766,2577	-
Q _{cw out}	-	-
Total	2.975.819,7371	2.975.819,7371

5.13. *Distillation Column (KD-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q13	2.975.819,7371	-
Q18	-	10.456.564,8405
Q22	-	2.902.465,6054
Q _c	199,5400	-
Q _v	-	-10.383.011,1698
Total	2.976.019,2761	2.976.019,2761

5.14. *Total Condensor (TC-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q14	17.398.953,4330	-
Q15	-	55.650,9179
Q16	-	106.220,5224
Q _v	0,4706	-
Q _c	-	-

Q _{cw in}	-16.617.418,3834	-
Q _{cw out}	-	565.601,0800
Total	727.472,5203	727.472,5203

5.15. Accumulator 01 (ACC-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q18	161.871,4403	-
Q19	-	55.650,9179
Q21	-	106.220,5224
Q _c	-	-
Q _{s out}	-	-
Total	161.871,4403	161.871,4403

5.16. Pump 03 (P-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q16	55.650,9179	-
Q17	-	55.650,9179
Total	55.650,9179	55.650,9179

5.17. Reboiler 01 (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q19	2.499.679,7452	-
Q20	-	518.936,7521

Q22	-	1.980.760,9931
Q _v	-	6,4622
Q _{s in}	9,3228	-
Q _{s out}	-	2,8606
Total	2.499.707,0679	2.499.707,0679

5.18. Compressor 04 (COM-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q20	760.117,2661	-
Q21	-	760.412,8310
Q _{s in}	295,5649	-
Total	760.412,8310	760.412,8310

5.19. Cooler 01 (CO-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q18	65.133,0948	-
Q23	-	41.694,4118
Q _{cw in}	-16.533,3101	-
Q _{cw out}	-	6.905,3728
Total	48.599,7846	48.599,7846

5.20. Flash Drum 02 (FD-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
-----------------	-----------------------	------------------------

Q23	68.313,3929	-
Q24	-	50.503,4452
Q30	-	17.809,9476
Total	68.313,3929	68.313,3929

5.21. Compressor 05 (COM-05)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q24	50.503,4452	-
Q25	-	50.503,4452
Qs in	-	-
Total	50.503,4452	50.503,4452

5.22. Pump 04 (P-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q26	1.617.196,2948	-
Q27	-	1.617.196,2948
Total	1.617.196,2948	1.617.196,2948

5.23. Cooler 02 (CO-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q22	1.980,7610	-
Q28	-	1.072,2868
Qcw in	-640,8246	-

	Q _{cw} out	-	267,6495
	Total	1.339,9364	1.339,9364
5.24.	Mixer Tank (MT-01)		
	Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q27	17.809,9476	-
	Q28	3.102.845	-
	Q29	-	2.256.915,0424
	Q _s in	-863.739,5699	-
	Q _s out	-	-
	Total	2.256.915,0424	2.256.915,0424

5.25. **Pump 05 (P-05)**

	Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q29	2.256.915,0424	-
	Q30	-	2.256.915,0424
	Total	2.256.915,0424	2.256.915,0424

BAB VI

SISTEM UTILITAS

Unit utilitas merupakan suatu unit yang mendukung dan menunjang jalannya operasional suatu pabrik. Unit ini terdiri dari beberapa jenis, yaitu unit penyediaan steam, pengolahan dan penyediaan air, penyediaan listrik, serta penyediaan bahan bakar.

6.1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air

Unit yang mengelola dan memenuhi kebutuhan air dalam operasional pabrik yaitu unit pengolahan dan penyediaan air. Pada unit ini dilakukan pengolahan untuk semua jenis kebutuhan air, baik air pendingin, air proses, air umpan boiler, dan air domestik. Air yang digunakan pada pabrik ini bersumber dari Sungai Cipunagarayang letaknya berdekatan dengan pabrik ini.

6.1.1. Unit Pengolahan Air

Air yang digunakan dalam unit utilitas berasal dari air Sungai Cipunagara. Dalam perancangan pabrik Beta-propiolactonedari Karbonilasi ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai terdekat dengan pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Air sungai memiliki kontinuitas yang relatif tinggi, sehingga dapat mengurangi kendala kekurangan air.
2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan yang murah.

Sebelum digunakan, air harus dilakukan pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi standar pada kebutuhan air. Pengolahan air dapat dilakukan secara fisik dan kimia dengan berbagai tahap. Air yang dibutuhkan yaitu air domestik, air umpan boiler, air proses dan air pendingin. Pada setiap jenis air dilakukan pengolahan yang berbeda, tetapi untuk air proses digunakan langkah yang sama dengan air pendingin.

Pada pengolahan air domestik, tahap-tahap yang dilakukan adalah penyaringan awal, pengendapan, pemisahan, penyaringan akhir, dan penghilangan mikroorganisme. Air domestik ini harus memenuhi beberapa persyaratan agar dikatakan layak berdasarkan PERMENKES nomor 32 tahun 2017, yaitu sebagai berikut.

Tabel 6.1. Parameter Standar Baku Mutu Air Domestik

Parameter	Unit	Kadar Maksimum
Kekeruhan	NTU	25
Warna	TCU	50
Zat Padat Terlarut (TDS)	mg/l	1000
Suhu	°C	Suhu udara $\pm$ 3
Rasa	-	Tidak berasa
Bau	-	Tidak berbau
Total <i>Coliform</i>	CFU/100 ml	50
pH	mg/l	6,5 – 8,5
Besi	mg/l	1
Fluorida	mg/l	1,5
Kesadahan (CaCO_3)	mg/l	500
Mangan	mg/l	0,5

Nitrat (sebagai N)	mg/l	10
Nitrit (sebagai N)	mg/l	1
Sianida	mg/l	0,1
Deterjen	mg/l	0,05
Pestisida Total	mg/l	0,1

(Sumber : Permenkes, 2017)

Pada pengolahan air umpan boiler, 5 tahap pada pengolahan air domestik tersebut akan dilanjutkan dengan proses *kation exchange*, *anion exchange*, dan deaerasi. Baku mutu air untuk umpan boiler hampir sama dengan air domestik, hanya saja terdapat beberapa parameter tambahan yang harus terpenuhi (Sari, 2017). Parameter tambahan bertujuan untuk melakukan kontrol parameter air boiler. Kontrol parameter air boiler harus lebih teliti dibandingkan air domestik dan air pendingin, dikarenakan air boiler akan masuk pada sistem dengan tekanan tinggi sehingga perlu dilakukan pencegahan agar tidak menimbulkan korosi pada pipa boiler. Berdasarkan Tabel 6.2, disajikan parameter standar baku mutu air boiler sebagai berikut.

Tabel 6.2. Parameter Standar Baku Mutu Air Umpan Boiler

Parameter	Unit	Kadar Maksimum
pH	mg/l	7,5 - 9
Zat Padat Terlarut (TDS)	ppm	50
Silika	ppm	5

(Sumber : Sari, 2017)

Pada pengolahan air pendingin dan air proses, tahapannya sama pada air domestik dan umpan boiler juga dilakukan, tetapi ditambah juga dengan alat

cooling tower untuk menghasilkan air dengan suhu yang dibutuhkan, yaitu 30°C.

Adapun tahapan-tahapan pengolahan air Sungai Cipunagara adalah sebagai berikut:

a. Penyaringan

Pada penyaringan awal, air sungai harus disaring terlebih dahulu menggunakan *screen* untuk menghilangkan kotoran-kotoran besar seperti ranting kayu, daun sampah dan lain sebagainya.

b. Pengendapan

Setelah dilakukan penyaringan awal selanjutnya dilakukan pengendapan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang masih terikut. Pengendapan ini dilakukan dengan dua tahap, yang pertama dengan mendiamkan air didalam bak pengendapan. Setelah itu diberi senyawa kimia berupa aluminium sulfat $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ untuk membantu proses pengendapan. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell *et al*, 2016).

c. Koagulasi dan Flokulasi

Air memasuki tahapan koagulasi dan flokulasi. Dilakukan penghilangan terhadap partikel yang berukuran besar dengan cara penyaringan, tetapi dilakukan pemisahan terhadap partikel koloid yang ada melalui proses klarifikasi dalam penetralan dan penggumpalan (koagulasi).

Pada proses koagulasi, digunakan bahan kimia sebagai bahan penggumpal, yaitu:

1. Larutan tawas (aluminium sulfat)

Larutan aluminium sulfat berupa tepung berwarna putih, stabil dalam udara, dapat larut dalam air, tidak mudah terbakar, tidak dapat larut dalam alkohol dan dapat dengan cepat membentuk gumpalan. Alum digunakan sebagai bahan

penggumpal (*flocculants*) untuk menjernihkan air. Pembentukan *flock* terbaik pada pH 6,5 – 7,5. Jumlah alum yang diinjeksikan sebanyak 0,06% dari air umpan dengan konsentrasi 17% volume.

2. Soda kaustik

Dilakukan penginjeksian soda kaustik untuk mengatur pH atau memberikan kondisi basa pada air sungai, sehingga pembentukan *flock* oleh alum lebih mudah dikarenakan air sungai cenderung bersifat asam. Soda abu yang digunakan untuk penginjeksian sebanyak 0,05% dari air umpan dengan konsentrasi 11% volume.

3. Kaporit

Kaporit digunakan sebagai pembunuh bakteri, jamur, dan mikroorganisme. Kaporit yang diinjeksikan berjumlah 1,2 % dari umpan dengan konsentrasi 33 % volume.

Reaksi yang terjadi adalah;



Tahapan proses koagulasi, flokulasi dan penjernihan adalah sebagai berikut:

1. Zat-zat pengotor dalam bentuk senyawa suspensi koloidal tersusun dari ion-ion bermuatan negatif yang saling tolak-menolak.
2. Pelarutan Aluminium Sulfat dalam air sehingga terbentuk ion Al^{3+} dan OH^- serta dihasilkan asam sulfat dengan reaksi sebagai berikut :



3. Terjadi pembentukan *flock* (butiran gelatin) ketika ion yang bermuatan positif dalam koagulan (Alum) berkontak dengan ion negatif tersebut pada kondisi pH tertentu.
4. Terjadi penambahan ukuran terhadap butiran partikel *flock* dan berat sehingga cenderung akan mengendap ke bawah.
5. Terjadi penurunan pH pada proses pembentukan *flock* atau semakin asam, karena terbentuk juga H_2SO_4 . Sehingga dilakukan penginjeksian NaOH untuk mengontrol pH.
6. Dilakukan pencampuran koagulan secara cepat dengan air untuk menjamin koagulasi yang efisien pada dosis bahan kimia yang minimal.
7. Tahap selanjutnya yaitu dilakukan pengadukan pelan agar terjaga pembentukan *flock* (flokulasi) dan terjadi pengendapan terhadap partikel *flock* sambil memperhatikan pembentukan lapisan lumpur (*sludge blanket*) sehingga air yang jernih akan terpisah dari endapan *flock*. Proses ini terjadi di *Clarifier/Flock creator*.
8. Lapisan lumpur harus selalu dijaga keberadannya. Hal ini dilakukan karena lapisan lumpur berfungsi menahan *flock* yang baru terbentuk.
9. Untuk menjaga supaya lumpur merata dan tidak terlalu padat dilakukan pengadukan lambat.
10. Dilakukan penjagaan terhadap level lapisan lumpur dengan melakukan *blowdown*.

d. Penyaringan (*Filtration*)

Kandungan partikel masih terdapat pada air hasil koagulasi. Partikel tersebut masih dapat menjadi penyebab *fouling* pada alat maupun perpipaian. Maka

dilakukan pemisahan partikel yang masih tersisa dengan filtrasi. Filtrasi menggunakan *sand filter*.

Terjadi pengumpulan partikel yang tersaring pada lapisan permukaan *bed*. Apabila *bed* sudah banyak terisi oleh partikel pengotor setelah durasi tertentu, maka tekanan aliran akan tinggi. Apabila tekanan sudah tinggi, maka dilakukan *backwash* untuk membuang partikel pengotor yang terakumulasi pada *bed* selama penyaringan. Air *backwash* yang kaya akan pengotor dibuang sebagai limbah dan diolah lebih lanjut.

Terdapat beberapa jenis *bed* yang digunakan pada proses filtrasi. Lapisan tersebut terdiri dari *antrasit*, *coarse sand*, *fine sand*, dan *activated carbon*. Lapisan tersebut tersusun berurutan. Urutan tersebut menyaring dari partikel yang besar (*antrasit*), sedang (*coarse sand*), kecil (*fine sand*) dan penyaring bau, warna dan klorin (*activated carbon*). Air keluaran proses filtrasi ini sudah memenuhi spesifikasi air proses, air pendingin dan sanitasi. Jadi, dari tangki produk filtrasi digunakan sebagai air proses, air pendingin, air *hydrant*, dan air sanitasi.

Dilakukan regenerasi jika filter ini telah jenuh dengan cara cuci aliran balik (*backwash*) dengan aliran yang lebih tinggi dari aliran filtrasi, hal ini dilakukan untuk melepaskan kotoran (*suspended matters*) dari permukaan filter dan untuk memperluas bidang penyaringan. Setelah di-*backwash* dan filter dioperasikan kembali, air hasil saringan untuk beberapa menit pertama dikirim ke pembuangan, hal ini dilakukan untuk membersihkan sistem dari benda-benda padat yang masih terbawa dan setelah itu dibuang.

Secara otomatis, *Backwash* filter akan hilang pada tekanan tinggi (*high pressure drop*) sudah tercapai atau waktu operasi (*duration time*) tercapai.

Dilakukan penginjeksian larutan kaporit untuk mencegah tumbuhnya mikroorganisme pada produk air filter yang masuk ke tangki penyimpanan air filter. Selanjutnya dilakukan pendistribusian dari tangki air filter ke perumahan dan unit demineralisasi.

e. Demineralisasi Air

Unit demineralisasi air berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^{4-} , Cl^- , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air dapat diperlukan karena air umpan boiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut:

1. Jika *steam* digunakan sebagai pemanas, maka tidak boleh menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube Exchanger*. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan dapat mengakibatkan tidak dapat beroperasi sama sekali.
2. Bebas dari gas- gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2

Dilakukan pengumpanan air ke Kation *Exchanger* untuk menghilangkan kation- kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , dan Al^{3+} . Kation- kation ini dapat menyebabkan kesadahan sehingga kation ini harus diserap dengan menggunakan resin.

Reaksi:





Dilakukan pengumpanan air yang keluar dari Kation *Exchanger* ke Anion *Exchanger* untuk menghilangkan anion - anion mineralnya. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO_3^- , CO_3^{2-} , Cl^- , NO_3^- , dan SiO_3^{2-} .

Reaksi:



Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1-6,2. Regenerasi Anion Exchanger dilakukan dengan menambahkan larutan NaOH reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Kemudian dari Anion *Exchanger* dialirkan ke unit Deaerator.

f. Deaerasi

Penghilangan gas-gas terlarut terutama oksigen dan CO_2 dilakukan sebelum air demin menjadi air umpan boiler melalui proses deaerasi. Hal ini dilakukan karena oksigen dan CO_2 dapat menyebabkan korosi pada perpipaan dan tube-tube boiler. Proses deaerasi dilakukan dalam deaerator dalam 2 tahap yaitu secara mekanis dan kimia.

Mereaksikan dengan hydrazine (N_2H_4). Cara ini mampu menghilangkan sisa oksigen. Reaksi yang terjadi adalah:





g. Pendinginan

Pada pabrik, digunakan air pendingin yang diproduksi oleh *cooling tower*. Air yang telah digunakan dalam alat perpindahan panas selanjutnya didinginkan kembali dalam *cooling tower*. Sehingga harus adanya make up untuk menutupi jumlah air yang hilang selama proses. Air yang masuk kedalam *cooling tower* ini juga ditambahkan zat penghilang kerak.

6.1.2. Unit Penyediaan air

6.1.2.1 Air pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai pendingin peralatan proses. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penyediaan air untuk keperluan pendinginan sebagai berikut :

1. *Scale* (kerak) pada sistem perpipaan yang ditimbulkan akibat kesadahan air.
2. *fouling* alat *Heat Exchanger* yang terjadi akibat mikroorganisme seperti bakteri, plankton yang tinggal dalam air sungai, berkembang dan tumbuh.
3. Terganggunya film *corossion inhibitor* sehingga dapat menurunkan *heat transfer coefficient*, dan dapat menjadi makanan mikroba yang dapat menimbulkan endapan.
4. Bahan-bahan penyebab korosi dan bahan-bahan penyebab penurunan efisiensi perpindahan panas seperti senyawa asam kuat.

Berikut ini adalah jumlah air pendingin yang dibutuhkan pada pabrik Beta-propiolactonedari Dehidradi Etanol oleh alat proses berdasarkan hasil perhitungan dari neraca massa, sebagai berikut.

Tabel 6.3. Kebutuhan air pendingin

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	P-01	5.934,5262	kg/jam
2	P-02	5.934,5262	kg/jam
3	P-03	197,9293	kg/jam
4	P-04	103,0832	kg/jam
5	P-05	9.236,111	kg/jam
Total air pendingin		25.379,1624	kg/jam

Penggunaan air pendingin dilakukan secara kontinu, dimana air pendingin yang telah digunakan akan didinginkan kembali di *Cooling Tower*. Selama air didinginkan di *cooling tower*, terjadi beberapa kehilangan (*loss*), yaitu *evaporation loss*, *drift loss*, dan *blowdown*.

1. *Evaporation loss*

Evaporation loss adalah kehilangan air pendingin karena adanya penguapan. Besarnya air pendingin yang hilang ini dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

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

Keterangan :

W_e = *Evaporation loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam) = 25.379,1624 kg/jam

T_1 = Temperatur air pendingin masuk *cooling tower* (°F) = 302 °F

T_2 = Temperatur air pendingin keluar *cooling tower* (°F) = 86 °F

Maka :

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2)$$

$$= 0,00085 \times 25.379,1624 \text{ kg/jam} \times (302 - 86) ^\circ\text{F}$$

$$= 3.930,1739 \text{ kg/jam}$$

2. *Drift loss*

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

$$W_d = 0,2\% \times W_c \quad (\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan :

W_d = *Drift loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam) = 16.101,5252 kg/jam

Maka :

$$W_d = 0,2\% \times W_c$$

$$= 0,2\% \times 16.101,5252 \text{ kg/jam}$$

$$= 42,8124 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah total } \textit{make-up} \text{ air pendingin} &= W_e + W_d \\ &= 3.930,1739 + 42,8124 \\ &= 3.972,9863 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6.1.2.2 Air Domestik

Air domestik digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, pemadaman kebakaran, dan keperluan lainnya. Berikut jumlah air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik Etilena:

1. Kebutuhan rumah tangga

Kebutuhan rumah tangga yang digunakan pada perumahan adalah 120 liter/jam (SNI 03-7065-2005). Kebutuhan rumah tangga adalah untuk pekerja yang berjumlah 122 orang.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan rumah tangga} &= 122 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 14.640 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

2. Kantor dan Pabrik

Pada kantor dan pabrik air domestik digunakan oleh karyawan sebanyak 120 liter/jam (Kusnarjo, 2010). Sehingga total kebutuhan air pada kantor dan pabrik adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kantor dan pabrik} &= (122 + 29) \times 120 \text{ liter/jam.} \\ &= 151 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 18.300 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

3. Laboratorium

Pada laboratorium terdapat 6 pegawai tiap shift, dengan jumlah 120 liter/jam (SNI 03-7065-2005). Sehingga didapatkan kebutuhan air domestik untuk laboratorium adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan laboratorium} &= 6 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 720.000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

4. Kantin dan Masjid

Pada kantin dan masjid digunakan jumlah air sebanyak 20 % dari kebutuhan kantor dan pabrik (SNI 03-7065-2005). Sehingga didapatkan jumlah kebutuhan untuk kantin dan masjid adalah sebagai berikut.

$$\text{Kebutuhan kantin dan masjid} = 20 \% \times 18.300,0000 \text{ liter/jam}$$

$$= 3.660 \text{ liter/jam}$$

5. Poliklinik

Pada poliklinik terdapat 8 pegawai tiap shift, dengan jumlah 120 liter/jam (SNI 03-7065-2005). Poliklinik yang digunakan adalah 1 unit, sehingga kebutuhan air domestik adalah sebagai berikut.

$$\text{Kebutuhan poliklinik} = 8 \times 120 \text{ liter/jam}$$

$$= 960.000 \text{ liter/jam}$$

6. Air Pemadam kebakaran dan cadangan

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

$$\text{Air pemadam kebakaran dan cadangan} = 40 \% \times 38.280,0000 \text{ liter/jam}$$

$$= 15.312,0000 \text{ liter/jam}$$

Tabel 6.4. Kebutuhan air domestik

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Kebutuhan rumah tangga	14.640,0000	kg/jam
2	Kantor dan pabrik	18.300,0000	kg/jam
3	Laboratorium	720,0000	kg/jam
4	Kantin dan Masjid	3.660,0000	kg/jam
5	Poliklinik	960,0000	kg/jam
6	Air pemadam dan cadangan	15.312,000	kg/jam
Total		53.592,0000	kg/jam

7. Air boiler

Air umpan *boiler* merupakan air yang diperuntukan sebagai bahan baku pembentukan *steam* pemanas untuk keberlangsungan proses. Air umpan boiler haruslah terbebas dari mineral yang terkandung di dalam air. Air produk deaerasi digunakan sebagai pasokan air boiler. Air dikirim ke boiler (unit daya) dan kemudian dialirkan ke steam bertekanan tinggi. Energi uap bertekanan tinggi digunakan untuk menggerakkan turbin dan energi yang tersisa berupa uap bertekanan rendah/tekanan sedang yang digunakan sebagai elemen pemanas untuk unit proses. Hal-hal yang perlu dipertimbangkan saat menangani pasokan air boiler:

1. Zat-zat penyebab korosi

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

2. Zat-zat penyebab *foaming*

Air yang diperoleh dari proses pemanasan dapat menghasilkan gelembung di boiler. Karena sejumlah besar zat organik, anorganik dan tidak larut. Efek berbusa terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

3. Zat-zat yang menyebabkan *scale foaming*

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang bisa berupa garam-garam karbonat dan silika.

Kondensat dari *steam* nantinya akan disirkulasi kembali sebagai air umpan boiler. Kehilangan (*loss*) di *steam trap* dan pada saat *blowdown* sebesar 5% (Perry, R. H., 1999). *Make-up* air umpan boiler untuk menghasilkan *steam* adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Make-up} &= 5 \% \times \text{kebutuhan steam} \\
 &= 5 \% \times 7.652,3401 \text{ kg/jam} \\
 &= 382,6170 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Air Blowdown boiler masuk ke *Cooling Tower*

$$\begin{aligned}
 \text{Air Blowdown boiler} &= 5\% \times \text{make up umpan} \\
 &= 5\% \times 382,6170 \\
 &= 19,1309 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 6.5. Kebutuhan Air

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Air Pendingin	25.379,1624	kg/jam
2	Air Domestik	53.592,0000	kg/jam
3	Air Boiler	8.034,9271	kg/jam
Total		87.006,1195	kg/jam

6.2. Unit Penyediaan *Steam*

6.2.1. *Steam* pemanas

Unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan *steam* pada proses pertukaran panas, proses, dan penggerak turbin. *Steam* yang digunakan dari unit *boiler* merupakan *saturated steam* dengan suhu 250 °C dan dihasilkan dari *steam* turbin. *Steam* biasanya digunakan sebagai media pemanas dalam proses produksi. Kebutuhan *steam* dalam pabrik Beta-propiolactonemeliputi:

Tabel 6.6. kebutuhan *steam* pemanas

No	Nama Alat	Jumlah <i>Steam</i> (kg/jam)
1	Heater -01	245,5607
2	Heater -02	341,3386
3	Heater -03	577,7004
4	Reboiler – 01	0,0033
Total		1.164,6030

Digunakan Faktor keamanan sebanyak 10 % (Perry, R. H., 1999), sehingga jumlahnya sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \textit{steam} \text{ pemanas} &= (1 + 10 \%) \times 1.164,6030 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.281,0633 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

6.2.2. *Steam Turbin*

Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah *superheated steam* tekanan 60 bar, suhu 400°C. Data dari Tabel 29-9 (Perry, R. H., 1999) didapatkan sebagai berikut.

$$\text{Daya turbin} = 1.305,2639 \text{ kW} = 1.750,3874 \text{ HP}$$

$$\text{Aliran } \textit{Steam} = 11,7500 \text{ lb/kW.jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah kebutuhan } \textit{steam} &= 1.305,2639 \times 11,7500 \\
 &= 6.956,6728 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10% (Perry, R. H., 1999).

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \textit{steam} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah kebutuhan } \textit{steam} \\
 &= (1 + 10\%) \times 6.956,6728 \text{ kg/jam} \\
 &= 7.652,3401 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 6.7. Kebutuhan *Steam* Turbin

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
<i>Steam</i> Pemanas (<i>saturated steam</i>)	1.281,0633
<i>Steam</i> Turbin (<i>Superheated steam</i>)	7.652,3401
Total	8.933,4034

6.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Unit listrik pada pabrik digunakan untuk pencahayaan pabrik dan proses produksi sebagai tenaga penggerak beberapa peralatan proses seperti pompa dan peralatan proses kontrol. Tenaga listrik untuk pabrik ini dipenuhi oleh produksi *boiler*.

6.3.1. Listrik Peralatan

Pada pabrik ini digunakan berbagai alat peralatan yang membutuhkan tenaga listrik. Jumlah daya yang dibutuhkan adalah sebagai berikut.

Tabel 6.8. Kebutuhan listrik peralatan

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	Compressor (COM-01)	596,5600	kW
2	Compressor (COM-02)	63,3845	kW
3	Compressor (COM-03)	0,1	kW
4	Compressor (COM-04)	0,1	kW
5	Compressor (COM-05)	0,1	kW
6	Expander (EXP-01)	7,1995	kW
7	Pump (P-01)	2,9828	kW
8	Pump (P-02)	2,9828	kW
9	Pump (P-03)	2,9828	kW

10	Pump (P-04)	2,9828	kW
11	Pump (P-05)	2,9828	kW
Listrik peralatan		682,3580	kW

6.3.2. Pencahayaan

6.3.2.1 Pencahayaan Pabrik

Dalam menghitung energi listrik pada pabrik Beta-propiolactone untuk penerangan menggunakan persamaan (Perry, R. H., 1999):

$$L = \frac{a \times F}{U \times D}$$

Dengan,

L = Lumen per outlet

a = Luas area (m²)

F = *Foot candle* yang diperlukan (lumen/m²)

U = Koefisien utilitas (*neutral white LED*)

D = Efisiensi lampu

F (lux, lumen/m²) menggunakan standar SNI 03-6197-2011 tentang Konversi Energi pada sistem pencahayaan. U merupakan koefisien utilitas berdasarkan jenis lampu yang digunakan. Pada pabrik ini direncanakan akan menggunakan lampu LED yang memiliki nilai U 77%. Nilai D lampu LED memiliki kisaran 80-90% diambil nilai D = 85%.

Tabel 6.9. Lumen berdasarkan Luas Bangunan

Bangunan	Luas (m ²)	F (lux)	U	D	$\frac{A \times F}{U \times D}$
Pos Keamanan	50	60	0.77	0.85	4.583,6516

Parkir	200	100	0.77	0.85	30.557,6776
Perkantoran	3.575	350	0.77	0.85	1.911.550,8021
Pusdiklat dan Perpustakaan	160	300	0.77	0.85	73.338,4263
Area proses produksi	13.613	1000	0.77	0.85	20.798.457,8293
Laboratorium	150	500	0.77	0.85	114.591,2911
Poliklinik	80	250	0.77	0.85	30.557,6776
Luas Perumahan Karyawan	1.525	250	0.77	0.85	582.505,7296
Masjid	400	200	0.77	0.85	122.230,7105
<i>Fire and Safety</i>	150	200	0.77	0.85	45.836,5164
Gudang	360	100	0.77	0.85	55.003,8197
Area pengolahan limbah dan utilitas	1.000	200	0.77	0.85	305.576,7762
Halaman, taman dan jalan	500	100	0.77	0.85	152.788,3881
Sarana Olahraga	450	300	0.77	0.85	206.264,3239
Area perluasan	2.621	100	0.77	0.85	363.504,4582
Total					21.898.959,376

Dalam memenuhi kebutuhan pencahayaan di pabrik Beta-propiolactone direncanakan menggunakan berbagai jenis lampu sesuai dengan SNI 03-6197-2011 tentang Konversi Energi pada sistem pencahayaan. Berikut ini adalah perhitungan daya lampu yang dibutuhkan:

Tabel 6.10. Perhitungan Daya Lampu

Bangunan	Luas (m ²)	W/m ²	Total (watt)
Pos Keamanan	50	4	22,9183

Parkir	200	4	38,1971
Perkantoran	3.575	13	44.184,4000
Pusdiklat dan Perpustakaan	160	11	1.760
Area proses produksi	13.613	25	340.314,7662
Laboratorium	150	13	1.950
Poliklinik	80	15	1.200
Luas Perumahan Karyawan	1.525	5	7.250
Masjid	400	10	4.000
<i>Fire and Safety</i>	150	15	2.250
Gudang	360	5	1.800
Area pengolahan limbah dan utilitas	1.000	25	125.000
Halaman, taman dan jalan	500	5	2.500
Sarana Olahraga	450	7	2.250
Area perluasan	2.261	25	65.525,9624
Total			504.545,5286

Dalam memenuhi kebutuhan pencahayaan di pabrik Beta-propionolactone direncanakan menggunakan SNI 03-6197-2011 tentang Konversi Energi pada sistem pencahayaan. Berikut ini adalah perhitungan jenis lampu yang dibutuhkan:

Tabel 6.11. Penentuan Jenis Lampu

Bangunan	Lumen	<i>Lumen</i> Watt	Jenis Lampu
Pos Keamanan	32.291,7000	22.9	Halogen
Parkir	215.278,0000	38.2	Merkuri

Perkantoran	13.466.822,9290	41.1	fluoresen kompak
Pusdiklat dan Perpustakaan	516.667,2000	41.7	fluoresen kompak
Area proses produksi	146.524.564,4898	61.1	Fluoresen tabung
Laboratorium	807.292,5000	58.8	Fluoresen tabung
Poliklinik	215.278,0000	25.5	Halogen
Luas Perumahan Karyawan	4.103.736,8750	76.4	fluoresen tabung
Masjid	861.112,0000	30.6	Merkuri
<i>Fire and Safety</i>	322.917,0000	20.9	Halogen
Gudang	387.500,4000	30.6	Merkuri
Area pengolahan limbah dan utilitas	2.152.780,0000	12.2	Pijar
Halaman, taman dan jalan	538.195,0000	30.6	Merkuri
Sarana Olahraga	1.453.126,5000	65.5	Fluoresen tabung
Area perluasan	2.821.259,6274	6.1	Pijar
Total	174.418.822,2212		

Berdasarkan Tabel 6.9 dan Tabel 6.10, kebutuhan listrik untuk lampu pencahayaan sebesar 450.857,1981 Watt atau 450,857 kW. Sehingga total kebutuhan listrik total dan listrik yang disuplay dapat dihitung sebagai berikut (Perry, R. H., 1999).

Total kebutuhan listrik total = Listrik Peralatan + Listrik Pencahayaan

$$= (682,3580 + 504,5452) \text{ kW}$$

$$= 1.186,9035 \text{ kW}$$

Listrik yang disuplai = Total kebutuhan listrik + faktor keamanan 10 %

$$= (1 + 10 \%) \times 1.186,9035 \text{ kW}$$

$$= 1.305,5939 \text{ kW}$$

6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar adalah unit yang menyediakan bahan bakar yang diperlukan dalam pabrik. Bahan bakar digunakan pada peralatan boiler untuk menghasilkan *steam*. Dalam kebutuhan listrik di pabrik Beta-propiolactone dari Karbonilasi ini dipenuhi sendiri dengan menggunakan *boiler*, maka diperlukan adanya unit penyediaan bahan bakar yang akan menyuplai kebutuhan bahan bakar. Selain boiler pabrik Beta-propiolactone juga menggunakan generator untuk mendukung operasional pabrik jika terjadi kondisi *emergency*. Pemilihan didasarkan pada pertimbangan bahan bakar cair:

- a. Mudah didapat
- b. Tersedia secara kontinyu
- c. Mudah dalam penyimpanannya

Bahan bakar yang digunakan pada boiler yaitu menggunakan Batubara dan solar digunakan untuk generator pada saat *emergency* yang diperoleh dari PT. Pertamina atau distribusinya. Bahan bakar yang digunakan yaitu batubara yang berasal dari PT Kencana Makmur Indonesia yang menyuplai batubara jenis bituminus dengan nilai kalor (LHV) sebesar 6.000 kcal/kg (World Coal Institute, 2022).

Dari tabel 29-9 (Perry, R. H., 1999) didapat data steam yang dipergunakan untuk menggerakkan turbin 7-stage adalah sebagai berikut:

Daya turbin = 1.305,5939 kW = 1.750,8300 HP

Aliran *Steam* = 11,7500 lb/kW.jam

Jumlah kebutuhan *steam* = 1.305,5939 x 11,75

$$= 6.958,4316 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10% (Perry, R. H., 1999).

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah kebutuhan steam} \\ &= (1 + 10\%) \times 15.340,7283 \text{ kg/jam} \\ &= 7.654,2748 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah *superheated steam* tekanan 60 bar, suhu 400°C, maka entalpi *superheatednya* 3.178,6800 kJ/kg. Kemudian MP steam pada keadaan *saturated steam* pada temperatur 250°C dan tekanan 1 atm, maka :

$$\text{Enthalpy liquid (Hf)} = 1.341,9600 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Enthalpy vapor (Hg)} = 2.769,3400 \text{ kJ/kg}$$

Dari perhitungan entropi, maka yang keluar dari turbin adalah MP *steam* (*steam* untuk proses dan kondensat) adalah:

$$\text{Fraksi uap} = 0,8899$$

$$\text{Fraksi cair} = 0,1101$$

Maka *output* turbin :

$$\text{MP steam 250°C} = \text{HP steam masuk header} \times \text{fraksi uap}$$

$$= 7.654,2748 \times 0,8899$$

$$= 6.809,8175 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kondensat} = \text{HP steam masuk header} \times \text{fraksi cair}$$

$$= 7.654,2748 \times 0,1101$$

$$= 842,7357 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Sisa steam berlebih} = \text{MP steam (250°C)} - \sum \text{Steam}$$

$$= 6.809,8175 - 1.281,0633$$

$$= 5.528,7542 \text{ kg/jam}$$

Sisa *steam* di alirkan menuju cooling tower untuk didapatkan kembali *recovery* air proses.

6.4.1 Boiler Penghasil listrik

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

Efisiensi boiler = 80% (Perry, R. H., 1999).

LHV Batubara = 6.000 kcal/kg = 25.104,0000 kJ/kg

Kebutuhan bahan bakar (boiler 1 power + MP)

$$= \frac{\text{massa HP steam} \times \text{entalpi superheded}}{\eta \times \text{LHV}}$$

$$= \frac{7.654.2748 \times 3.178,6800}{0,8 \times 25.104,0000}$$

$$= 1.332,6332 \text{ kg/jam}$$

6.4.2 Kebutuhan Bahan Bakar

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10% (Perry, R. H., 1999).

$$\begin{aligned} \text{Bahan bakar Boiler} &= (1+10\%) \times 1.211,4847 \text{ kg/jam} \\ &= 1.332,6332 \text{ kg/jam} \\ &= 1,3326 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bahan bakar pemanas} &= (1+10\%) \times 353,4487 \text{ kg/jam} \\ &= 388,7936 \text{ kg/jam} \\ &= 0,3888 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan bahan bakar} &= (\text{Bahan bakar Boiler} + \text{Bahan bakar pemanas}) \\
 &= 1.721,5000 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,7215 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

6.5 Unit Pendingin atau *Refrigerant*

Pendingin/*refrigerant* merupakan zat yang digunakan sebagai pendingin peralatan proses dan pertukaran/perpindahan panas dalam *Heat Exchanger* dengan tujuan untuk memindahkan panas suatu zat di dalam aliran ke dalam pendingin. Adapun pendingin yang digunakan pada pabrik beta-propiolactone adalah Hidrogen (H_2). Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penyediaan pendingin H_2 untuk keperluan pendinginan sebagai berikut :

1. Tidak beracun, tidak berwarna dan tidak berbau
2. Tidak dapat terbakar atau meledak sendiri
3. Tidak korosif terhadap logam yang banyak dipakai pada sistem refrigerasi dan *air conditioning*.
4. Mempunyai struktur kimia yang stabil, tidak boleh terurai setiap kali di mampatkan, diembunkan dan diuapkan.
5. Mempunyai titik didih dan tekanan kondensasi yang rendah.

Alasan penggunaan refrigerant H_2 adalah sebagai berikut.

1. Hidrogen melimpah dilingkungan
2. Koefisien perpindahan panas yang sangat baik
3. Relatif tidak sensitif terhadap kehilangan tekanan
4. Viskositas yang sangat rendah

Berikut ini adalah jumlah pendingin H₂ yang dibutuhkan pada pabrik beta-propiolactone dari etilen oksida dan karbon monoksida oleh alat proses berdasarkan hasil perhitungan dari neraca massa, sebagai berikut.

Tabel 6.13. Kebutuhan *Refrigerant* H₂

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	Chiller-01	849.194,8885	kg/jam
2	Total Condensor-01	4.490.2444,9894	kg/jam
3	Cooler -01	5.344.857,7755	kg/jam
4	Cooler -02	202,1600	kg/jam
Total H₂ pendingin		5.344.857,7755	kg/jam

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10% (Perry, R. H., 1999).

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \textit{refrigerant} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah kebutuhan } \textit{Refrigerant} \\
 &= (1 + 10\%) \times 5.344,857,7755 \text{ kg/jam} \\
 &= 5.879.343,5530 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

BAB VII

SPESIFIKASI PERALATAN

7.1. *Storage Tank - 01*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki Bahan Baku Etilen Oksida	
Kode Alat	T – 01	
Jumlah	5	
Fungsi	Tangki penyimpanan etilen oksida input	
	Reactor	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder Vertikal	
Temperatur	10	°C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
OD	15,2532	m
ID	15,2511	m
Tebal Silinder	0,0011	m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	
Waktu Tinggal	3	hari

7.2. *Storage Tank - 02*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Bahan Baku Karbon Monoksida

Kode Alat	T – 02
Jumlah	4
Fungsi	Tangki penyimpanan karbon monoksida input <i>Reactor</i>

DATA DESIGN

Tipe	Silinder Vertikal	
Temperatur	10	°C
Tekanan	1	atm

DATA MEKANIK

OD	14,0054	m
ID	13,9903	m
Tebal Silinder	0,0075	m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	
Waktu Tinggal	2	hari

7.3. Storage Tank – 03

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki Produk Samping CO dan H ₂	
Kode Alat	T – 03	
Jumlah	2	
Fungsi	Tangki penyimpanan output atas <i>flash drum</i> - 01	

DATA DESIGN

Tipe	Silinder Vertikal	
------	-------------------	--

Temperatur	100	°C
Tekanan	4	atm
DATA MEKANIK		
OD	8,7708	m
ID	8,7647	m
Tebal Silinder	0,0031	m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	
Waktu Tinggal	2	hari

7.4. *Storage Tank – 04*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki Produk Samping Etilen Oksida	
Kode Alat	T – 04	
Jumlah	2	
Fungsi	Tangki penyimpanan output atas <i>flash drum</i> - 02	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder Vertikal	
Temperatur	117	°C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
OD	11,3377	m
ID	11,3352	m
Tebal Silinder	0,0012	m

Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	
Waktu Tenggat	2	hari

7.5. *Storage Tank – 05*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki Produk Utama Beta-Propiolactone	
Kode Alat	T – 05	
Jumlah	6	
Fungsi	Tangki penyimpanan output <i>Mixing Point</i>	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder Vertikal	
Temperatur	117	°C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
OD	14,3744	m
ID	14,3723	m
Tebal Silinder	0,0010	m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	
Waktu Tinggal	3	hari

7.6. *Pump-01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-01
Kode Alat	P-01

Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan dan Menaikan Tekanan Etilen Oksida ke Reactor

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	10 °C
Densitas	888,3585 kg/m ³
Laju alir massa	6.246,8697 kg/jam
Tekanan uap	0,0981 psi
Kapasitas	34,0715 gal/min

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	2 in	1 in
SN	40	40
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,1220 ft/s	0,2207 ft/s
Total friction loss	0,0008 ft.lbf/lb	0,1194 ft.lbf/lb
NPSH		40,8451 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

7.7. Pump – 02

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa-02	
Kode Alat	P-02	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mengalirkan dan Menaikan Tekanan Etilen Oksida ke Reactor	
DATA DESAIN		
Tipe	Centrifugal Pump	
Temperatur	10 °C	
Densitas	888,3585 kg/m ³	
Laju alir massa	6.246,8697 kg/jam	
Tekanan uap	0,0981 psi	
Kapasitas	34,0715 gal/min	
SUCTION		DISCHARGE
NPS	2 in	1 in
SN	40	40
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
Velocity	0,1220 ft/s	0,2207 ft/s
Total friction loss	0,0008 ft.lbf/lb	0,1194 ft.lbf/lb
NPSH		40,8451 ft.lbf/lb

<i>Required motor driver</i>	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.8. *Pump – 03*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa-03	
Kode Alat	P-03	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mengalirkan aliran reflux dari accumulator kembali ke kolom distilasi	
DATA DESAIN		
Tipe	Centrifugal Pump	
Temperatur	161,8°C	
Densitas	979,3162 kg/m ³	
Laju alir massa	208,3466 kg/jam	
Tekanan uap	3,0028 psi	
Kapasitas	1,0308 gal/min	
SUCTION		DISCHARGE
NPS	0,5 in	1 in
SN	40	40
ID	0,6220 in	1,0490 in
OD	0,8400 in	1,3200 in
L	4 m	5 m

<i>Velocity</i>	0,0104 ft/s	0,0067 ft/s
Total friction loss	0,0000 ft.lbf/lb	0,0001 ft.lbf/lb
NPSH		62,9701 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

7.9. *Pump – 04*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa-04	
Kode Alat	P-04	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mengalirkan produk keluaran Flash drum - 02 menuju Mixing point	
DATA DESAIN		
Tipe	Centrifugal Pump	
Temperatur	117 °C	
Densitas	1.148,9620 kg/m ³	
Laju alir massa	108,5087 kg/jam	
Tekanan uap	0,4787 psi	
Kapasitas	0,4576 gal/min	
SUCTION		DISCHARGE
NPS	0,3750 in	1 in
SN	40	40

ID	0,4930 in	1,0490 in
OD	0,6750 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,0058 ft/s	0,0030 ft/s
Total friction loss	0,0000 ft.lbf/lb	0,0000 ft.lbf/lb
NPSH		21,7991 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

7.10. *Pump – 05*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-05
Kode Alat	P-05
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan Produk akhir Beta-propiolactone ke Storage tank-05
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	117 °C
Densitas	1.147,2192 kg/m ³
Laju alir massa	9.722,2222 kg/jam
Tekanan uap	0,4441 psi
Kapasitas	41,0617 gal/min

SUCTION		DISCHARGE
NPS	2.5 in	1 in
SN	40	40
ID	2,4690 in	1,0490 in
OD	2,8800 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
Velocity	0,1215 ft/s	0,2659 ft/s
Total friction loss	0,0007 ft.lbf/lb	0,1734 ft.lbf/lb
NPSH		22,8436 ft.lbf/lb
Required motor driver	1	
Bahan konstruksi	Carbon steel	

7.11. Compressor-01

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-01
Kode Alat	CO-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan dan menaikan tekanan karbon monoksida menuju reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	Multistage Centrifugal Compressor
Temperatur	658 °C
Tekanan	75 atm
Bahan Kontrukksi	Carbon steel

DATA MEKANIK							
Rasio Panas	0,9999						
Densitas	0,0748 lb/ft ³						
Laju Volumetrik	2.102,3367 ft ³ /min						
Tekanan Masuk	1 atm						
Tekanan Keluar	75 atm						
Efisiensi	75%						
Power Compressor	787,7617 HP						
Jumlah Stage	4						
Stage 1		Stage 2		Stage 3		Stage 4	
Rc	75	Rc	8,6603	Rc	4,2171	Rc	2,9428
T1	658	T1	657,9994	T1	657,9988	T1	657,9982
T2	657,9994	T2	657,9988	T2	657,9982	T2	657,9976

7.12. Compressor – 02

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-02
Kode Alat	CO-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan karbon monoksida menuju reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>

Temperatur	836 °C
Tekanan	150 atm
Bahan Kontrukksi	<i>Carbon steel</i>

DATA MEKANIK

Rasio Panas	0,9999
Densitas	0,14862 lb/ft ³
Laju Volumetrik	1.058,0997 ft ³ /min
Tekanan Masuk	75 atm
Tekanan Keluar	150 atm
Efisiensi	75%
Power Compressor	80,8713 HP
Jumlah Stage	1

Stage 1

Rc	2
T1	836
T2	835,9993

7.13. Compressor – 03

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-03
Kode Alat	CO-03
Jumlah	1 unit

Fungsi Mengalirkan produk samping CO dan H₂
dari flash drum-01 menuju Storage tank-03

DATA DESAIN

Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>
Temperatur	100 °C
Tekanan	4 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA MEKANIK

Rasio Panas	0,9999
Densitas	0,14862 lb/ft ³
Laju Volumetrik	1.058,0997 ft ³ /min
Tekanan Masuk	4 atm
Tekanan Keluar	4 atm
Efisiensi	75%
Power Compressor	0 HP
Jumlah Stage	1

Stage 1

Rc	1
T1	100
T2	100

7.14. Compressor – 04

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-04
Kode Alat	CO-04
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan aliran reflux dari reboiler kembali ke kolom destilasi
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>
Temperatur	184,6 °C
Tekanan	3 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
DATA MEKANIK	
Rasio Panas	0,9999
Densitas	0,14862 lb/ft ³
Laju Volumetrik	684,7772 ft ³ /min
Tekanan Masuk	3 atm
Tekanan Keluar	3 atm
Efisiensi	75%
Power Compressor	0 HP
Jumlah Stage	1
Stage 1	
Rc	1
T1	184,6
T2	184,6

7.15. *Compressor – 05*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-05
Kode Alat	CO-05
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan produk samping etilen oksidan ke storage tank - 04
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>
Temperatur	117 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
DATA MEKANIK	
Rasio Panas	0,9999
Densitas	0,14862 lb/ft ³
Laju Volumetrik	71,2176 ft ³ /min
Tekanan Masuk	1 atm
Tekanan Keluar	1 atm
Efisiensi	75%
Power Compressor	0 HP
Jumlah Stage	1
Stage 1	
Rc	1

T1	117
T2	117

7.16. *Expander – 01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Ekspander-01
Kode Alat	EXP-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan dan menurunkan tekanan keluaran reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Single stage eskpander</i>
Temperatur	-228 °C
Tekanan	4 atm
Kapasitas	10.138,6726
DATA MEKANIK	
Densitas	3,2570 lb/ft ³
Laju Volumetrik	3,4959 ft ³ /min
Tekanan Masuk	150 atm
Tekanan Keluar	4 atm
Bahan Kontrukksi	<i>Carbon steel</i>
Efisiensi	75%
Power	10,0000

7.17. Heater-01

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Heater-01		
Kode Alat	H-01		
Fungsi	Memanaskan input <i>Reactor</i> (R-01)		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	46,2361 Btu/jam ft F		
UD	10 Btu/jam ft F		
Rd	0,0013		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	15,25 in	Length	16,45 ft
B	7,625 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	4,6024 psi	ΔPt	0,0004 psi

7.18. Heater – 02

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater-02</i>

Kode Alat	H-02
Fungsi	Memanaskan input <i>Flash drum</i> (FD-01)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	63,9422 Btu/jam ft F
UD	7 Btu/jam ft F
Rd	0,0023

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	21,25 in	Length	10,0000 ft
B	10,625 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	4
ΔP_s	1,3302 psi	ΔP_t	9,5566 psi

7.19. Heater – 03

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-03</i>
Kode Alat	H-03
Fungsi	Memanaskan input <i>Kolom distilasi</i> (KD-01)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	61,0212 Btu/jam ft F		
UD	40 Btu/jam ft F		
Rd	0,0015		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	33 in	Length	16,45 ft
B	16,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,1831 psi	ΔPt	5,9275 psi

7.20. *Chiller – 01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Chiller-01</i>
Kode Alat	CH-01
Fungsi	Mendinginkan input <i>Reactor</i> Karbon Monoksida
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	776,1062 Btu/jam ft F

UD	7 Btu/jam ft F
Rd	0,0264

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	8 in	Length	10 ft
B	4 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,0040 psi	ΔP_t	7,2749 psi

7.21. Coller – 01

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Coller-01</i>
Kode Alat	CO-01
Fungsi	Mendinginkan input <i>Flash Drum</i> (FD-02)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	61,0212 Btu/jam ft F
UD	30 Btu/jam ft F
Rd	0,0002

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
------------	--	-----------	--

ID	35 in	Length	16,45 ft
B	17,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,0002 psi	ΔP_t	5,9274 psi

7.22. *Coller – 02*

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Coller-02	
Kode Alat		CO-02	
Fungsi		Mendinginkan Produk Utama dari <i>Reboiler</i> (RB-01)	
Jumlah		1 unit	
DATA DESAIN			
Tipe		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi		Carbon Steel SA-212 Grade A	
UC		61,0212 Btu/jam ft F	
UD		30 Btu/jam ft F	
Rd		0,0032	
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	35 in	Length	16,45 ft
B	17,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18

Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,00004 psi	ΔP_t	5,9274 psi

7.23. *Reactor-01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Reactor - 01</i>
Kode Alat	R-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat mereaksikan Karbon monoksida dan Etilen oksida menjadi Beta-propiolactone
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Bubble Column Reactor</i>
Temperatur	100 °C
Tekanan	150 atm
Laju alir	5,8432 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Diameter	0,7065 m
Tebal dinding	0,1708 m
Tinggi Reaktor	7,4179 m
Tinggi Ellipsoidal	0,1766 m
Tinggi Silinder	7,0646 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel sa 285 grade c</i>

7.24. Flash Drum – 01

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Flash drum - 01
Kode Alat	FD-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan Karbon monoksida dan Hidrogen dari produk utama
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder vertical dengan head tipe</i>
Temperatur	100 °C
Tekanan	4 atm
Kapasitas	10.138,6726 kg/jam
DATA MEKANIK	
Area vessel	0,0010 m ²
Diameter vessel	0,0349 m
Tinggi vessel	0,1048 m
Volume vessel	0,5734 m ³
Tebal dinding vessel	0,0033 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.25. Flash drum – 02

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Flash drum – 02
Kode Alat	FD-02

Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan Etilen Oksida dari produk utama
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder vertical dengan head tipe</i>
Temperatur	117 °C
Tekanan	1 atm
Kapasitas	285,4108 kg/jam
DATA MEKANIK	
Area vessel	0,0014 m ²
Diameter vessel	0,0415 m
Tinggi vessel	0,1245 m
Volume vessel	0,0061 m ³
Tebal dinding vessel	0,0032 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.26. *Distillation Column-01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kolom Destilasi-01
Kode Alat	KD-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan Beta-propiolactone dari Etilen oksida dan air

DATA DESAIN				
	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>	
Tekanan	3	atm	3	atm
Temperatur	161,8000	°C	184,6000	°C
DATA MEKANIK				
Tinggi	4,9000	m		
<i>Stage</i>	8	stage		
	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>	
Diameter	0,1105		0,2895	
<i>Tray spacing</i>				
t silinder	0,0201		0,0268	
t head	0,02001		0,0267	
Material	<i>Carbon steel</i>			
PELAT				
	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>	
<i>Active Area</i>	0,0071	m ²	0,0500	m ²
Hole Diameter	5	mm	5	mm
<i>Hole Area</i>	0,0007	m ²	0,0050	m ²
Panjang Weir	0,0829	mm	0,2171	mm
Tebal Pelat	5	mm	5	mm
Jumlah Hole	2203	holes	846	holes

7.27. Total Condensor -01

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Total Condensor-01</i>
Kode Alat	TC-01
Fungsi	Merubah fase etilen oksida menjadi liquid dan refluks
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
UC	711 Btu/jam ft F
UD	150,0000 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	39 in	Length	35 ft
B	19,5 in	OD	1 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,0029 psi	ΔP_t	1,4402 psi

7.28. Accumulator-01

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Menampung hasil kondensasi

Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Temperatur	161,8000 °C
Tekanan	3 atm
Kapasitas	578,8011 kJ/jam
DATA MEKANIK	
Diameter	0,6178 m
Volume	3,4017 m ³
Panjang	2,4712 m
Tebal dinding	0,0055 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.29. Reboiler – 01

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Reboiler-01</i>
Kode Alat	RB-01
Fungsi	Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi sebagai refluks gas
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

UC	449 Btu/jam ft F
UD	0,0025 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	12 ft
B	11,625 in	OD	1,00 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	4
ΔP_s	0,0087 psi	ΔP_t	0,1653 psi

7.30. *Mixing point -01*

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Mixing point-01</i>
Kode Alat	MP-01
Fungsi	Mencampurkan produk beta-propilactone dari KD dan FD-02
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder vertical dengan ellipsoidal head</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>
Temperatur	117 °C
Tekanan desain	1 atm
Kapasitas	8,4747 m ³

DATA MEKANIK	
Tipe pengaduk	<i>Flate blade turbine</i>
Diameter vessel	1,2089 m
Tinggi silinder	1,8133 m
Tinggi tutup	0,3022 m
Tinggi total tangki	2,4177 m
Tinggi liquid	2,1760 m
Diameter impeller	0,2418 m
Lebar baffle	0,3627 m
Lebar baffle pengaduk	0,2418 m
Panjang blade pengaduk	0,0604 m
Posisi baffle dari dinding tangki	0,0252 m
Tebal tangki	0,0036 m
Kecepatan putaran pengaduk	8,5169 rpm
Tenaga pengaduk	13,7008 HP

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *Beta-propiolactone* dari Etilen oksida dan karbon monoksida yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk:

Bentuk Perusahaan : PT (Perseroan Terbatas)

Status Perusahaan : PMDN (Penanaman Modal Dalam Negeri)

Lokasi : Kecamatan Pamanukan, Kabupaten Subang, Provinsi Jawa Barat

Kapasitas Produksi : 77.000 Ton/tahun

Perseroan Terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta peraturan pelaksanaannya. Syarat-syarat pendirian Perseroan Terbatas adalah :

1. Didirikan oleh dua orang atau lebih, yang dimaksud dengan “orang” adalah orang perseorangan atau badan hukum.
2. Didirikan dengan akta otentik yaitu di hadapan notaris.
3. Modal dasar perseroan, yaitu paling sedikit Rp 20.000.000,- (dua puluh juta rupiah) atau 25 % dari modal dasar, tergantung mana yang lebih besar dan harus telah ditempatkan dan telah disetor.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dari bank atau dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab memegang saham terbatas yaitu dengan menjual saham perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris.
6. Lapangan usaha luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
7. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual sahamnya kepada orang lain.
8. Penempatan pemimpin atas kemampuan pelaksanaan tugas.

8.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan

kerja antar karyawan. Dalam mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan sebagai pedoman, antara lain:

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

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

1. *Line System*

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

2. *Line and Staff System*

Struktur organisasi pada *line and staff system* ini paling umum digunakan oleh sebagian besar perusahaan. Dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja.

3. *Functional System*

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

Berdasarkan uraian diatas, pada pabrik *beta-propiolactone* dari karbonilasi etilen oksida dan karbon monoksida ini menggunakan bentuk organisasi *line and staff system*. Dipilihnya bentuk organisasi tersebut karena strukturnya sederhana, mudah

dipahami, wewenang, dan tanggung jawab untuk setiap posisi lebih jelas, setiap karyawan hanya bertanggung jawab terhadap satu pemimpin, serta proses pengambilan keputusan dapat jauh lebih cepat.

Alasan pemilihan sistem *line and staff system* adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus.
2. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
4. Masing-masing kepala bagian/*manager* secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan *staff* ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Di samping alasan tersebut ada beberapa keuntungan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi *line and staff system* yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, berapapun luas tugasnya dan berapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli.
3. Perwujudan “*the right man in the right place*” lebih mudah dilaksanakan.

8.3 Tugas dan Wewenang

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

1. Pemegang Saham

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

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan dewan direksi serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
- b. Mengangkat dan memberhentikan *general manager*
- c. Menegaskan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
- d. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan, atau ditanamkan kembali.

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah :

- a. Memilih, mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris yang dilaksanakan dalam rapat tahunan.
 - b. Menetapkan gaji *general manager*.
 - c. Meminta pertanggung jawaban kepada dewan komisaris dan *general manager*
 - d. Mengadakan rapat umum sedikitnya satu kali dalam setahun.
2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pada pemegang saham dan semua keputusan ditentukan serta dipegang oleh rapat persero. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan rapat dan dapat diberhentikan setiap waktu Rapat Umum Pemegang Saham, jika ia bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Biasanya yang menjadi Ketua Dewan Komisaris adalah pemegang saham yang mempunyai modal mayoritas dan dipilih dari Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

- a. Memilih dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai *general manager* dan menetapkan kebijakan perusahaan (*Organization*)
- b. Mengawasi kinerja dari kepala departemen dan berusaha agar tindakan kepala departemen tidak merugikan perusahaan (*Controlling*)
- c. Mengawasi evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh oleh perusahaan (*analizing*)
- d. Menyetujui ataupun menolak rancangan/rencana kerja yang diajukan oleh kepala departemen (*Planning*)

- e. Memberikan nasehat pada *general manager* apabila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan (*Staffing*)
 - f. Mengadakan pertemuan/rapat berkala (*Doing*)
 - g. Menentukan besarnya devident (*Directing*)
 - h. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan pemasaran.
 - i. Membantu *general manager* dalam tugas-tugas yang penting.
 - j. Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan.
 - k. Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.
 - l. Meminta laporan pertanggungjawaban *general manager* secara berkala.
3. Direktur Utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Berikut adalah direktur–direktur yang membawahi direktur utama :

- a. Direktur Teknik dan Produksi Tugas

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

- b. Direktur Keuangan dan Umum

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

4. *General Manager*

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

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

- j. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- k. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.
- l. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
- m. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan.

5. Kepala Departemen

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

a. Kepala Departemen Produksi dan Logistik

Kepala departemen produksi dan logistik bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Departemen Produksi membawahi :

1. Seksi Proses

Tugas seksi proses adalah :

- a. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- b. Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- c. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

2. Seksi Pengendalian

Tugas seksi pengendalian adalah :

- a. Menanyai dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan bangunan
- b. Mengawasi dan menganalisis mutu produksi
- c. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bangunan
- d. Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi
- 3. Seksi Laboratorium

Tugas seksi laboratorium adalah :

- a. Mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- b. Mengawasi dan menganalisis produk.
- c. Mengawasi kualitas buangan pabrik.
- b. Kepala Departemen Teknik

Kepala Departemen Teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka departemen teknik langsung mengatasi masalahnya. Tugas kepala departemen teknik adalah :

- 1. Bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang peralatan, proses, dan utilitas.
- 2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahnya.

Kepala Departemen Teknik membawahi :

- 1. Seksi Pemeliharaan, listrik, dan Instrumentasi

Tugas seksi pemeliharaan, listrik, dan Instrumentasi adalah :

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- b. Memperbaiki peralatan pabrik

- 2. Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, kebutuhan steam, tenaga listrik, dan kebutuhan tekan uap.

3. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan memiliki tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

c. Kepala Departemen Pemasaran dan Pembelian

Kepala Departemen Pemasaran dan Pembelian bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Departemen Pemasaran juga bertanggung jawab dalam mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan *research marketing* agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan maupun kompetitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen. Kepala Departemen Pemasaran membawahi :

1. Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian adalah :

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- b. Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2. Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran adalah :

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

d. Kepala Departemen Keuangan dan Administrasi

Kepala Departemen Keuangan bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala Departemen Keuangan membawahi:

1. Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan serta masalah pajak.

2. Seksi Kas

Tugas seksi kas adalah :

- a. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.
- b. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

e. Kepala Departemen Personalia dan Humas (Umum)

Kepala Departemen Umum bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

1. Seksi Personalia

Tugas seksi personalia adalah :

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dalam kesejahteraan karyawan

2. Seksi HUMAS

Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

3. Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan adalah :

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan atau non karyawan
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan kultur perusahaan.

8.4 Waktu Kerja

Pabrik pembuatan *beta-propiolactone* dari karbonilasi etilen oksida dan karbon monoksida ini direncanakan beroperasi 300 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah *shut down*. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan *Non-shift*

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

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

Table 8.1. Waktu Kerja Karyawan *Non-Shift*

Hari Senin-Jumat	Keterangan
Pukul 07.30 – 11.30 WIB	Waktu Kerja
Pukul 11.30 – 13.00 WIB	Waktu Istirahat
Pukul 13.00 – 17.00 WIB	Waktu Kerja

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *Shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi pabrik yang berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Untuk pekerjaan yang langsung berhubungan dengan proses produksi yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, para karyawan diberi pekerjaan bergilir (*shift work*), terbagi dalam 3 *shift*. Yang termasuk Karyawan *Shift* antara lain kepala *shift*, operator, karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Pekerjaan dalam satu hari dibagi tiga *shift*, yaitu tiap *shift* bekerja selama 8 jam termasuk 1 jam istirahat dan 15 menit pergantian *shift* dengan pembagian sebagai berikut:

Table 8.2. Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Waktu	Keterangan
Pukul 07.00 – 15.00 WIB	<i>Shift I</i>
Pukul 14.00 – 22.00 WIB	<i>Shift II</i>
Pukul 22.00 – 07.00 WIB	<i>Shift III</i>

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu. Untuk Karyawan *Shift* dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Pada hari Minggu dan libur nasional karyawan *shift* tetap bekerja dan libur 1 hari setelah tiga kali *shift*.

Tabel 8.3. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

Regu	Minggu			
	Pertama	Kedua	Ketiga	Keempat
I	Pagi	Siang	Malam	<i>Off</i>
II	Siang	Malam	<i>Off</i>	Pagi
III	Malam	<i>Off</i>	Pagi	Siang
IV	<i>Off</i>	Pagi	Siang	Malam

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karir karyawannya.

3. Karyawan Borongan

Apabila diperlukan, maka perusahaan dapat menambah jumlah karyawan yang dikerjakan secara borongan selama kurun jangka waktu tertentu yang ditentukan menurut kebijaksanaan perusahaan.

8.5 Penentuan Jumlah Pekerja

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan/pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan dapat

dihitung melalui jumlah kapasitas produksi (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991).

1. Pengelompokan Pekerja Pabrik

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

a. *Direct Operating Labor*

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

b. *Indirect Operating Labor*

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

2. Metode Penentuan Jumlah Pekerja

a. *Direct Operating Labor*

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

Kapasitas produksi (P) = 77.000 ton/tahun = 256,6667 ton/hari

Masukkan harga (P) ke persamaan:

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

$$M = 15,2 \times (256,6667)^{0,25}$$

$$= 60,88395 \text{ Pekerja}$$

= 61 Pekerja

Tahapan proses:

1. *Supply Bahan Baku*
2. *Pumping*
3. *Reaction*
4. *Reaction*
5. *Cooling*
6. *Separation*
7. *Utility*
8. *Waste*

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

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{M}{Time\ work} \times PS \\
 &= \frac{61}{8\ Jam} \times 8 \\
 &= 61\ Pekerja/hari
 \end{aligned}$$

Jadi, jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk *direct operating labor* adalah 61 orang yang terbagi pada berbagai posisi/jabatan bagian produksi, pemeliharaan, utilitas, dan laboratorium.

b. *Indirect Operating Labour*

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

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

Tabel 8.4. Jumlah Karyawan

Posisi Jabatan	Jumlah
Direktur Utama Perusahaan	1
General Manager	2
Sekretaris Umum	1
A. Manager Produksi	1
I. Kepala Bagian Proses	1
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1
Operator Kontrol	4
Operator Lapangan	8
Kepala Seksi Utilitas	1
Operator Kontrol	4
Operator Lapangan	8
II Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1
Kepala Seksi Laboratorium	1
Analis	4
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1
Ahli K3	2
Ahli Lingkungan	2
B. Manajer Teknik	1

I	Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1
	Kepala Seksi Planning & Support	1
	Engineer	4
	Kepala Seksi <i>Execution</i>	1
	Staff <i>Execution</i>	8

Tabel 8.4. Jumlah Karyawan (lanjutan)

Posisi Jabatan		Jumlah
II	Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1
	Kepala Seksi IT	1
	Ahli IT	4
	Kepala Seksi Instrumentasi	1
	Instrumentasi	4
C. Manajer Keuangan		1
Sekretaris Manager Keuangan		1
I	Kepala Bagian Pendanaan Proses	1
	Kepala Seksi Administratif	1
	Sekretaris	1
	Kepala Seksi Akuntansi	1
	Sekretaris	1
II	Kepala Bagian Pendapatan	1
	Kepala Seksi Administratif	1
	Sekretaris	1
	Kepala Seksi Akuntansi Publik	1
	Sekretaris	1
D. Manajer SDM dan Umum		1

I Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1
Kepala Seksi Pemasaran	1
Bagian Penjualan dan promosi	2
Bagian Pergudangan	2
Kepala Seksi Pengadaan	1
Bagian Pembelian	2
I Kepala Bagian Umum	1
Kepala Seksi Personalia	1
Bagian Humas	2
Bagian Kepegawaian	2
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1
Dokter	4
Perawat	4
Satpam	8
Pemadam Kebakaran	4
Supir	4
Penjaga Gudang	4
Jumlah Karyawan	122

Tabel 8.5. Jumlah Karyawan *Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Operator Kontrol	8	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	16	<i>Shift</i>
Analisis	4	<i>Shift</i>
Engineer	4	<i>Shift</i>
Staff <i>Execution</i>	8	<i>Shift</i>

Instrumentasi	4	<i>Shift</i>
Dokter	4	<i>Shift</i>
Perawat	4	<i>Shift</i>
Satpam	8	<i>Shift</i>
Pemadam Kebakaran	4	<i>Shift</i>
Supir	4	<i>Shift</i>
Penjaga Gudang	4	<i>Shift</i>
Jumlah Karyawan	72	

Tabel 8.6. Jumlah Karyawan *Non-Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Direktur Utama	1	<i>Non-Shift</i>
Perusahaan		
General Manager	2	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Manager Produksi	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Utilitas	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Laboratorium	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli K3	2	<i>Non-Shift</i>
Ahli Lingkungan	2	<i>Non-Shift</i>

Manajer Teknik	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Planning & Support	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Execution</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi IT	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli IT	4	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Instrumentasi	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pendanaan Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pendapatan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer SDM dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>

Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pemasaran	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Penjualan dan promosi	2	<i>Non-Shift</i>
Bagian Pergudangan	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Personalia	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Humas	2	<i>Non-Shift</i>
Bagian Kepegawaian	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Jumlah Karyawan	50	

8.6 Sistem Penggajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian, dan resiko kerja. Berdasarkan Keputusan Gubernur Jawa Barat Nomor 561.7/Kep.776-Kesra/2022 Tahun 2024, jumlah upah minimum provinsi (UMP) untuk Provinsi Jawa Barat adalah sebesar Rp 1.998.119,05. Perincian gaji karyawan pada pabrik pembuatan *beta-propiolactone* ini dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 8.7. Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)
		h		
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00

2	General Manager	4	35.000.000,00	140.000.000,00
3	Sekretaris Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
4	Kabag	7	25.000.000,00	175.000.000,00
5	Kasi	16	20.000.000,00	320.000.000,00
6	Sekretaris Manager	1	8.000.000,00	8.000.000,00
7	Operator Kontrol	8	6.000.000,00	48.000.000,00
8	Operator Lapangan	8	5.000.000,00	40.000.000,00
9	Analisis	4	3.500.000,00	14.000.000,00
10	Ahli K3	2	7.000.000,00	14.000.000,00
11	Ahli Lingkungan	2	7.000.000,00	14.000.000,00
12	Engineer	8	12.000.000,00	96.000.000,00
13	Staff	22	3.200.000,00	70.400.000,00
14	Ahli IT	4	7.000.000,00	28.000.000,00
15	Instrumentasi	4	8.000.000,00	32.000.000,00
16	Dokter	4	10.000.000,00	40.000.000,00
17	Perawat	4	3.200.000,00	12.800.000,00
18	Satpam	8	3.000.000,00	24.000.000,00
19	Pemadam Kebakaran	4	3.000.000,00	12.000.000,00
20	Supir	4	2.900.000,00	11.600.000,00
21	Penjaga Gudang	3	2.900.000,00	8.700.000,00
22	Sekretaris	3	3.000.000,00	9.000.000,00
Total		122		1.182.500.000,00

8.7. Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja

Badan Penyelenggaran Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai

pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya.

1. Ruang Lingkup

Sesuai dengan Undang-undang No. 24/2011, termasuk peraturan pelaksanaannya perusahaan mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan yang meliputi:

- a. Jaminan kesehatan kerja
- b. Jaminan kematian
- c. Jaminan hari tua
- d. Perusahaan menyediakan jaminan kesehatan karyawan melalui Program Bantuan Kesehatan

2. Iuran

- a. Iuran kecelakaan kerja dan kematian ditanggung oleh perusahaan
 - b. Iuran jaminan hari tua akan ditanggung oleh perusahaan sebesar 3,7% dan ditanggung oleh karyawan sendiri sebesar 2% dari gaji bulanan yang dibayarkan langsung oleh perusahaan ke kantor BPJS Ketenagakerjaan.
 - c. Perhitungan iuran dapat berubah dengan ketetapan pemerintah yang berlaku
- Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa:

- 1. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari.
- 2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
- 3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan.

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

8.8 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya. Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapatkan perhatian yang lebih pada suatu pabrik terutama dalam studi pembuatan *beta-propiolactone* dari bahan etilen oksida dan karbon monoksida. Hal tersebut menyangkut kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan. Sebab dengan kesehatan kerja yang sangat baik akan membuat karyawan bekerja dengan baik karena para

karyawan merasa nyaman dalam menjalankan tugasnya, sebaliknya apabila lingkungan kerja kurang baik misalnya ventilasi yang kurang baik, penerangan dan kebersihan yang kurang memadai, ruangan yang sangat padat, serta suhu yang sangat panas akan mengakibatkan menurunnya produktivitas kerja karyawan. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) menjadi aspek yang sangat penting dalam setiap pekerjaan yang direncanakan di pabrik *beta-propiolactone*, agar tercipta lingkungan kerja yang aman, sehat, dan berbudaya K3.

1. Sasaran K3

Pelaksanaan tugas dalam keselamatan dan kesehatan kerja berdasarkan:

- a. Memenuhi Undang-Undang No.1 tahun 1970 tentang keselamatan kerja. Misi dari Undang-Undang ini adalah integrasi K3 di dalam semua fungsi atau bidang kegiatan di dalam perusahaan dan menerapkan standar operating prosedur di segala bidang kegiatan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah mencapai tujuan perusahaan dan mengembangkan usaha disertai nihil kecelakaan.
- b. Memenuhi Permenaker No. PER/05/MEN/1996 tentang Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja.
- c. PP No. 29/1986 Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup

Tujuan dari keselamatan dan kesehatan kerja adalah sebagai berikut:

- a. Agar setiap pegawai/tenaga kerja mendapat jaminan keselamatan dan kesehatan kerja baik secara fisik, sosial, dan psikologis.
- b. Agar setiap perlengkapan dan peralatan kerja digunakan sebaik-baiknya, selektif mungkin.
- c. Agar semua hasil produksi dipelihara keamanannya.

- d. Agar adanya jaminan atas pemeliharaan dan peningkatan kesehatan gizi pegawai/tenaga kerja.
- e. Agar meningkatkan kegairahan, keserasian kerja, dan partisipasi kerja.
- f. Agar terhindar dari gangguan kesehatan yang disebabkan oleh lingkungan atau kondisi kerja.
- g. Agar setiap pegawai/tenaga kerja merasa aman dan terlindungi dalam bekerja

Dalam meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja pabrik *beta-propiolactone* dari karbonilasi etilen oksida dan karbon monoksida ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

- a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut malah menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

- b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

- c. Alat-alat bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa ataupun kipas dalam *blower*, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya: *Boiler*, *Condenser*, *Heater* dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan faktor keselamatan (*safety factor*) harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran *steam* yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa-pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti (*U-bed*), juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa

f. Sistem kelistrikan

Pencahayaan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya/larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan benar pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

Sesuai dengan Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Peraturan 08 Tahun 2010 yang menerangkan bahwa Alat Pelindung Diri yang selanjutnya disingkat APD adalah suatu alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang yang fungsinya mengisolasi sebagian atau seluruh tubuh dari potensi bahaya di tempat kerja. Pengusaha wajib menyediakan APD bagi pekerja/buruh di tempat kerja dan harus sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI) atau standar yang berlaku seperti yang sudah diatur dalam UU No.08 tahun 2010. APD yang dimaksud meliputi:

- a. Pelindung kepala
- b. Pelindung mata dan muka
- c. Pelindung telinga
- d. Pelindung pernapasan beserta perlengkapannya.
- e. Pelindung tangan
- f. Pelindung kaki
- g. Pakaian pelindung
- h. Alat pelindung jatuh perorangan
- i. Pelampung (jika dibutuhkan)

Penjelasan jenis-jenis alat pelindung diri yang tercantum dalam Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor 08 Tahun 2010 tentang Alat Pelindung Diri yaitu :

1. Alat Pelindung Kepala

Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia dan suhu yang ekstrim. Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*Safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.

2. Alat Pelindung Mata dan Muka

Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik, pancaran cahaya, benturan atau

pukulan benda keras atau benda tajam. Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman, *goggles*, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).

3. Alat Pelindung Telinga

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan. Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (*ear plug*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB, dan penutup telinga (*ear muff*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

4. Alat Pelindung Pernafasan Beserta Perlengkapannya

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikroorganisme, partikel yang berupa debu, kabut (aerosol), uap, asap, gas/fume, dan sebagainya. Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, *respirator*, *katrit*, *canister filter*, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine (Air Hose Mask Respirator)*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus/SCUBA*), *Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA)*, dan *emergency breathing apparatus*.

5. Alat Pelindung Tangan

Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus/bakteri), dan jasad renik. Jenis pelindung

tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berpelapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

6. Alat Pelindung Kaki

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir. Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

7. Pakaian Pelindung

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikroorganisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur. Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), *Jacket*, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

8. Alat Pelindung Jatuh Perorangan

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan

serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar. Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*decender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.

9. Pelampung

Pelampung berfungsi melindungi pengguna yang bekerja di atas air atau dipermukaan air agar terhindar dari bahaya tenggelam dan atau mengatur keterapungan (*buoyancy*) pengguna agar dapat berada pada posisi tenggelam (*negative buoyant*) atau melayang (*neutral buoyant*) di dalam air. Jenis pelampung terdiri dari jaket keselamatan (*life jacket*), rompi keselamatan (*life vest*), rompi pengatur keterapungan (*bouyancy control device*).

Pada area produksi *beta-propiolactone* dari karbonilasi etilen oksida dan karbon monoksida pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan alat pelindung diri. Alat pelindung diri untuk karyawan yang harus diperhatikan dalam pabrik demi keselamatan kerja yaitu:

Tabel 8.8. Alat Pelindung Diri

No.	Nama Alat	Fungsi	Area	Gambar
1	<i>Welding mask</i> atau <i>welding glasses</i>	sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata	Pompa, Reaktor, <i>heat exchanger</i> , utilitas	

		akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan		
2	Sarung tangan karet	untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif	Pompa, Perpipaan, reaktor, <i>heat exchanger</i>	
3	Sepatu pengaman (<i>safety shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki	Pompa (Jenis Sepatu Metatarsal), Perpipaan(Jenis Sepatu Metatarsal), reaktor (Jenis Sepatu Metatarsal), heat exchanger (Jenis sepatu Electrical hazard), utilitas (Jenis sepatu	

Electrical

hazard)

- | | | | |
|---|------------------------|---|--|
| 4 | <i>Safety helmet</i> | melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa | Pompa, Perpipaan, reaktor, <i>heat exchanger</i> |
| 5 | <i>Dust respirator</i> | sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran gas | Pompa, Perpipaan, reaktor |



6	Baju pelindung	sebagai pelindung badan	Pompa, perpipaan, reaktor, <i>heat exchanger</i> , utilitas	
7	<i>Ear plug</i> <i>Ear muff</i>	(Dapat menahan suara sampai 39dB) (dapat menahan suara sampai 41dB)	Reaktor	

8.9 Instrumentasi

Alat instrumentasi merupakan salah satu bagian yang paling penting dalam suatu pabrik. Instrumentasi adalah rangkaian peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Secara umum, kerja dari alat-alat instrumentasi dapat dibagi dua bagian yaitu operasi secara manual dan operasi secara otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses bergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumentasi juga harus ditentukan apakah alat-alat itu dapat dipasang pada peralatan proses (*manual control*) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan bagian peralatan (*automatic control*) (Perry, 1999).

Fungsi instrumen adalah sebagai pengontrol, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumen bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Instrumen digunakan dalam industri kimia untuk mengukur variabel-variabel proses seperti temperatur, tekanan, densitas, viskositas, panas spesifik, konduktifitas, pH, kelembaman, titik embun, tinggi cairan (*liquid level*), laju alir, komposisi, dan *moisture content*. Instrumen-instrumen tersebut mempunyai tingkat batasan operasi sesuai dengan kebutuhan pengolahan (Timmerhaus, 2004)

Semua peralatan tersebut harus dilengkapi dengan alat pengendali yang bertujuan untuk menjaga proses dalam pabrik terus beroperasi secara optimal sesuai dengan perhitungan dan perencanaan, teknis umum, kondisi ekonomi dan sosial yang ditentukan, sehingga dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan kualitas dan kapasitas yang diharapkan. Hal ini tentu saja dapat menjaga efisiensi biaya operasi dalam pabrik. Pengendalian juga bertujuan mengurangi pengaruh gangguan eksternal (*disturbance*) sehingga proses tetap stabil dan menjaga agar yang digunakan agar tidak cepat rusak.

Pemasangan instrumentasi pada peralatan proses bertujuan:

- a. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan, dan kesalahan dalam operasi.
- b. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan berada pada kondisi aman.
- c. Menekan biaya produksi serendah mungkin.
- d. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan *standart* yang ditetapkan.
- e. Membantu mempermudah pengoperasian alat.

- f. Lebih menjamin keselamatan dan efisiensi kerja.

Proses pengaturan *pneumatik* memerlukan sumber udara tekan atau gas tekan. Udara tekan harus tetap tekanannya, untuk diperlukan suatu alat tambahan, yaitu regulator. Disamping itu diperlukan penyaring udara yang bebas debu, uap air, dan oli. Kadang-kadang diperlukan suatu pelumas untuk beberapa jenis *valve*. Untuk memberikan kebutuhan udara pada instrumen, umumnya mengikuti tahapan-tahapan berikut:

1. Udara dikompresi dengan kondisi yang siap pakai.
2. Tekanan udara didistribusikan ke instrumen-instrumen.
3. Pengaturan tekanan akhir udara yang diberikan pada instrumen.

Suatu sistem *alarm* memiliki bagian-bagian utama, yaitu sensor, bagian transmisi, dan bagian aktuator. Terdapat dua fungsi sistem *alarm*, yaitu memberikan peringatan dalam bentuk suara atau cahaya dan memberikan atau melakukan intervensi terhadap perlakuan akhir dalam suatu proses. Jika tidak terdapat kesempatan untuk melakukan perbaikan maka langsung terjadi *shutdown*, hal itu dilakukan apabila sistem menghendakinya. Hal ini sangat berguna apabila tindakan operator tidak dapat mengimbangi kecepatan proses.

Sensor pada sistem *alarm* biasanya berbentuk suatu *switch* dengan berbagai macam desain. *Swicth* tersebut merupakan alat pengukur variabel tertentu dan *setting* pada harga tertentu sesuai dengan kepekaannya. *Swicth* akan berfungsi apabila harga akan berfungsi dan apabila harga yang telah ditetapkan dicapai oleh variabel yang diukur. *Swicth* yang dipasang mungkin berada pada kondisi *on* atau *off*. Penepatan *Swicth* tersebut dalam keperluannya terdapat dua kemungkinan, yaitu *Swicth*

dipasangkan dalam proses atau *Swicth* dipasangkan pada sinyal transmisi (tidak langsung proses).

Sinyal yang diterima oleh *Swicth* akan diteruskan melalui suatu sistem transmisi. Ujung transmisi ini terdapat pada bagian sentral yang menerima dan mengelola sinyal. Sinyal tersebut akan diubah menjadi sinyal *alarm* atau tanda peringatan yang akan menggerakkan bagian aktuator untuk *shutdown*. Bentuk peringatan suara terutama ditunjukkan untuk operator yang berada jauh dari tempat *annunciator*.

Sistem *alarm* juga dapat berfungsi sebagai pengontrol. Karena fungsinya yang penting syarat utama untuk suatu sistem *alarm* adalah memiliki kehandalan dan kepekaan yang tinggi. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengujian yang baik dengan komponen-komponen pembentuk yang dapat diandalkan. Prinsip kerja yang paling mendasar dari sistem *alarm* adalah:

1. *Switch* yang bertugas sebagai sensor akan berubah kondisinya apabila proses menjadi abnormal sehingga *alarm* suara akan berbunyi dan lampu tanda peringatan akan menyala.
2. Operator akan memberikan reaksi dengan cara menghentikan bunyi *alarm* sedangkan lampu tanda peringatan tetap menyala.
3. Tim pemelihara dan perbaikan (*maintenance*) akan melakukan tindakan sehingga *switch* kembali pada keadaan normal, lampu tanda peringatan akan mati.
4. Seluruh sistem akan siap untuk melakukan fungsinya kembali.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri:

1. Pengatur suhu (*temperature*)

- a. *Temperature controller* berfungsi untuk mengendalikan dan mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - b. *Temperature indicator* berfungsi untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat tersebut
 - c. *Temperature indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi.
2. Pengatur tekanan (*pressure*)
 - a. *Pressure controller* berfungsi untuk mengendalikan tekanan pada alat secara terus menerus sesuai dengan kondisi yang diminta
 - b. *Pressure indicator* berfungsi untuk mengetahui tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta
 - c. *Pressure indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
3. Pengatur aliran (*flow*)
 - a. *Flow recorder* berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran dalam alat secara terus menerus
 - b. *Flow recorder controller* berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus menerus.
4. Pengatur tinggi cairan (*level*)
 - a. *Level indicator* berfungsi untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat
 - b. *Level controller* berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi atau kurang dari batas yang ditentukan
 - c. *Level indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

1. *Sensitivity*
2. *Readability*
3. *Accuracy*
4. *Precision*
5. Faktor-faktor ekonomi
6. Bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik *beta-propiolactone* dari karbonilasi etilen oksida dan karbon monoksida yaitu:

1. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
2. Suku cadang mudah diperoleh
3. Mudah dalam pengoperasian
4. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

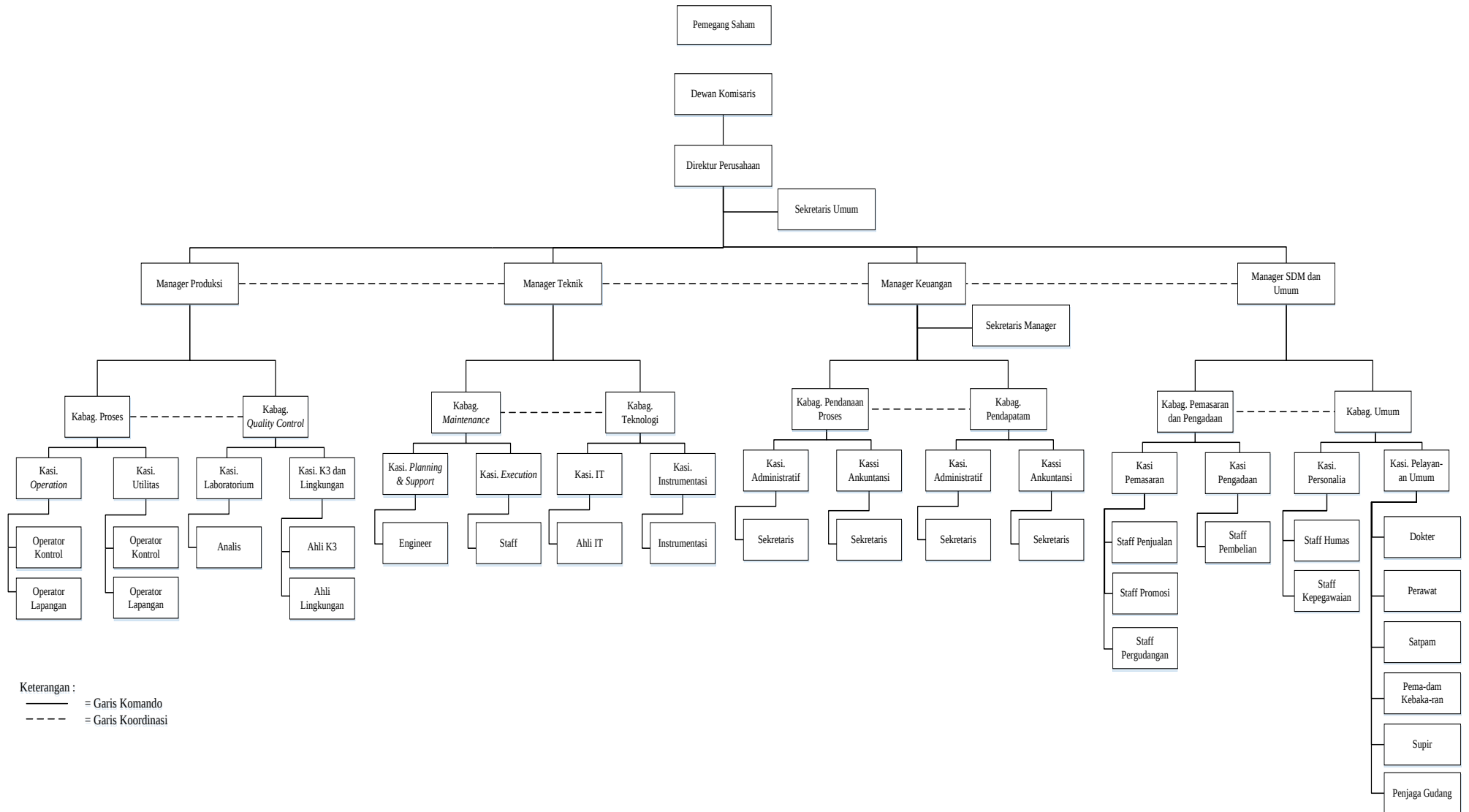
Sistem pengontrolan yang dipasang pada peralatan pabrik *beta-propiolactone* dari etilen oksida dan karbon monoksida sebagai berikut:

Tabel 8.9. Sistem Pengontrolan pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Reaktor	R-01	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure Indicator</i> <i>Flow controller</i>
2.	<i>Heater</i>	HE-01, HE-02 dan HE-03	<i>Temperature controller</i>

3.	<i>Chiller</i>	CH-01	<i>Temperature controller</i>
4.	<i>Cooler</i>	CO-01 dan CO-02	<i>Temperature controller</i>
5.	<i>Pompa</i>	P-01, P-02, P-03, dan P-04	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i>
6.	<i>Kompresor</i>	COM-01, COM-02, COM-03 dan COM- 04	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Temperature controller</i>
7.	<i>Ekspander</i>	EXP-01	<i>Pressure controller</i>
8.	<i>Tangki</i>	T-01, T-02, T-03, T- 04 dan T-05	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Level controller</i>
9.	<i>Kolom Destilasi</i>	KD-01	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Flow controller</i>
10.	<i>Total Condensor</i>	TC-01	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Flow controller</i> <i>Level controller</i>
11.	<i>Accumulator</i>	ACC-01	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Flow controller</i> <i>Level controller</i>
12.	<i>Reboiler</i>	RB-01	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure controller</i>

			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
13.	<i>Flash Drum</i>	FD-01 dan FD-02	<i>Temperature Controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
14.	<i>Mixer Tank</i>	MX-01	<i>Flow indicator</i>
			<i>Temperature controller</i>



BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH

Setiap kegiatan industri menghasilkan produk dan juga limbah. Limbah industri perlu di tangani secara khusus sebelum di buang ke lingkungan, untuk itu di butuhkan metode untuk mengolah limbah agar tidak menimbulkan masalah terhadap lingkungan. Limbah terdiri dari 2 jenis yaitu limbah bahan berbahaya dan beracun (B3) dan limbah non bahan berbahaya dan beracun (non B3). Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan limbah yaitu metode penanganan limbah yang tepat dan efisien sehingga tidak mencemari lingkungan.

Menurut Peraturan Pemerintah Nomor 22 tahun 2023 tentang pengelolaan limbah berbahaya dan beracun mendefinisikan bahan berbahaya dan beracun (B3) sebagai zat, energi, dan atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, kesehatan, serta keberlangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain. Karakteristik limbah B3 adalah mudah meledak, mudah menyala, reaktif, infeksius, korosif, dan beracun. Limbah B3 pada pabrik *beta-propiolactone* berupa limbah bengkel (oli, aki dan lain-lain), limbah perkantoran (tinta), limbah medis, dan limbah laboratorium. Limbah B3 yang dihasilkan dari pabrik akan diserahkan ke pihak ke tiga.

Berdasarkan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 22 Tahun 2021 Pasal 1 Ayat 1 (70), limbah non-B3 adalah sisa suatu usaha dan kegiatan yang tidak menunjukkan karakteristik limbah B3. Limbah non B3 Pabrik *beta-propiolactone* berupa limbah padat (fly ash) dan limbah cair (domestik). Untuk

limbah padat berupa fly ash akan diberikan kepada PT. Semen Indonesia. Sedangkan untuk limbah cair berupa limbah domestic akan diolah karena pabrik *beta-propiolactone* memiliki instalasi pengolahan limbah dengan fasilitas pengolahan limbah (IPAL). Instalasi pengolahan limbah yaitu untuk pengolahan limbah domestic yang termasuk ke dalam limbah non B3. Pengolahan air limbah pabrik *beta-propioactone* tersebut menggunakan sistem filtrasi anaerobik-aerob yang dirancang berdasarkan kapasitas pengolahan limbah cair dengan kapasitas hingga 122 karyawan pabrik dengan konsumsi 120 liter/orang/hari (SNI 03-7065-2005).

9.1. Limbah Cair

Limbah cair berasal dari buangan limbah cair oleh karyawan pabrik sebanyak 122 orang, dimana berdasarkan limbah hasil karyawan diperhitungkan mengkonsumsi air sebanyak 120 liter/orang/hari dikali dengan 0,8 liter/orang/hari (SNI 03-7065-2005).

Limbah Cair Domestik = 122 orang x 120 liter/orang/hari.

$$= 14.640 \text{ liter/hari} \times 0,8 \text{ liter/orang/hari}$$

$$= 11,712 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Limbah cair domestik diolah dengan kapasitas IPAL yang direncanakan pada pabrik *beta-propiolactone* adalah sebagai berikut.

$$\text{Kapasitas Pengolahan} = 11,7120 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{BOD air limbah rata-rata} : 300 \text{ mg/liter}$$

$$\text{Konsentrasi SS} : 300 \text{ mg/liter}$$

Total efisiensi pengolahan : 85-90 %

BOD air olahan : 30 mg/l

SS air olahan : 30 mg/l

9.1.1. Desain Bak Pemisah Lemak/ Minyak

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

Kapasitas Pengolahan : 11,7120 m³/hari

Kriteria perencanaan : *Retention time* = ± 30 menit (Said, 2006)

$$\begin{aligned}\text{Volume bak yang diperlukan} &= \frac{30}{60 \times 24} \text{ hari} \times 11,7120 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 0,244 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang : 1 m

Lebar : 1 m

Tinggi : 1 m

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

Volume efektif : 1 m³

Konstruksi : Beton K300

Tebal dinding : 20 cm

9.1.2. Desain Bak Equalisasi

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

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

$$\text{Volume bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 11,7120 \frac{m^3}{\text{hari}} = 0,9760 m^3/\text{hari}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 2 m
Lebar	: 1 m
Tinggi	: 1 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 2 m ³
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 20 cm

9.1.3. Desain Bak Pengendapan Awal

Debit Air Limbah : 11,7120 m³/hari

BOD masuk : 300 mg/liter

Efisiensi : 25 %

BOD keluar : 225 mg/liter

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

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

$$\text{Voluma bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 11,7120 \frac{m^3}{\text{hari}} = 0,9760 \frac{m^3}{\text{hari}}$$

Dimensi Bak direncanakan :

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

Volume efektif	: 4 m ³
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 20 cm

9.1.4. Bak Biofilter Anaerob

Debit air limbah	: 11,7120 m ³ /hari
BOD masuk	: 225 mg/liter
Efisiensi	: 80 %
BOD keluar	: 75 mg/liter

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

$$\begin{aligned}
 \text{Beban BOD di dalam air limbah} &= 11,7120 \text{ m}^3/\text{hari} \times 225 \text{ g/m}^3 \\
 &= 2.635,20 \text{ g/hari} \\
 &= 2,6352 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{2,6352 \text{ kg/hari}}{3 \text{ kgBOD/m}^3.\text{hari}} = 0,8784 \text{ m}^3$$

Volume media = 40 % dari total volume reaktor

$$\text{Volume reaktor diperlukan} = \frac{100}{40} \times 0,8784 \text{ m}^3 = 2,1960 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal di dalam reaktor anaerob} = \frac{2,1960 \text{ m}^3}{11,7120 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}} = 4,5 \text{ jam}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 3 m
Lebar	: 1 m
Tinggi	: 2 m

Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 6 m ³
Jumlah ruang	: Di bagi menjadi 3 ruangan
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 20 cm

Dilakukan Pengecekan pada waktu tinggal :

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

$$td = \frac{24 \text{ m}^3}{11,7120 \text{ m}^3\text{/hari}} = 0,5122 \text{ hari}$$

Jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 0,5122 hari

$$= 0,5122 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 12,2950 \text{ jam}$$

$$\text{Beban BOD per volume media} = \frac{0,8784 \text{ kg} \frac{\text{BOD}}{\text{hari}}}{\frac{(3 \times 1 \times 2) \text{ m}^3}{3}} = 0,0488 \text{ kg.BOD/m}^3 \cdot \text{hari}$$

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

9.1.5. Bak Biofilter Aerob

Debit air limbah : 11,7120 m³/hari

BOD masuk : 75 mg/liter

Efisiensi : 50 %

BOD keluar : 30 mg/liter

$$\text{Beban BOD di dalam air limbah} = 11,7120 \text{ m}^3\text{/hari} \times 75 \text{ g/m}^3$$

$$= 878,400 \text{ g/hari}$$

$$= 0,8784 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Jumlah BOD dihilangkan} = \frac{50}{100} \times 0,8784 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,4392 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Beban BOD per volume media yang digunakan} = 0,3 \text{ Kg/m}^3 \cdot \text{hari}$$

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{0,4392 \text{ /hari}}{0,3 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hari}} = 1,4640 \text{ m}^3$$

Volume media = 50% dari total volume reaktor.

$$\text{Volume reaktor yang diperlukan} = \frac{100}{50} \times 1,4640 \text{ m}^3 = 2,9280 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal di dalam reaktor aerob} &= \frac{2,9280 \text{ m}^3}{11,7120 \text{ m}^3/\text{hari}} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 6 \text{ jam} \end{aligned}$$

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

Dimensi Reaktor Biofilter Aerob direncanakan terdiri dari:

Panjang	: 4 m
Lebar	: 3 m
Kedalaman air efektif	: 3 m
Tinggi Ruang bebas	: 0,5 m
Volume Efektif	: 36 m ³

Kebutuhan oksigen di dalam reaktor biofilter aerob sebanding dengan jumlah BOD yang dihilangkan. Jadi, kebutuhan teoritis = jumlah BOD yang dihilangkan yaitu 0,4392 Kg/hari. Faktor keamanan di tetapkan $\pm 1,4$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan oksigen teoritis} &= 1,4 \times 0,4392 \text{ Kg/hari} \\ &= 0,6149 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

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

$$\text{Berat udara pada suhu } 28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1,1725 \text{ Kg/m}^3$$

Diasumsikan jumlah oksigen di dalam udara 23.2%

Sehingga, jumlah kebutuhan oksigen teoritis

$$= \frac{3,8976 \text{ kg /hari}}{1.1725 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0.232 \text{ g O}_2 / \text{g Udara}} = 14,3284 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

Efisiensi difuser = 5%

$$\text{Kebutuhan Udara Aktual} = \frac{14,3284 \text{ m}^3 / \text{hari}}{0.05} = 286,5670 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

$$= 11,9402 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,1990 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}}$$

$$= 199,005 \text{ liter /menit}$$

Blower Udara Yang Diperlukan:

Tipe : HILBLOW 200

Kapasitas Blower : 96,5 liter/menit

Head : 2500 mm – aqua

Jumlah : 2 Unit

Pipa outlet : $\frac{3}{4} \text{ in}$

Tipe Diffuser : *fine bubble diffuser*

Jika kapasitas blower adalah $0,0965 \text{ m}^3 / \text{menit} \times 2 \text{ unit} = 0,193 \text{ m}^3 / \text{menit}$. Maka,

$$\text{jumlah diffuser yang diperlukan} = \frac{31,3948 \text{ liter /menit}}{193 \text{ liter /menit}} = 1 \text{ buah.}$$

9.1.6. Bak Pengendapan Akhir

Kapasitas Pengolahan : $11,7120 \text{ m}^3 / \text{hari}$

BOD masuk : 75 mg/liter

BOD keluar : 30 mg/liter

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

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

$$\text{Volume bak yang diperlukan} = \frac{5}{24} \text{ hari} \times 11,136 \frac{m^3}{\text{hari}} = 2,32 m^3$$

Dimensi Bak direncanakan

Panjang : 3 m

Lebar : 1 m

Kedalaman air efektif : 2 m

Ruang bebas (*Free board*) : 0.5 m

Volume efektif : 6 m³

Tebal dinding : 20 cm

Digunakan pengecekan pada waktu tinggal :

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

$$td = \frac{24 m^3}{11,7120 m^3/\text{hari}} = 12,2950 \text{ jam}$$

jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 12,2950 jam

$$\text{Beban permukaan (surface loading)} = \frac{\text{Debit (m}^3\text{)}}{\text{panjang} \times \text{lebar}}$$

$$= \frac{11,7120 m^3/\text{hari}}{4 m \times 2 m} = 3,904 m^3/m^2\text{hari}$$

9.2. Limbah Cair Komunal

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

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

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

$$Q \text{ rata-rata air limbah} = 70 \% \times 122 \text{ liter/orang/ hari}$$

$$= 85,4 \text{ liter/orang/ hari}$$

Debit puncak (Q peak) menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 Q \text{ air limbah} &= 1,8 \times Q \text{ rata-rata air limbah} \\
 &= 1,8 \times 85,4 \text{ liter/ orang/ hari} \\
 &= 153,72 \text{ liter/ orang/ hari}
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung debit minimum air limbah ($Q_{\min}$) air limbah dapat menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 Q_{\min} \text{ air limbah} &= 0,5 \times Q \text{ rata-rata air limbah} \\
 &= 0,5 \times 85,4 \text{ liter/ orang/ hari} \\
 &= 42,7 \text{ liter/orang/ hari}
 \end{aligned}$$

9.2.1. Sistem Jaringan Pemipaan

A. Pipa dari kloset (*black water*)

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pipa minimal} &= 75 \text{ mm} \\
 \text{Bahan} &= \text{PVC} \\
 \text{Asbes} &= \text{Semen} \\
 \text{Kemiringan pipa} &= 1 - 3\%
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pipa minimal} &= 50 \text{ mm} \\
 \text{Bahan} &= \text{PVC} \\
 \text{Asbes} &= \text{Semen} \\
 \text{Kemiringan} &= 0,5 - 1 \%
 \end{aligned}$$

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

9.2.2. Perencanaan Teknis IPAL komunal

Kapasitas IPAL yang direncanakan yaitu:

$$\text{Kapasitas IPAL} = Q_{\text{peak}} \times P_n \quad (\text{Martin dkk, 2015})$$

Dimana :

$$Q_{\text{peak}} = \text{debit puncak}$$

$$P_n = \text{jumlah penduduk tahun rencana}$$

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas IPAL} &= Q_{\text{peak}} \times P_n \\ &= 153,72 \text{ liter/orang/hari} \times 122 \text{ orang} \\ &= 17.831,52 \text{ liter/ hari} \end{aligned}$$

Desain bak pemisahan lemak/minyak :

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

Dimana, *Retention time* = ± 30 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{30 \text{ menit}}{6 \times 24} \times 17.831,52 \text{ liter/ hari} \\ &= 3.714,9000 \text{ liter} \end{aligned}$$

Desain bak ekualisasi :

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

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

$$\begin{aligned} \text{Volume yang diperkirakan} &= \frac{HRT}{24} \times \text{Kapasitas pengolahan} \\ &= \frac{4 \text{ jam}}{24} \times 11,7120 \text{ liter/orang/hari} \\ &= 2.971,9200 \text{ liter} \end{aligned}$$

Reaktor *Biofilter* Anaerob :

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

$$\begin{aligned} \text{BOD yang digunakan} &= \frac{300 \text{ mg/l}}{2.971,9200 \frac{\text{liter}}{\text{orang}}/\text{hari}} \\ &= 0,1009 \text{ mg/hari} \end{aligned}$$

Bak Pengendap Akhir :

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

9.3. Limbah Padat

Pada pabrik beta-propiolactone ini dihasilkan limbah padat berupa *fly ash* dari proses pembakaran batubara pada boiler yang merupakan limbah non B3. Limbah padat berupa *fly ash* ini akan diberikan kepada perusahaan yang dapat menggunakan *fly ash* sebagai bahan baku, seperti PT Semen Indonesia untuk diolah menjadi bahan campuran pembuatan semen.

BAB X

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi bertujuan untuk mendapatkan gambaran layak atau tidaknya pendirian pabrik pembuatan *Beta-propiolactone* dari segi ekonomi. Menurut Peters & Timmerhaus (1991) Parameter yang diambil dalam menentukan layak tidaknya pendirian pabrik pembuatan *Beta-propiolactone* adalah:.

1. Keuntungan (*Probabilitas*)
2. Lama Waktu Pengembalian Modal
3. Total Modal Akhir
4. Laju Pengembalian Modal
5. *Break Even Point* (BEP)

Analisis dari faktor-faktor diatas, perlu diadakan analisis terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Modal Investasi (*Total Capital Investment*), terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Biaya Produksi (*Total Production Cost*), terdiri dari:
 - a. Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)
 - b. Belanja Umum (*General Expenses*).
3. Total Pendapatan atau Analisis Kelayakan, meliputi:
 - a. *Return of Investment*
 - b. *Pay Out Time*
 - c. *Break Even Point*

- d. *Shut Down Point*
- e. *Discounted Cash Flow*

Perhitungan modal investasi dan biaya produksi di atas terlampir pada lampiran D.

10.1. Keuntungan (Profitabilitas)

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

Produksi Etilena	= 77.000 ton/tahun	
	= 77.000.000 kg/tahun	
Harga jual Etilena	US \$ 2,50 /kg	
Harga jual Abu	US \$ 0,1777 /kg	
Hasil penjualan produk per tahun	US \$ 192.499.999,9560	
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	US \$ 155.650.013,2769	—
<i>Net Profit Before Tax (NPBT)</i>	US \$ 36.849.986,6791	
<i>Income Tax (35% NPBT)</i>	US \$ 12.897.495,3377	—
<i>Net Profit After Tax (NPAT)</i>	US \$ 23.952.491,3414	
<i>Depreciation</i>	US \$ 2.276.546,7712	+
<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	US \$ 26.229.038,1126	

Uang tunai yang diperoleh setiap tahun (ACF) adalah sebesar US \$ 26.229.038,1126 Kelayakan keuntungan yang didapat setiap tahun dapat diketahui dari perbandingan %ACF terhadap TCI.

$$\begin{aligned}\% \text{ ACF terhadap TCI} &= \frac{\text{ACF}}{\text{TCI}} \times 100\% && (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991}) \\ &= \$ 26.229.038,1126 / \$ 27.824.460,5368 \times 100\% \\ &= 94,2661 \%\end{aligned}$$

Karena %ACF terhadap TCI (94,2661 %) jauh lebih besar dari bunga bank (14 %), maka dari segi keuntungan, pabrik Beta-propiolactone ini layak didirikan.

10.2. Lama Waktu Pengembalian Modal

Lama waktu pengembalian modal dapat dilihat dari:

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

10.2.1. Lama Pengembalian Modal TCI

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

$$\begin{aligned}\text{Total Capital Investment (TCI)} &= \text{US\$ } 27.824.460,5368 \\ \text{Annual Cash Flow (ACF)} &= \text{US\$ } 26.229.038,1126 \\ \text{Bunga Modal (Bank BRI)} &= 14 \% && (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})\end{aligned}$$

Tabel 10.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI

TAHUN KE-	PINJAMAN	BUNGA	TOTAL HUTANG	ANGSURAN	SISA HUTANG
0	20.868.345,402 6	-	20.868.345,4026	-	20.868.345,402 6
1	20.868.345,402 6	2.921.568,3564	23.789.913,7590	12.673.131,628 6	11.161.782,130 4
2	11.161.782,130 4	1.556.349,4983	12.673.131,6286	12.673.131,628 6	0,00
Total		4.477.917,8546	57.331.390,7903	25.346.263,257 3	31.985.127,533 0

Dari tabel di atas dapat dihitung lama pengangsuran modal TCI:

Total Capital Investement = US \$ 27.824.460,5368

Modal awal yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik Beta-propiolactone sebesar US \$ 27.824.460,5368

10.2.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah lama pengembalian modal FCI dan bunga TCI.

Suatu pabrik layak didirikan apabila nilai POT kurang dari setengah umur pabrik.

Lama pengembalian modal dapat ditentukan dengan persamaan:

$$POT = \frac{FCI + \text{bunga TCI}}{ACF} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

dengan:

FCI (*Fixed Capital Investment*) = US \$ 25.042.014,4832

Total bunga + TCI = US \$ 32.302.378,3915

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 26.229.038,1126

POT (*Pay Out Time*) = 2,1863 tahun

= 2,5 Tahun

Karena POT (2,5 tahun) kurang dari setengah umur pabrik, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

10.3. Total Modal Akhir

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

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

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

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

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

Keterangan:

CCP = *Cummulative Cash Position*

CR = *Capital Recovery*

- a. *Cummulative Cash Position*

Cummulative Cash Position (CCP) merupakan total *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong *Total Capital Investment* (TCI). Harga CCP ini ditentukan dengan persamaan:

$$CCP = n \cdot ACF - TCI \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

Keterangan :

n (umur pabrik) = 11 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 26.229.038,1126

TCI (*Total Capital Investment*) = US\$ 27.824.460,5368

$$\begin{aligned} CCP &= n \cdot ACF - TCI \\ &= (11 \times \text{US \$ } 26.229.038,1126) - \text{US\$ } 27.824.460,5368 \\ &= \text{US \$ } 260.694.958,7018 \end{aligned}$$

b. *Capital Recovery*

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

$$CR = WC + SV + L \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

Keterangan:

WC (*Working Capital*) = US \$ 5.564.892,1074

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

L (*Land*) = US \$ 722.357,7758

$$\begin{aligned} CR &= \text{US \$ } 5.564.892,1074 + \text{US \$ } 0 + \text{US \$ } 722.357,7758 \\ &= \text{US \$ } 6.287.249,8831 \end{aligned}$$

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$= \text{US \$ } 260.694.958,7018 + \text{US \$ } 6.287.249,8831$$

$$= \text{US \$ } 266.982.208,5850$$

$$\text{TCI} + \text{bunga} = \text{US\$ } 4.477.917,8546 + \text{US \$ } 27.824.460,5368 \quad (\text{Tabel 10.1.})$$

$$= \text{US \$ } 32.302.378,3915$$

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapat sebesar US \$ 266.982.208,5850 karena nilai tersebut lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI, yaitu US \$ 32.302.378,3915, maka pabrik ini layak didirikan.

10.3.2. Total Capital Sink (TCS)

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

$$\text{TCS} = n \cdot \text{ACF} - \Sigma \text{Angsuran TCI} \quad (\text{Aries and Newton, 1955})$$

Keterangan:

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

$$\text{ACF (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 26.229.038,1126$$

$$\Sigma \text{Angsuran TCI} = \text{US \$ } 25.346.263,2573$$

$$\text{TCS} = n \cdot \text{ACF} - \Sigma \text{Angsuran TCI} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$= (11 \times \text{US \$ } 26.229.038,1126) - \text{US \$ } 25.346.263,2573$$

$$= \text{US \$ } 263.173.155,9814$$

Nilai TCS yang didapat sebesar US \$ 263.173.155,9814 Nilai ini lebih besar dari TCI, yaitu US \$ 25.346.263,2573. Karena TCS lebih besar dari TCI, pabrik ini layak didirikan.

10.4. Laju Pengembalian Modal

Laju pengembalian modal dapat dinyatakan dengan:

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

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

10.4.1. Rate of Return on Investment (ROI)

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

$$ROI = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{\text{TCI}} \times 100\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

Dengan:

Net Profit After Tax = US \$ 23.952.491,3414

TCI = US \$ 27.824.460,5368

ROI = 86,08 %

Nilai *Rate of Return on Investment (ROI)* yang diperoleh adalah 86,08 % Nilai ini lebih besar dari bunga bank. Karena ROI lebih besar dari bunga bank maka pabrik ini layak didirikan.

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

Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF) adalah tingkat bunga di mana total investasi modal (TCI) memberikan modal kerja (WC) dan nilai sisa (SV) setiap tahun di samping arus kas tahunan (ACF). Dari pabrik. Pada akhir masa manfaat aset atau DCF-ROR adalah rasio nilai sekarang ACF selama masa manfaat aset ditambah nilai sekarang WC dan SV pada akhir masa manfaat aset sama dengan nilai TCI. Kriteria pendirian pabrik sebenarnya adalah apakah DCF-ROR lebih tinggi dari bunga bank. *Discounted Cash Flow Rate of Return (i)* dihitung dengan persamaan:

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

Keterangan :

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 27.824.460,5368

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 26.229.038,1126

WC (*Working Capital*) = US \$ 5.564.892,1074

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

n (*Service Life*) = 11 tahun

i = *Discounted Cash Flow Rate of Return*

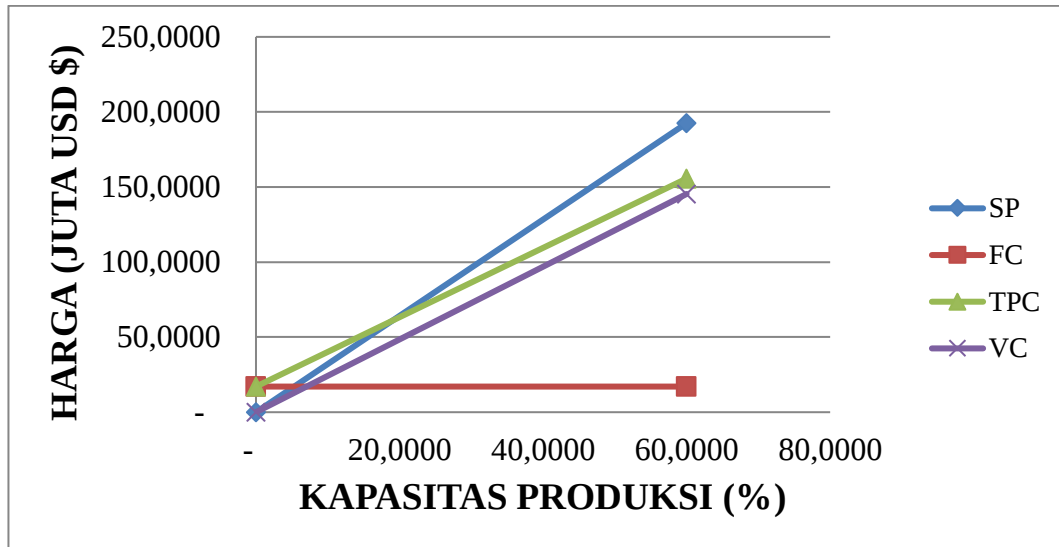
Dari hasil *trial and error*, didapatkan nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (i)* sebesar 46,4961 %. Pabrik ini layak didirikan karena nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)* lebih besar dari bunga bank.

10.5. Break Even Point (BEP)

Titik impas (BEP) menunjukkan persentase kapasitas yang harus dicapai oleh total biaya produksi (TPC) modal agar dapat dikembalikan dengan harga jual (SP). Artinya, BEP adalah persentase kapasitas jika nilai SP sama dengan TPC. Jika BEP tidak terlalu besar atau terlalu kecil, pabrik tersebut layak. Nilai BEP yang wajar adalah $<30\%$. Titik impas (BEP) dapat ditentukan secara grafis atau matematis. Langkah–langkah penentuan *Break Even Point* (BEP) secara grafis adalah sebagai berikut:

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

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



Gambar 10.1. *Break Even Point*

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

dengan:

$$\text{Fixed Charge} = \text{US \$ } 3.032.866,1985$$

$$\text{Plant Overhead Cost} = \text{US \$ } 793.304,1181$$

$$\text{General Expenses} = \text{US \$ } 6.463.991,7665$$

$$\text{Fixed Cost} = \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses}$$

$$= \text{US \$ } 10.290.162,0831$$

$$\text{Selling Price} = \text{Total Income}$$

$$= \text{US \$ } 192.499.999,9560$$

$$\text{Variable Cost} = \text{Direct Production Cost}$$

$$= \text{US \$ } 145.359.851,1938$$

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$= \frac{US \$ 10.290.162,0831}{US \$ 192.499.999,9560 - US \$ 145.359.851,1938} \times 100\%$$

$$= 21.8289 \%$$

Dari perhitungan *Break Even Point* (BEP) didapat nilai BEP 21.8289% karena nilai BEP berada pada *range* <30% (Peters & Timmerhaus, 1991), maka pabrik ini layak didirikan .

Tabel 10.2. Kesimpulan Analisis Ekonomi

No	Parameter	Hasil perhitungan	Syarat kelayakan	Kesimpulan
1.	<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	US \$ 26.229.038,1126 94,2661 %	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
2.	<i>Pay Out Time</i> (POT)	2,5 Tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun)	Layak didirikan
3.	<i>Net Profit Over Total Lifetime of The Project</i> (NPOTLP)	US \$ 266.982.208,5850	Lebih besar dari TCI + total bunga pinjaman (>US \$ 32.302.378,3915)	Layak didirikan
4.	<i>Total Capital Sink</i> (TCS)	US\$ 263.173.155,9814	Lebih besar dari <i>Total Capital Investment</i> (>US \$ 25.346.263,2573)	Layak didirikan

5.	<i>Rate of Return on Investment (ROI)</i>	86,08 %	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
6	<i>Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)</i>	46,4961 %	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
7	<i>Break Even Point (BEP)</i>	21.8289 %	< 30%	Layak didirikan

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

BAB XI
TUGAS KHUSUS I
BUBBLE COLUMN REACTOR

11.1 Pendahuluan

Reaksi kimia adalah suatu proses di mana satu atau lebih zat, diubah menjadi satu atau zat yang berbeda dan menghasilkan produk yang baru. Zat adalah unsur atau senyawa kimia. Reaksi kimia mengatur ulang atom reaktan untuk membuat zat yang berbeda. Reaksi kimia umumnya terjadi dengan perubahan fisik, produksi panas, perubahan warna dan lain-lain. Laju dari perubahan reaksi bergantung dan dipengaruhi oleh faktor-faktor seperti tekanan dan suhu.

Reaktor adalah suatu alat yang berperan sebagai tempat terjadinya suatu reaksi, baik itu reaksi kimia atau reaksi nuklir dan bukan terjadi secara fisika. Terjadinya reaksi ini, membuat suatu bahan berubah ke bentuk lainnya, perubahannya ada yang terjadi secara sendirinya atau bisa juga dengan bantuan energi seperti panas.

Menurut Hidayatullah Ahmad (2015) secara umum reaktor dibagi menjadi dua jenis yaitu reaktor nuklir dan reaktor kimia. Reaktor nuklir adalah suatu alat untuk mengendalikan reaksi fisi berantai dan sekaligus menjaga kesinambungan reaksi fisi tersebut dan reaktor kimia adalah alat yang dirancang sebagai tempat terjadinya reaksi kimia untuk mengubah bahan baku menjadi produk. Pada pembuatan reaktor kimia harus memastikan bahwa reaksi menghasilkan efisiensi yang paling tinggi ke arah produk keluaran yang diinginkan, agar industri yang

membuat reaktor dapat meminimalisir biaya operasional untuk memperoleh produk yang maksimal.

11.2 Prinsip Dasar

Reaktor merupakan alat industri kimia yang berfungsi sebagai tempat terjadinya satu atau lebih reaksi. Reaksi yang dimaksudkan adalah adanya perubahan yang terjadi pada suatu material akibat adanya kontak antara material satu dengan yang lain sehingga mengalami perubahan fisik berupa warna, bau, suhu dan pengurangan maupun penambahan jumlah partikel suatu zat yang dipengaruhi oleh beberapa faktor seperti suhu dan tekanan.

Prinsip dasar reaktor kimia merupakan pedoman yang penting dalam perancangan dan operasi reaktor kimia. Prinsip-prinsip ini bertujuan untuk mencapai efisiensi reaksi kimia yang optimal, menghasilkan produk yang diinginkan, dan menjaga keselamatan serta keberlanjutan operasi reaktor.

Salah satu prinsip dasar adalah pengaturan kondisi operasi yang tepat. Reaktor kimia harus dioperasikan pada suhu, tekanan, dan kecepatan aliran yang optimal untuk memastikan bahwa reaksi kimia berjalan efisien. Pemilihan kondisi operasi yang tepat akan mempengaruhi kinetika reaksi, selesainya reaksi secara keseluruhan, dan kualitas produk yang dihasilkan.

Pengendalian laju reaksi juga sangat penting. Reaktor kimia harus dirancang sedemikian rupa sehingga laju reaksi dapat dikendalikan dengan baik. Hal ini melibatkan pemilihan katalis yang tepat, pengaturan rasio umpan, dan penggunaan teknik pengadukan atau pencampuran yang efisien. Pengendalian laju reaksi yang baik akan memastikan bahwa reaksi berlangsung secara efektif dan menghasilkan produk dengan kualitas yang diinginkan.

Selain itu, prinsip keberlanjutan juga harus diperhatikan dalam desain reaktor kimia. Keberlanjutan melibatkan penggunaan bahan baku yang efisien, pengelolaan limbah yang baik, dan pengurangan dampak lingkungan. Reaktor kimia harus dirancang dengan mempertimbangkan aspek-aspek keberlanjutan ini untuk menjaga keseimbangan antara produksi yang efisien dan lingkungan yang sehat.

Reaktor kimia harus dirancang dan dioperasikan dengan mempertimbangkan potensi bahaya dan risiko yang terkait dengan reaksi kimia yang berlangsung. Langkah-langkah keselamatan harus diterapkan, termasuk penggunaan sistem pemadam kebakaran, pengontrol suhu, dan pengelolaan bahan kimia yang aman.

Secara keseluruhan, prinsip dasar reaktor kimia melibatkan pengaturan kondisi operasi yang tepat, pengendalian laju reaksi, keberlanjutan, dan keselamatan. Penerapan prinsip-prinsip ini akan membantu dalam mencapai efisiensi reaksi yang optimal, menghasilkan produk berkualitas, dan menjaga keberlanjutan serta keamanan dalam operasi reaktor kimia.

Reaksi merupakan suatu hal yang sangat penting dalam pembentukan suatu produk kimia. Untuk dapat mereaksikan suatu zat, diperlukan reaktor yang tepat.

Pemilihan reaktor yang tepat bertujuan untuk :

1. Mendapatkan keuntungan yang besar
2. Biaya produksi yang rendah
3. Biaya pengadaan yang kecil
4. Pengoperasian yang sederhana dan mudah
5. Faktor keselamatan yang terjamin

Setiap proses industri didesain untuk memproduksi suatu produk yang diinginkan secara ekonomi yang berasal dari berbagai macam material atau bahan baku. Desain atau rancangan reaktor yang digunakan dalam proses ini sangat bervariasi sesuai dengan produk yang diinginkan untuk merancang suatu reaktor perlu diketahui termodinamika kinetik reaksi, laju reaksi kimianya, mekanika fluida, perpindahan panas, perpindahan massa, dan biaya ekonomi.

Laju reaksi kimia merupakan sintesa dari berbagai faktor yang berkaitan dengan perancangan reaktor kimia reaktor yang digunakan di dalam suatu industri kimia merupakan alat yang kompleks dimana di dalamnya terjadi berbagai peristiwa kimia dan fisika antara lain, perpindahan panas, perpindahan massa, difusi, dan friksi yang terjadi bersamaan dengan berjalannya reaksi kimia.

Dalam rancangan reaktor kimia perlu diketahui :

1. Perubahan yang terjadi selama reaksi berlangsung
2. Kecepatan laju reaksi kimia yang terjadi pada suatu reaktor

Kedua hal diatas didasarkan kepada dua aspek penting dalam melakukan reaksi kimia pada reaktor. Yang pertama yaitu berdasarkan termodinamika dan yang kedua berdasarkan laju proses reaksi kimia. Perpindahan panas adalah kinetika reaksi kimia yang dipengaruhi oleh laju reaksi.

11.3 Klasifikasi Unit Operasi

Reaktor kimia merupakan suatu alat yang dirancang dengan kompleks agar sedapat mungkin proses reaksi yang berlangsung terjadi secara efisien dan optimal. Dalam perancangannya reaktor kimia diklasifikasikan berdasarkan karakteristik tertentu antarlain yaitu :

1. Metode Operasi : *Batch* atau *Continue*

Reaktor kimia batch adalah jenis reaktor yang digunakan untuk melakukan reaksi kimia dalam satu periode waktu tertentu, dengan bahan-bahan yang dimasukkan ke dalam reaktor secara serentak dan diaduk selama proses reaksi. Pada reaktor batch, tidak ada aliran kontinu bahan masuk atau keluar selama proses reaksi.

Prinsip kerja reaktor batch dimulai dengan menambahkan reaktan ke dalam reaktor yang telah dipersiapkan. Setelah itu, reaksi kimia dimulai dan dilakukan dalam kondisi tertentu, seperti suhu dan tekanan yang diatur sesuai kondisi operasi. Proses ini dilakukan selama periode waktu yang ditentukan, tergantung pada sifat reaksi kimia yang terlibat.

Selama proses reaksi berlangsung, pada beberapa jenis reaktor, reaktor batch dilengkapi dengan sistem pengaduk atau pengaduk magnetik yang memastikan bahan-bahan di dalam reaktor tercampur dengan baik. Pengadukan ini penting untuk memastikan kontak yang optimal antara reaktan, meningkatkan kecepatan reaksi, dan meminimalkan pembentukan produk samping.

Reaktor kimia kontinu adalah jenis reaktor yang digunakan untuk melakukan reaksi kimia secara berkelanjutan, dengan aliran bahan masuk dan keluar yang terus-menerus selama proses reaksi. Dalam reaktor kontinu, reaktan dimasukkan ke dalam reaktor secara terus-menerus dan produk dihasilkan secara berkelanjutan tanpa adanya jeda waktu.

Prinsip kerja reaktor kimia kontinu melibatkan aliran bahan reaktan yang konstan ke dalam reaktor. Aliran ini dapat dilakukan dalam satu fase (gas atau cair)

atau kombinasi dari keduanya. Di dalam reaktor, reaksi kimia terjadi secara bertahap saat reaktan berinteraksi dengan katalis atau kondisi operasi yang diatur.

Reaktor kimia dengan sistem kontinu biasanya memiliki desain yang memastikan kontak yang baik antara reaktan dan katalis. Beberapa jenis reaktor kontinu yang umum digunakan meliputi reaktor tangki kontinu (continuous stirred-tank reactor, CSTR), reaktor tabung alir (plug flow reactor, PFR), dan reaktor alir campuran (mixed flow reactor), *Bubble Column Reactor*.

Reaktor kimia kontinu dapat beroperasi dengan efisiensi produksi yang tinggi dan kemampuan untuk menghasilkan produk dalam jumlah besar dengan waktu siklus yang lebih cepat. Selain itu, reaktor kontinu dapat memberikan kontrol yang lebih baik terhadap kondisi operasi dan memungkinkan optimisasi yang lebih baik dari segi kecepatan reaksi, selektivitas, dan kualitas produk. Reaktor kimia kontinu banyak digunakan dalam industri kimia, petrokimia, dan produksi bahan kimia lainnya.

2. Fasa Reaksi : Homogen atau Heterogen

Reaktan yang akan direaksikan memiliki berbagai kondisi, pada saat akan diumpankan, setidaknya ada tiga kondisi yang memungkinkan terjadinya reaksi pada suatu reaktor, yakni padat, cair dan gas.

3. Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada reaktor kimia merujuk pada parameter dan variabel yang dikontrol dan diatur selama proses reaksi kimia berlangsung. Kondisi operasi ini memengaruhi kecepatan reaksi, selektivitas produk, kualitas produk, efisiensi energi, dan aspek lain dari operasi reaktor. Beberapa kondisi operasi yang penting dalam reaktor kimia antara lain:

- a. Suhu adalah salah satu faktor kunci yang mempengaruhi laju reaksi kimia. Reaksi kimia umumnya memiliki suhu optimum di mana laju reaksi mencapai tingkat tertinggi. Suhu juga mempengaruhi keseimbangan termodinamika dalam reaksi kimia. Oleh karena itu, pengaturan suhu yang tepat penting untuk mengoptimalkan proses reaksi dan kualitas produk.
- b. Tekanan juga mempengaruhi laju reaksi dan kesetimbangan kimia. Pada reaksi gas, peningkatan tekanan dapat meningkatkan kecepatan reaksi dengan meningkatkan kepadatan molekul dan meningkatkan kemungkinan tumbukan. Namun, untuk reaksi yang bersifat eksotermik, peningkatan tekanan dapat mempengaruhi keseimbangan kimia. Oleh karena itu, pemilihan tekanan yang tepat penting untuk mencapai kondisi operasi yang optimal.
- c. Konsentrasi reaktan dalam reaktor juga berpengaruh pada laju reaksi. Konsentrasi yang tinggi dapat meningkatkan laju reaksi dengan meningkatkan frekuensi tumbukan antara molekul reaktan. Namun, konsentrasi yang terlalu tinggi juga dapat mempengaruhi keseimbangan kimia. Oleh karena itu, pengendalian konsentrasi yang tepat penting dalam kondisi operasi.
- d. Kecepatan aliran masukan dan keluaran bahan dalam reaktor juga penting dalam menentukan waktu tinggal reaktan di dalam reaktor. Kecepatan aliran yang terlalu cepat dapat mengurangi waktu kontak antara reaktan dan katalis, sedangkan kecepatan aliran yang terlalu lambat dapat mempengaruhi efisiensi produksi. Pengaturan kecepatan

aliran yang sesuai perlu dipertimbangkan dalam desain dan operasi reaktor.

- e. Pemilihan katalis yang tepat dan kondisi operasionalnya juga berpengaruh pada proses reaksi. Katalis dapat mempercepat laju reaksi dan mengurangi energi aktivasi yang diperlukan. Kondisi operasional seperti suhu, tekanan, dan komposisi reaktan dapat mempengaruhi aktivitas dan selektivitas katalis. Oleh karena itu, pengoptimalan kondisi operasi katalis penting untuk mencapai hasil reaksi yang diinginkan.

Selain faktor-faktor di atas, faktor lain seperti pH, kelembaban, ukuran partikel, pengadukan, dan lainnya juga dapat mempengaruhi kondisi operasi reaktor kimia.

4. Geometri Reaktor

Geometri reaktor kimia mengacu pada bentuk fisik atau tata letak reaktor. Ini melibatkan dimensi, desain, dan konfigurasi reaktor yang mempengaruhi bagaimana bahan reaktan dan katalis berinteraksi dalam reaksi kimia.

Faktor-faktor berikut ini dapat mempengaruhi geometri reaktor kimia:

- a. Bentuk dan ukuran reaktor:

Bentuk fisik reaktor dapat bervariasi, seperti tangki, tabung, kolom, atau kombinasi dari beberapa elemen geometris. Ukuran reaktor, seperti diameter, tinggi, atau volume, juga dapat beragam. Bentuk dan ukuran ini mempengaruhi luas permukaan kontak antara reaktan dan katalis, volume reaktor, dan perjalanan aliran reaktan melalui reaktor.

- b. Jenis aliran:

Jenis aliran reaktan dalam reaktor, seperti aliran melintang (cross-flow), aliran sejajar (parallel-flow), atau aliran berlawanan (counter-flow), akan mempengaruhi waktu kontak dan distribusi bahan dalam reaktor. Pilihan jenis aliran ini tergantung pada sifat reaksi kimia dan tujuan operasi reaktor.

c. Distribusi bahan:

Distribusi bahan reaktan dan katalis dalam reaktor menjadi faktor penting dalam memastikan kontak yang optimal dan efisiensi reaksi. Distribusi yang merata dan seragam dapat dicapai dengan desain geometri yang tepat, termasuk penggunaan pengaduk, baffle, atau elemen pendukung lainnya untuk memastikan distribusi bahan yang merata di seluruh reaktor.

d. Sirkulasi atau pergerakan bahan:

Beberapa reaktor kimia menggunakan pergerakan atau sirkulasi bahan untuk mempercepat kontak antara reaktan dan katalis, seperti reaktor fluidized bed atau reaktor slurry. Faktor geometri, seperti ukuran partikel atau kecepatan aliran, akan mempengaruhi pergerakan bahan dan efisiensi kontak dalam reaktor.

e. Desain pemisahan:

Jika reaksi kimia diikuti oleh proses pemisahan, desain geometri reaktor harus mempertimbangkan ruang untuk pemisahan dan pengumpulan produk. Ini termasuk pemilihan posisi inlet dan outlet, desain tray, kolom distilasi, atau sistem pemisahan lainnya yang sesuai dengan kebutuhan pemisahan.

Pemilihan geometri reaktor yang tepat sangat penting untuk mencapai efisiensi reaksi yang tinggi, distribusi bahan yang merata, dan hasil produk yang diinginkan. Faktor-faktor di atas harus dipertimbangkan dengan baik dalam merancang dan mengoperasikan reaktor kimia untuk memastikan kinerja optimal dan keberhasilan proses kimia.

11.4 Jenis-jenis Unit Operasi

Reaktor umumnya diklasifikasikan berdasarkan karakteristik nya antara lain seperti yang telah disebutkan sebelumnya, yaitu bentuk dan ukuran, jenis aliran, distribusi bahan, fasa reaktan, dan sifat fisika maubun kimi bahan saat akan mereaksi. Beberapa jenis reaktor kimia yang umum digunakan dalam industri antara lain adalah :

1. Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR)

Reaktor ini memiliki tangki besar dengan pengaduk yang berputar untuk mencampur bahan secara kontinu. Reaktan dimasukkan ke dalam tangki, diaduk secara kontinu, dan produk dapat dikeluarkan dengan laju yang konstan. Reaktor CSTR sering digunakan dalam reaksi yang berlangsung dalam fase cair atau gas.

2. Plug Flow Reactor (PFR)

Reaktor ini terdiri dari tabung yang panjang dan sempit di mana reaktan mengalir dalam satu arah dari ujung ke ujung. Tidak ada pengadukan yang signifikan dalam reaktor ini, sehingga reaksi berlangsung seolah-olah mengikuti pola aliran plug. Reaktor PFR umumnya digunakan dalam reaksi yang berlangsung dalam fase cair atau gas.

3. Mixed Flow Reactor (MFR)

Reaktor ini merupakan kombinasi dari reaktor tangki kontinu (CSTR) dan reaktor tabung alir (PFR). Dalam reaktor MFR, aliran bahan bergerak melalui serangkaian tangki yang diaduk, di mana setiap tangki mewakili bagian dari reaktor dengan kondisi yang berbeda. Reaktor MFR dapat digunakan dalam berbagai jenis reaksi kimia.

4. Fluidized Bed Reactor

Reaktor ini menggunakan fluidisasi untuk mencampur bahan reaktan. Partikel-padat bahan reaktan dijaga dalam keadaan mengambang oleh aliran fluida yang cukup untuk menghasilkan turbulensi. Reaktor ini sering digunakan untuk reaksi heterogen, seperti pengolahan katalitik atau pirolisis.

5. Fix Bed Reactor

Reaktor Fix Bed adalah reaktor yang memiliki tempat khusus untuk meletakkan unggun atau katalis fasa padat di mana semua bahan dimasukkan ke dalam reaktor sekaligus, dan reaksi kemudian berlangsung selama periode waktu tertentu. Setelah reaksi selesai, produk dan limbah dapat dikeluarkan dari reaktor.

Selain jenis-jenis di atas, ada juga jenis reaktor khusus lainnya seperti reaktor membran, reaktor mikro, reaktor elektrokimia, dan banyak lagi. Setiap jenis reaktor memiliki keunggulan dan kelemahan tertentu tergantung pada kebutuhan reaksi kimia yang spesifik. Pemilihan jenis reaktor yang tepat tergantung pada sifat reaksi, tujuan operasional, dan kondisi pengoperasian yang diinginkan.

6. *Bubble Column Reactor*

Reaktor kolom gelembung (bubble column reactor) adalah salah satu jenis reaktor yang digunakan dalam proses kimia. Reaktor ini terdiri dari sebuah kolom

vertikal di mana campuran bahan kimia dimasukkan bersama dengan gas yang dipecah menjadi gelembung-gelembung kecil. Gelembung-gelembung ini bertindak sebagai pembawa reagen gas ke dalam larutan, menciptakan interaksi antara fase gas dan fase cair untuk memicu reaksi kimia yang diinginkan. Proses reaksi kemudian berlangsung selama periode waktu tertentu di dalam kolom, yang kemudian diikuti oleh pemisahan produk dari larutan dan gas-gas sisa.

Keunggulan dari reaktor kolom gelembung adalah kemampuannya untuk menciptakan luas antarmuka yang besar antara fase gas dan fase cair, meningkatkan efisiensi reaksi. Selain itu, reaktor ini relatif mudah dalam hal perawatan dan operasionalnya. Namun, seperti halnya jenis reaktor lainnya, reaktor kolom gelembung juga memiliki beberapa kelemahan. Misalnya, kontrol proses dalam reaktor ini bisa menjadi sulit karena tingkat pengadukan yang kurang homogen di dalam kolom. Selain itu, pengaturan aliran gas dan cair juga perlu diperhatikan dengan cermat untuk mencapai kondisi reaksi yang optimal.

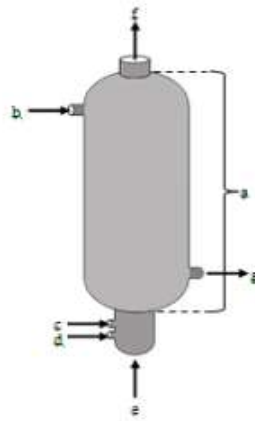
Bubble Column Reactor

Fungsi : Tempat mereaksiakan Karbon monoksida dan Etilen oksida
menjadi Beta propiolactone

Jenis : *Bubble Coulmn Reactor*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



1. Umpan liquid

$$WL = 6.059,4636 \text{ kg/jam}$$

$$F_{ao} = 137,5510 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho = 740,7819 \text{ kg/m}^3$$

$$V_a = 8,1798 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Umpan gas

$$WL = 3.852,8849 \text{ kg/jam}$$

$$F_{ao} = 137,5509 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho = 955,6107 \text{ kg/m}^3$$

$$V_b = 4,0319 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Konsentrasi mula-mula } C_{ao} = 16,8159 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi mula-mula } C_{bo} = 34,1160 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Nilai } k = 21,1268 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{h}$$

Maka laju reaksi = 12.120,2629 kmol/m³.h

3. Menghitung volume reaktor

Input = output + reaksi + akumulasi

$$F_{ao}^n = Fa + (-ra)V + \frac{dCa}{dt}$$

Dalam keadaan steady state, dCa/dt = 0, sehingga

$$F_{ao}^n = Fa + (-ra)V$$

Dimana, Fa = Fao (1-Xa)

$$V = (F_{ao} \times X_a) / -ra$$

$$\psi = \frac{V}{V_o}$$

$$\frac{VC_{ao}}{F_{ao}} = \frac{C_{ao} \times X_a}{-ra}$$

Safety factor 20%

Maka kapasitas desain reaktor = 1,7530 m³

4. Menghitung ukuran kolom reaktor

Perbandingan tinggi kolom terhadap diameter kolom (H/D) berada pada range 4-10 (perry's ed 7), untuk bubble column terdiri dari silinder shell dengan dua tutup ellipsoidal, ditentukan dimensi :

$$h = \frac{D \times R}{4}$$

Dimana

H = tinggi silinder

h = tinggi ellipsoidal

DR = Diameter reaktor

a. Diameter reaktor

$$V_r = V_{\text{silinder}} + V_{\text{ellipsoidal}}$$

$$= \frac{\pi}{4} DR^2 H + 2\left(\frac{\pi}{24} DR^3\right)$$

$$DR = \sqrt{12VR/19\pi}$$

$$DR = 0,7065 \text{ m}$$

b. Tinggi silinder

$$H/DR = 10$$

$$H = 10 \times DR$$

$$H = 7,0646 \text{ m}$$

c. Tinggi Ellipsoidal

$$h = DR/4$$

$$= 0,1766 \text{ m}$$

d. Tinggi reaktor

$$H_r = H + 2h$$

$$H_r = 7,4179 \text{ m}$$

e. Waktu reaksi

$$P_{\text{camp}} = 1.969,3917 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric} = 5,8432 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu reaksi} = 0,25 \text{ jam}$$

f. Menghitung ketebalan dinding reaktor

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

$$\text{Tekanan design (P)} = 5 \times \text{Tekanan operasi}$$

$$= 750 \text{ atm}$$

$$\text{Diameter reaktor (Dr)} = 0,7065 \text{ m}$$

$$r = 0,3532 \text{ m}$$

$$\text{Working stress allowable (S)} = 10.500 \text{ psia}$$

$$\text{Welding joint effidency (E)} = 0,85$$

$$\text{Laju korosi (C)} = 0,0024 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } t = 0,1708 \text{ m}$$

g. Menentukan Volume dan Berat Katalis

Volume katalis

$$\emptyset = 0,5$$

$$\text{VTR} = 1,7530 \text{ m}^3$$

$$V_k = (1-\phi) \times V_{TR}$$

$$= 0,8765 \text{ m}^3$$

Berat katalis

$$p_k = 850 \text{ kg/m}^3$$

$$W_k = p_k \cdot V_k$$

$$= 745,0070 \text{ kg}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Reactor - 01</i>
-----------	---------------------

Kode Alat	R-01
-----------	------

Jumlah	1 unit
--------	--------

Fungsi	Tempat mereaksikan Karbon monoksida dan Etilen oksida menjadi Beta-propiolactone
--------	--

DATA DESAIN

Tipe	<i>Bubble Column Reactor</i>
------	------------------------------

Temperatur	100 °C
------------	--------

Tekanan	150 atm
---------	---------

Laju alir	5,8432 m ³ /jam
-----------	----------------------------

DATA MEKANIK

Diameter	0,7065 m
Tebal dinding	0,1708 m
Tinggi Reaktor	7,4179 m
Tinggi Ellipsoidal	0,1766 m
Tinggi Silinder	7,0646 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel sa 285 grade c</i>

TUGAS KHUSUS II

KOLOM DISTILASI

11.1 Pendahuluan

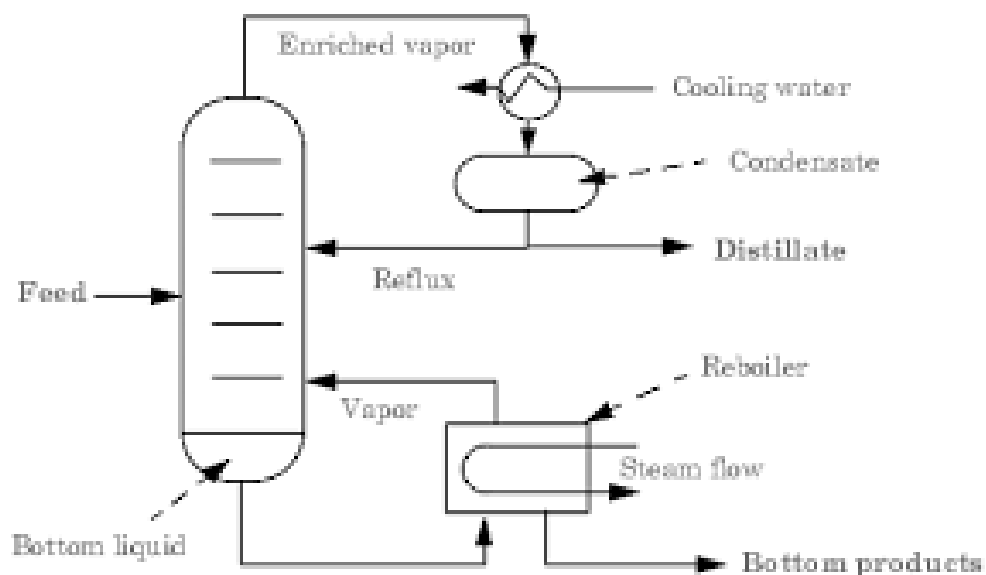
Distilasi atau juga disebut dengan penyulingan merupakan proses pemisahan dan pemurnian fraksi campuran yang berbeda titik didihnya. Proses distilasi terdiri dari penguapan cairan dengan cara pemanasan dilanjutkan dengan kondensasi uap menjadi cairan yang disebut sebagai distillate (Suharto dkk, 2020).

Prinsip dari teknik distilasi adalah pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih untuk mendapatkan komposisi destilat dan produk bawah yang sesuai (Luyben, 1997). Distilasi banyak dipakai luas dalam industri petrokimia, refinery, industri farmasi dan industri makanan. Pada tahun 1995, Humprey, mengestimasi sekitar 90% distilasi ditangani oleh teknik pemisahan dan pemurnian (Hosgor, dkk., 2014). Komposisi produk yang sesuai dipengaruhi oleh beberapa variabel diantaranya besarnya input panas pada reboiler, rasio reflux pada bagian atas kolom, komposisi dan laju aliran umpan (feed flow rate).

11.1.1. Pengertian Kolom Distilasi

Kolom distilasi digunakan sebagai unit pemisahan campuran dalam industri kimia. Metode distilasi didasarkan pada pemanasan campuran untuk menghasilkan dua fase yaitu fase uap dan fase liquid. Proses operasi kolom distilasi biner diawali ketika feed masuk kedalam stage kolom yang membagi dua bagian yaitu stripper dan rectifier. Uap yang dihasilkan oleh reboiler terdapat pada bagian bawah kolom. Selanjutnya uap bergerak keatas kolom karena memiliki nilai volatile yang

tinggi atau *More Volatile Component* (MCV), dan selanjutnya dikondensasikan oleh kondenser, Jumlah kondensat selanjutnya dikumpulkan oleh *reflux drum* untuk selanjutnya diumpankan kembali kedalam kolom agar dapat mencapai kemurnian yang diinginkan. Reflux bergerak kebawah dan disebut sebagai *Less Volatile Component* (LVC). (Ramanathan dkk., 2001).



Gambar 11.1. Kolom destilasi

Sumber: <https://asro.wordpress.com>

Bagian-bagian kolom distilasi diantaranya :

1. *Tray*

Tempat terjadinya pertukaran panas cairan atas kolom menuju bawah, dengan fraksi uap dari bawah menuju atas, pertukaran panas ini untuk meningkatkan kemurnian fraksi yang diambil sebagai distilat.

2. Condenser

Mengkondensasikan *overhead product* (destilat) yang akan ditampung pada akumulator (*reflux drum*). *Reflux* dan destilat yang dikembalikan kedalam kolom distilasi. Berfungsi untuk meningkatkan kemurnian destilat.

3. Reboiler

Digunakan untuk memanaskan kembali umpan (*feed*) pada bagian dasar kolom distilasi, tipe lain reboiler adalah steam yang langsung masuk kedalam dasar kolom distilasi untuk memanaskan umpan.

Distilasi merupakan metode yang sering digunakan untuk memisahkan komponen dalam campuran homogen berdasarkan perbedaan titik didih dan volatilitas antara komponen dalam suatu campuran. Meskipun proses distilasi memerlukan konsumsi energi yang tinggi, namun terdapat banyak keuntungan dalam menggunakan metode ini untuk proses pemisahan, antara lain:

1. Distilasi memiliki kemampuan untuk memisahkan jenis campuran dengan berbagai macam konsentrasi dan juga produk hasil pemisahan relatif murni.
2. Distilasi memiliki kemampuan untuk mengatasi berbagai aliran umpan masuk, tidak hanya cocok untuk aliran yang rendah tetapi distilasi juga cocok untuk aliran yang sangat tinggi. Sehingga dapat menyesuaikan dengan rancangan pengguna.
3. Memiliki kemampuan untuk memisahkan produk dengan kemurnian yang tinggi, jika menggunakan alternatif pemisahan selain distilasi biasanya hanya melakukan sebagian pemisahan saja dan tidak dapat menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi (Smith dan Jobson, 2000).

11.1.2. Klasifikasi Destilasi

Terdapat berbagai jenis distilasi dengan masing-masing kegunaanya. Menurut Sinnott (2005) klasifikasi distilasi adalah sebagai berikut:

- a. Berdasarkan sistem operasinya terbagi menjadi dua, yakni *single-stage distillation* dan *multi stage distillation*.
- b. Berdasarkan tekanan operasinya terbagi menjadi tiga yaitu distilasi atmosferis (0,4 – 5,5 atm mutlak), distilasi vakum (≤ 300 mmHg pada bagian atas kolom), dan distilasi tekanan (≥ 80 psia pada bagian atas kolom).
- c. Distilasi berdasarkan prosesnya terbagi menjadi dua, yaitu distilasi kontinyu dan distilasi *batch*.
- d. Berdasarkan komponen penyusunnya terbagi menjadi dua, yakni distilasi sistem biner dan distilasi sistem multi komponen.

Pada umumnya distilasi juga dapat dibedakan menjadi tiga jenis distilasi yakni:

1. Distilasi Kilat (*Flash Distillation*)

Distilasi kilat merupakan *distilasi continue* yang memiliki satu tahap tanpa refluks. Distilasi kilat ini terdiri dari penguapan sebagian dari suatu zat cair sedemikian rupa sehingga uap yang keluar berada dalam keseimbangan dengan zat cair yang tersisa. Uap tersebut dipisahkan dari zat cair dan dikondensasikan. Distilasi ini digunakan untuk memisahkan komponen-komponen yang memiliki titik didih yang berbeda. Distilasi ini tidak efektif untuk memisahkan komponen – komponen yang volatilitasnya sebanding.

2. Distilasi vakum

Distilasi vakum adalah distilasi yang tekanan operasinya 0,4 atm (300 mmHg absolut). Distilasi vakum biasanya digunakan jika senyawa yang ingin didistilasi tidak stabil, artinya dapat terdekomposisi sebelum atau mendekati titik didihnya atau campuran yang memiliki titik didih diatas 150 °C.

3. Distilasi *continue*

Distilasi *continue* dengan Refluks Sama halnya dengan *flash distillation* hanya saja dalam proses distilasi dengan refluks komponen produk yang dihasilkan menjadi lebih murni, karena semakin banyak refluks maka kemurnian produk yang dihasilkan semakin tinggi.

11.1.3. Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Destilasi

Menurut Sinnott (2005), Kinerja kolom distilasi ditentukan oleh beberapa faktor, faktor yang mempengaruhi diantaranya adalah:

1. Kondisi feed

Keadaan campuran dan kondisi feed mempengaruhi garis operasi dan jumlah stage yang digunakan dalam pemisahan distilasi, hal ini juga mempengaruhi lokasi *feed tray*.

2. Kondisi refluks

Pemisahan semakin baik jika menggunakan sedikit tray untuk mendapatkan tingkat pemisahan. *Tray* minimum dibutuhkan dibawah kondisi total refluks, yakni tidak ada penarikan distilat. Sebaliknya refluks berkurang maka garis operasi untuk bagian rektifikasi bergerak terhadap garis kesetimbangan.

3. Kondisi aliran uap

Kondisi aliran uap yang merugikan dapat menyebabkan berbagai hal berikut:

a. *Foaming*

Mengacu pada ekspansi liquid melewati uap atau gas. Walaupun menghasilkan kontak antar fase liquid-uap yang tinggi, foaming berlebihan sering mengarah pada terbentuknya liquid pada tray.

b. *Entrainment*

Mengacu pada liquid yang terbawa uap atau gas menuju tray di atasnya dan disebabkan laju alir uap yang tinggi menyebabkan efisiensi tray berkurang. Bahan yang sukar menguap terbawa menuju plate yang menahan liquid dengan bahan yang mudah menguap. Dapat mengganggu kemurnian distilat, entrainment berlebihan dapat menyebabkan flooding.

c. *Weeping / Dumping*

Fenomena ini disebabkan aliran uap yang rendah. Tekanan yang dihasilkan uap tidak cukup untuk menahan liquid pada tray. Karena itu liquid mulai merembes melalui perforasi.

d. *Flooding*

Flooding terjadi karena aliran uap berlebih yang menyebabkan liquid terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dari uap berlebih menyebabkan kenaikan liquid yang tertahan pada plate di atasnya. Flooding ditandai dengan adanya penurunan tekanan diferensial dalam kolom dan penurunan yang signifikan pada efisiensi pemisahan. Jumlah tray aktual yang diperlukan untuk pemisahan

khusus ditentukan oleh efisiensi plate dan packing. Semua faktor yang menyebabkan penurunan efisiensi tray juga akan mengubah kinerja kolom. Efisiensi tray dipengaruhi oleh foaling, korosi, dan laju, dimana ini terjadi bergantung pada sifat liquid yang diproses. Material yang sesuai harus dipakai dalam pembuatan tray.

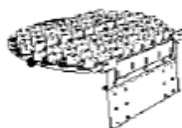
11.1.4. Tipe Kolom Destilasi

1. Tray dan plate

Istilah tray dan plate adalah sama. Ada beberapa jenis tipe desain tray, tetapi yang paling umum digunakan adalah:

a. Bubble cap tray

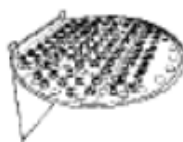
Bubble-cap biasanya didesain diatas plate pada sudut equilateral triangular, dengan baris yang disesuaikan secara normal dengan arah aliran menyilang plate. Bubble cap tray mempunyai tingkat-tingkat atau cerobong yang terpasang diatas hole (lubang), dan sebuah cap yang menutupi cerobong. Bubble cap tray digunakan pada kondisi aliran rendah, dimana tray harus tetap basah kecuali kondisi bentuk polymer, coking, atau fouling yang tinggi.



Gambar 11.2. *Buble cap tray*

b. Valve tray

Pada valve tray perforasi (lubang-lubang kecil) ditutupi dengan valve yang mudah dilepas. Uap naik melalui perforasi pada tray, bubble pada liquid berbentuk sama. Valve yang terangkat menunjukkan uap mengalir horisontal kedalam liquid.



Gambar 11.3. *Valve Tray*

c. Sieve tray

Sieve tray adalah plate metal sederhana dengan dengan lubang diantaranya. Uap lewat keatas melalui liquid pada plate. Jumlah dan ukuran lubang menjadi parameter desain.



Gambar 11.4. *Sieve tray*

2. *Packing*

Ada kecenderungan untuk meningkatkan pemisahan dengan penambahan penggunaan tray dengan packing. Packing adalah peralatan pasif yang didesain untuk meningkatkan kontak area interfacial uap-liquid.

a. *Sieve Tray*

Distillation Sieve tray dirancang untuk membuat uap hasil yang mengalir naik mengalami kontak dengan cairan yang mengalir kebawah. Cairan yang mengalir

melintasi tray dan melewati weir ke downcomer menuju ke tray dibawahnya. Oleh karena itu pola aliran pada setiap tray adalah silang (crossflow). Sieve tray adalah plate logam dengan lubang – lubang didalamnya.

11.2. Perhitungan Spesifikasi Kolom Destilasi

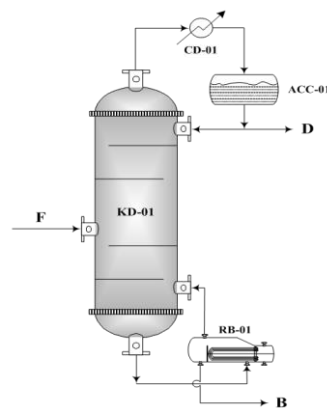
Fungsi : Memisahkan etilen glikol dan eritrose

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Bahan : *Carbon Stell*

Jumlah : 1 unit

Gambar:



Kondisi *Feed* :

Temperatur : 182,6997 °C = 455,6997 °K

Tekanan : 3 atm

Kondisi *top* :

Temperatur : 161,8 °C = 434,8 °K

Tekanan : 3 atm

Kondisi *bottom* :

Temperatur : 184,6 °C = 457,6 °K

Tekanan : 3 atm

1. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah Etilen Oksida (C₂H₄O)

Heavy key adalah Beta-propiolactone dan air

Komponen	X,D	X,B	X,F
Etilen oksida	0,6024	0,0006	0,0279
Air	0,00006	0,0736	0,0703
Beta-propiolactone	0,3975	0,9258	0,9018

a. *Stage* Minimum (Nm)

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α botom	α average
Etilen oksida	1	1	1
Air	0,1536	0,1908	0,1712
Beta-propiolactone	0,3207	0,4551	0,3604
Total			1,5317

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})}$$

(Coulson, 1999)

Stage minimum : 1,0718 *stage*

b. *Refluks* minimum

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan *Underwood* :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *feed* dalam kolom distilasi adalah saturated liquid and gas, maka nilai

K adalah jumlah fraksi fasa liquid:

$$q = 0,0182$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0,9818 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 1,512$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *feed*

Komponen	$\frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)}$
Etilen oksida	0,0212	0,2486
Air	0,0231	0,00006
Beta-propiolactone	0,4557	0,3397
Total	0,5000	0,5884

Sehingga :

$$Rm + 1 : 0,5884$$

$$Rm : 0,4116$$

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m (Geankoplis), jadi :

$$R_{op} : 0,4939$$

c. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,3306$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,2916$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,24$$

$$N_{teoritis} : 4,4660 \text{ stage}$$

d. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan. Pertama dilakukan perhitungan pada viskositas rata-rata.

$$\mu, D = 7,41E - 02 \text{ cP}$$

$$\mu, B = 0,1924 \text{ cP}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{avg \text{ distilat}} \times \mu_{avg \text{ bottom}}}$$

$$\mu_{avg} = 0,1194 \text{ cP}$$

$$\alpha_{avg} = 1,5317$$

$$\text{maka nilai } \alpha_{avg} \times \mu_{avg} = 0,1829 \text{ cP}$$

Berdasarkan grafik pada buku coulson, didapatkan :

Column Efficiency (Eo) 85 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 5,2541 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 7,2541 \text{ stage} = 8 \text{ stage}$$

(Coulson, 1999)

e. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar bottom product (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

X_{HK,F} = Fraksi mol *heavy* komponen di *feed*

X_{LK,F} = Fraksi mol *light* komponen di *feed*

X_{LK,B} = Fraksi mol *light* komponen di *bottom*

X_{HK,D} = Fraksi mol *light* komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas feed (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah feed (*stripping*)

(Coulson,1999)

$$B = 142,8348 \text{ kmol/jam}$$

$$D = 6,7886 \text{ kmol/jam}$$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 0,0779$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 278.882.351,7000$$

$$\frac{B}{D} = 21,0403$$

$$= 457.483.111,4000$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 1,7840$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 60,8187$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1522 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1522 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 8 *stage*

$$N_r = 7,8706 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 0,1294$$

Didapatkan *feed* masuk pada *stage* ke-7 dari atas

$$Nr = 8 \text{ stage}$$

$$Ns = 8 \text{ stage}$$

2. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 578,8011 \text{ kg/jam}$$

$$R = 370,4545 \text{ kg/jam}$$

$$L = 208,3466 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	0,1608	0,0579
<i>Density</i> (kg/m ³)	793,7732	1.093,9677
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0002	0,0001
<i>Surface tension</i> (N/m)		0,0241

Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,3066$$

Keterangan :

F LV = Liquid-vapot flow factor

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = Densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

b. Kecepatan *Flooding* (u_f)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1999) maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0,3 m. Sehingga berdasarkan *figure* 11.27 buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,047$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,0488$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,0300 \text{ m/s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,0240 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

d. Maksimum volumetrik *flow area* (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,0002 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

e. *Net Area* (A_n)

$$An = \frac{U_v maks}{\hat{U}}$$

$$An = 0,0084 \text{ m}^2$$

f. *Cross Section Area (Ac)*

Berdasarkan *coulson* (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$Ac = \frac{An}{1 - 0,12}$$

$$Ac = 0,0096 \text{ m}^2$$

g. *Diameter kolom (Dc)*

$$Dc = \sqrt{\frac{4 \text{ } Ac}{\pi}}$$

$$Dc = 0,1105 \text{ m}$$

3. *Desain Plate*

a. *Downcomer area (Ad)*

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

(Coulson, pg. 473)

$$Ad = 0,0012 \text{ m}^2$$

b. *net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 0,0084 \text{ m}^2$$

c. *Active Area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 0,0073 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 0,0073 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,75$$

$$lw = 0,0829 \text{ m}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

$$\text{Weir height (hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

4. Pengecekan

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 0,0579 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm, min)} = 70 \% \times Lm, \text{ max} = 0,0405 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest (how, max)} = 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 5,5595 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 4,3829 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + h_{ow, min} = 49,3829 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 29,8$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity (uh)} &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 0,4060 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity (Uv, actual) =}$$

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 0,1946 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $U_{v, min \text{ actual}} > u_h$. Maka perhitungan ini dapat diterima.

b. Plate Pressure Drop

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole (Uh)} &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 0,2779 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari figure 11.34 coulson, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka :

$$Co = 0,35$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{U_h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 23,3353 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 11,4263 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop (ht)} = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 85,3211 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss (hap)} = h_w - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = h_{ap} \times \frac{l_w}{100} = 0,0029 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 0,0552 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer (hbc)} = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} =$$

$$135,9359 \text{ mm}$$

$$= 0,1359 \text{ m}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

d. *Residence time (tr)*

$$tr = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}} = 2,9567 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik.

Maka perhitungan ini diterima.

e. *Entrainment*

$$uv = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 0,0240 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,3066$$

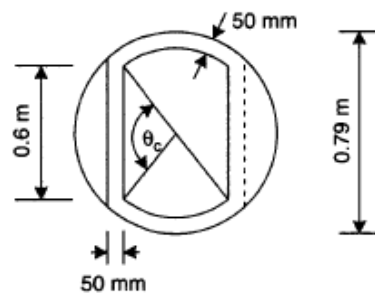
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,006$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

5. Trial layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir plate dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



Sudut *subtended* antara pinggir plate dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,75 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ C$$

Sudut *subtended* antara pinggir plate dengan

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 92^\circ C$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = (Dc - hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,1052 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (Aup)} = 0,0047 \text{ m}^2$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,000104389 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,00115988 \text{ m}$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 0,002451195 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,2973$$

Sehingga :

$$\frac{Ip}{Ap} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

6. Jumlah Holes

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$3,14 \frac{an}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} = 37,1345 = 2.203 \text{ holes}$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 30 \text{ atm}$$

$$Da = 0,110522789 \text{ m}$$

$$ri = 0,055261395 \text{ m}$$

$$Ej = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13,700 \text{ psi} = 932,2296 \text{ atm}$$

$$Cc = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

a. Bagian *head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot Ej - 0,2 P} + Cc$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{head}} = 0,0200837 \text{ m}$$

b. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot ri}{S \cdot Ej - 0,6 \cdot P} + Cc$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,020083746 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID \times 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 0,150690317 \text{ m}$$

7. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 12.132,3967 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 2.518,6831 \text{ kg/jam}$$

$$B = 9.613,7136 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
Mass flowrate (kg/det)	0,6996	3,3701
Density (kg/m ³)	793,7732	1.093,9677
Volumetric flowrate (m ³ /det)	0,0009	0,0031
Surface tension (N/m)		0,0581

8. Diameter Kolom (D_c)

a. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 4,1032$$

Keterangan :

F_{LV} = liquid-vapot flow factor

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

b. kecepatan *flooding* (u_f)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999) maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.3 m. sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,025$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K_1^+ = 0,030943486$$

$$\text{kecepatan flooding } (u_f) = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$(u_f) = 0,019029282 \frac{m}{s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,015223426 \frac{m}{s}$$

d. Maksimum volumetrik flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,000881403 \frac{m^3}{detik}$$

e. *Net Area (An)*

$$An = \frac{U_v maks}{\hat{u}}$$

$$An = 0,057897822 \text{ m}^2$$

f. *Cross Section Area (Ac)*

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$Ac = \frac{An}{1 - 0,12}$$

$$Ac = 0,06579298 \text{ m}^2$$

g. *Diameter kolom (Dc)*

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Ac}{\pi}}$$

$$Dc = 0,289504254 \text{ m}$$

9. *Desain Plate*

a. *Downcomer area (Ad)*

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

$$Ad = 0,007895158 \text{ m}^2$$

b. *Net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 0,057897822 \text{ m}^2$$

c. *Active Area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 0,050002665 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 0,005000266 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,75$$

$$lw = 0,21712819 \text{ m}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan hole untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 45 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

10. Pengecekan :

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 3,370110188 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70\% \times Lm, \max = 2,359077132$$

$$\frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \max) = 750 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 43,95519349$$

mm liquid

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 34,65311045$$

mm liquid

Pada rate minimum :

$$hw + \text{how, min} = 79,65311045 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,7$$

$$\text{minimum desain vapor velocity (uh)} = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} =$$

$$0,437992784 \frac{m}{s}$$

Actual minimum vapor velocity ($Uv, \min \text{ actual}$) =

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 0,123389872 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

b. Plate Pressure Drop

jumlah maksimum vapor yang melewati hole (Uh) =

$$\frac{Uv, \max}{Ah} = 0,1763 \frac{m}{s}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari figure 11.34 coulson, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0,84$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{Uh}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 1,62954536 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 11,42629742 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop } (ht) = hd + (hw + how) + hr = 102,0110363 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *Downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressre loss } (hap) = hw - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{1000} = 0,007599487 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (hdc) = 166 \left[\frac{Lm,max}{\rho_L Aap} \right]^2 = 27,27839399 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer } (hbc) &= (hw + how) + ht + hdc \\ &= 218,2446238 \text{ mm} = 0,218244624 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulcon, 1999) :

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

d. *Residence time (tr)*

$$tr = \frac{Uv maks}{An} = 0,55932566 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 4,103165449$$

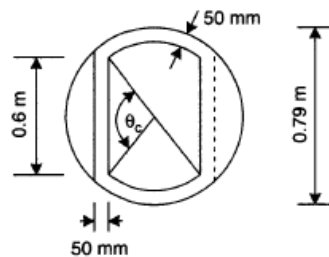
Didapatkan nilai Ψ dari figure 11.29 buku coulson

$$\Psi = 0,1$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

11. Trial layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir plate dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- a. Sudut *subtended* antara pinggir plate dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.75 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

$$\begin{aligned} \text{sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip}(\theta) \\ = 180 - \theta_c = 92^\circ \end{aligned}$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips } (L_m) = 0,39240216 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{area of unperforated edge strips } (A_{up}) &= hw \times L_m = \\ 0,017658097 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) =$$

$$0,004328196 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,000389538 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 0,013195503 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 coulson, untuk:

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,156478229$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4

(COULSON)

12. Jumlah Holes

$$\text{area untuk 1 hole (Aoh)} = 3.14 \frac{an}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} = 254,7906473 = 846 \text{ holes}$$

13. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

P : 30 atm

Da : 0,289504254 m

ri : 0,144752127 m

Ej : 0,85(spot examined)

S : 13.700 psi

Cc : 1 mm/tahun 0,02 m

Waktu : 20 tahun

a. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,026606375 \text{ m}$$

b. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{silinder} = 0,02676065 \text{ m}$$

Maka :

OD = ID X 2 t silinder

OD = 0,343025554 m

14. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 85,3211 \text{ mm liquid} = 914,718 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 102,0110 \text{ mm liquid} = 1.093,65 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N1 \times \Delta P1) + (N2 \times \Delta P2) = 1.606,69$$

$$\text{Pa} = 0,01586 \text{ atm}$$

15. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N1 \times \text{tray spacing}) + (N2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 4,8 \text{ m}$$

$$H \text{ elipsoidal atas } \frac{1}{4} ID = 0,027630697 \text{ m}$$

$$H \text{ elipsoidal bawah} = 0,072376063 \text{ m}$$

$$H \text{ distilasi} = 4,90001 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan Etilen Oksida, air dan BPL

DATA DESAIN

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	3 atm	3 atm
Temperatur	161,800 °C	184,600 °C

DATA MEKANIK		
Tinggi	4,9000 m	
Stage	8 stage	
	Top	Bottom
Diameter	0,1105	0.2895
Tray Spacing	0,3	
t silinder	0,0201	0,0268
t head	0,0200	0,0267
Material	Carbon steel	
PELAT		
	Top	Bottom
Active Area	0,0071 m ²	0,0500 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,0007 m ²	0,0050 m ²
Panjang Weir	0,0829 mm	0,2171 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	2203 holes	846 holes

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perhitungan Pra Rancangan Pabrik Pembuatan *Beta-propiolactone* dari Etilen Oksida dan Karbon Monoksida Melalui Proses Karbonilasi dengan Kapasitas Produksi 77.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Kapasitas produksi *Beta-propiolactone* 77.000ton/tahun menggunakan bahan baku Etilen oksida sebanyak 6.059,4636 kg/jam dan Karbon monoksida sebanyak 3.852,8849 kg/jam.
2. Berdasarkan faktor bahan baku, transportasi, pemasaran, dan bahan penunjang, pabrik *Beta-propiolactone* akan didirikan di Kecamatan Pamanukan, Kabupaten Subang, Provinsi Jawa Barat. Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh direktur dengan jumlah pekerja sebanyak 122 orang.
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk pembangunan pabrik 2,4833 Ha.
4. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik *Beta-propiolactone* ini dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian:
 - a. *Annual Cash Flow (ACF)* : US\$ 26.229.038,1126
 - b. NPOTLP : US \$ 266.982.208,5850
 - c. *Total Capital Sink (TCS)* : US \$ 263.173.155,9814
 - d. *Rate of Return on Investment (ROI)* : 86,08%
 - e. *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)* : 46,4961%

- f. *Break Even Point (BEP)* : 21,8289 %
- g. *Pay Out Time (POT)* : 2,5 Tahun

DAFTAR PUSTAKA

- Andayani, A. (2021). "Desain Pabrik Ethylene Dari Sales Gas Di Sumatra Selatan Dengan Proses OCM." *Jurnal Teknik ITS*. Vol.10. No.2
- Fatimura, M. (2014). "Tinjauan Teoritis Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Operasi Pada Kolom Destilasi." *Jurnal Media Teknik*.
- Fogler, S. 1992. *Elements of Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition*. New Jersey: Prentice Hall, Inc.
- Huda, M. (2014). "Development of New Equations For Estimating Gross Calorific Value Of Indonesian Coals." *Indonesian Mining Journal*. Vol.17 No.1.
- Jagannathan, J., Gandhi, P,R., dan Vijayakumar. 2013. Kinetics Analysis of Beta-propiolactone with tangential flow filtration (TFF) concentrated vero cell derived rabies viral protein. *Journal of Biological Sciences* 13 (6): 521-52.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Kunii, Daizo & Levenspiel. 1990. *Fluidization Engineering 2nd Edition*. Elsevier Butterworth- Heinemann: Oxford
- Kusnarjo. 2010. *Desain Pabrik Kimia*. Jakarta : Gramedia
- Lalu Mustiadi, S. A., Aladin Eko Purkuncoro (2020). *Distilasi Uap Dan Bahan Bakar Pelet Arang Sampah Organik*. CV. IRDH: Malang
- Leily Nurul Komariah, A. F. R., Nicky Leonard (2009). "Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi Untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri." *Jurnal Teknik Kimia*.
- Levenspiel (1999). *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley and Sons Inc: Singapura

- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston
- M, H. (1996). *Reduction in Organic Chemistry*. D.C, American Chemical Society: Washington
- McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia. (2014) Tentang Baku Mutu Air Limbah Bagi Usaha Dan/Atau Kegiatan Industri Petrokimia Hulu. No.5
- Perry, R.H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Perry, R.H. 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M.S. dan K.D.Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Reklaitis, G.V. 1983. *Introduction to material and Energi Balance*. Mc. Graw Hill Book Company : Newyork
- Smith, J.M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Walas, S.M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth- Heinemann: New York.
- Wijaya, P. (2022). "Perencanaan Instalasi Pengolahan Air Limbah Industri Alkohol di Desa Bekonang." *Jurnal Teknik ITS*. Vol.11 No.3

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

“US 11,492,443 B2”

“US 3,169,945”

“US 5,705,688”

“US 9,493,391 B2”

“US 2017/0145126 A1”

“US 10,662,283 B2”

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

A.1. Tank 01

Nama Alat : Tank 01 (T-01)

Fungsi : Wadah bahan baku etilen oksida



Komponen	Output (jam)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	137,551	6.059,4636
H ₂ O	10,4025	187,4061
Total		6.246,8697

A.2. Pump 01

Nama Alat : Pump 0 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan etilen oksida menuju HE-01



Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
n				

C ₂ H ₄ O	137,551	6.059,4636	137,551	6.059,4636
H ₂ O	10,4025	187,4061	10,4025	187,4061
Total		6.246,8697		6.246,8697

A.3. Heat Exchanger

Nama Alat : *Heater* 01 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan etilen oksida menuju HE-01



Kompone	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	137,551	6.059,4636	137,551	6.059,4636
H ₂ O	10,4025	187,4061	10,4025	187,4061
Total		6.246,8697		6.246,8697

A.4. Tank 02

Nama Alat : *Tank* 02 (T-02)

Fungsi : Wadah bahan baku karbon monoksida



Komponen	Output (jam)	
	kmol	Kg
CO	137,551	3.852,8849
H ₂	19,3084	38,9180
Total		3.891,8029

A.5. Compressor 01

Nama Alat : *Compressor* (COM-01)

Fungsi : Menaikan tekanan gas karbon monoksida



Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
CO	137,551	3.852,8849	137,551	3.852,8849
H ₂	19,3084	38,9180	19,3084	38,9180
Total		3.891,8029		3.891,8029

A.6. Chiller 01

Nama Alat : *Chiller* 01 (CH-01)

Fungsi : Menurunkan suhu etilen gas karbon monoksida

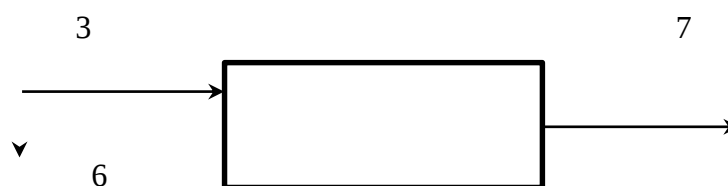


Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
CO	137,551	3.852,8849	137,551	3.852,8849
H ₂	19,3084	38,9180	19,3084	38,9180
Total		3.891,8029		3.891,8029

A.7. Reactor 01

Nama Alat : Reactor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan etilen oksida dan karbon monoksida menjadi *beta-propiolactone*.



1. Tekanan 150 atm
2. Suhu 100 C
3. Jenis reaktor *Bubble Column*
4. Katalis ZSM-5 Zeolite

Konversi 97 %

	C_2H_4O	+	CO	$\rightarrow$	$C_3H_4O_2$
M =	139,1035		139,1035		
T =	134,9304		134,9304		134,9304

S = 4,1731 4,1731 134,9304

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
n	Aliran 3	Aliran 6	Aliran 7
C ₂ H ₄ O	6059,463615	0	181,7839
CO	0	3852,8849	115,5865
C ₃ H ₄ O ₂	0	0	9.614,9780
H ₂	0	38,9180	38,9180
H ₂ O	187,4061	0	187,4061
Total	10.138,6726		10.138,6726

A.8. Expander 01

Nama Alat : *Expander* (EXP-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran dari *reactor* (R-01)



Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	4,1265	181,7839	4,1265	181,7839
CO	4,1265	115,5865	4,1265	115,5865
C ₃ H ₄ O ₂	133,4244	9.614,9780	133,4244	9.614,9780
H ₂	19,3084	38,9180	19,3084	38,9180

H ₂ O	10,4025	187,4061	10,4025	187,4061
Total		10.138,6726		10.138,6726

A.9. Heat Exchanger 02

Nama Alat : *Heater* (HE-02)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran dari *expander* (EXP-01)

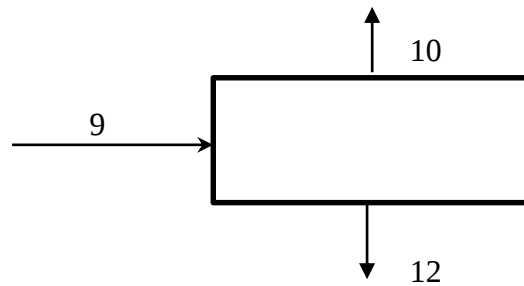


Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	4,1265	181,7839	4,1265	181,7839
CO	4,1265	115,5865	4,1265	115,5865
C ₃ H ₄ O ₂	133,4244	9.614,9780	133,4244	9.614,9780
H ₂	19,3084	38,9180	19,3084	38,9180
H ₂ O	10,4025	187,4061	10,4025	187,4061
Total		10.138,6726		10.138,6726

A.10. Flash Drum 01

Nama Alat : *Flash Drum* (FD-01)

Fungsi : Memisahkan karbon monoksida dan hidrogen dari produk



Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
n	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 12	
C ₂ H ₄ O	181,7839	0	181,7839	
CO	115,5865	115,5865	0	
C ₃ H ₄ O ₂	9.614,9780	0	9.614,9780	
H ₂	38,9180	38,9180	0	
H ₂ O	187,4061	0	187,4061	
Total	10.138,6726	10.138,6726		

A.11. Compressor 03

Nama Alat : *Compressor* (COM-03)

Fungsi : Mengalirkan karbon monoksida dan hidrogen dari *flash drum* ke Tank (T-03)

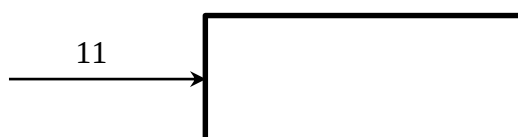


Kompone	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
CO	4,1265	115,5865	4,1252	115,5483
H ₂	19,3084	38,9180	19,3020	38,9052
Total		154,5046		154,5046

A.12. Tank 03

Nama Alat : Tank 03 (T-03)

Fungsi : Wadah karbon monoksida dan hidrogen keluaran dari *flash drum* (FD-01)



Komponen	Input (jam)	
	n	kg
CO	4,1252	115,5483
H ₂	19,3020	38,9052
Total		154,5046

A.13. Heat Exchanger 03

Nama Alat : Heater 03 (HE-03)

Fungsi : Menaikan suhu produk dari *flash drum* ke kolom destilasi (KD-01)

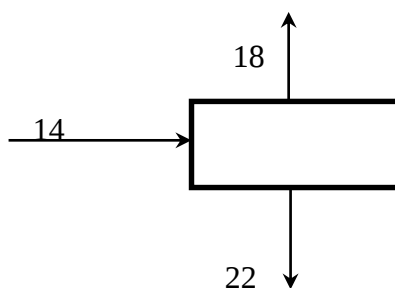


Komponen n	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	4,1265	181,7839	4,1265	181,7839
H ₂ O	10,4025	187,4061	10,4025	187,4061
C ₃ H ₄ O ₂	133,4244	9.614,9780	133,4244	9.614,9780
Total		9.984,1680		9.984,1680

A.14. Kolom Distilasi 01

Nama Alat : Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan *beta-propiolactone*, etilen oksida dan air



Komponen	Input (jam)	
	kmol	kg
C ₂ H ₄ O	4,1265	181,7839
H ₂ O	10,4025	187,4061
C ₃ H ₄ O ₂	133,4244	9.614,9780
Total	147,9535	9.984,1680

Komposisi Feed :

Temperatur = 182,6997383 °C = 455,8497383 K

Tekanan = 3 atm = 2280 mmHg

Kompone n	Jumlah	X	Ln Pv	Pv	K	Y	A	Log α (X)
C ₂ H ₄ O	Kmol/jam 4,1265	0,027	8,648	5.703,783	2,501	0,0697	2,5139	0,400 3
H ₂ O	Kmol/jam 10,4025	0,070	6,975	1.069,989	0,469	0,0329	0,4715	-0,326
C ₃ H ₄ O ₂	Kmol/jam 133,4244	0,901	7,727	2.268,873	0,995	0,897	1	0
Total	Kmol/jam 147,9535 m	1				1,0001		

K ref (BPL) = 0,995119762

Diinginkan distribusi LK di *top* = 0,98

Light key top = 4,043998191 kmol/jam

Diinginkan distribusi LK di *bottom* = 0,02

Light key bottom = 0,082530575 kmol/jam

$$\begin{aligned}\text{Log } \frac{LK \text{ top}}{LK \text{ bottom}} &= \text{Log } \frac{4,042659987 \text{ kmol/jam}}{0,082503265 \text{ kmol/jam}} \\ &= 1,69019608\end{aligned}$$

$$\text{Diinginkan dsitribusi HK di top} = 0,02$$

$$\text{Diinginkan distribusi HK di bottom} = 0,98$$

$$\text{Heavy Key top} = 2,668488602 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Heavy Key bottom} = 130,7559415 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Log } \frac{LK \text{ top}}{LK \text{ bottom}} &= \text{Log } \frac{2,668488602 \text{ kmol/jam}}{130,7559415 \text{ kmol/jam}} \\ &= -1,69019608\end{aligned}$$

Komponen	$X = \log \alpha$	$Y = \log Di/Bi$	XY	X^2
C ₂ H ₄ O	0,400352855	1,69019608	0,676674826	0,160282
C ₃ H ₄ O	0	-1,69019608	0	0
Total	0,400352855	0,00000000	0,676674826	0,160282

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan :

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

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

291)

Didapatkan *Slope* dan *Intercept* sebesar:

Slope (a) : 8,443532045

Intercept (b) : -1,69019608

Distribusi komponen

Komponen	Log D/B (Y)	D/B	B	D
C ₂ H ₄ O			0,08346208 kmol/jam	4,08964224 kmol/ja
	1,69019608	49	7	5 m
H ₂ O			10,5195269 kmol/jam	0,00037633 kmol/ja
	-4,446422938	3,57748E-05	8	4 m
C ₃ H ₄ O ₂			132,231765 kmol/jam	2,69860746 kmol/ja
	-1,69019608	0,020408163	9	8 m
Total			142,834755	6,78862604 6

Bagian atas kolom (*Top Distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 161,8 °C = 434,95 K

Tekanan = 3 atm = 2280 mmHg

Kompone n	Jumlah	y	Ln Pv	Pv	K	x	α
C ₂ H ₄ O	kmol/ja				1,844	0,326	1,000
	4,0440 m	0,6024	8,3439	4.204,5733	1	7	0
H ₂ O	kmol/ja				0,283	0,000	0,153
	0,0004 m	0,0001	6,4708	645,9698	3	2	6
C ₃ H ₄ O ₂	kmol/ja				0,591	0,672	0,320
	2,6685 m	0,3975	7,2066	1.348,3363	4	2	7
Total	6,7129 kmol/ja	1,0000				0,999	
	m					1	

Bagian bawah kolom (*bottom distillation*)Kondisi Operasi (*trial and error*)

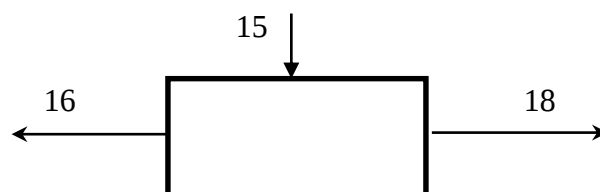
Temperatur = 184,6 °C = 457,75 K

Tekanan = 3 atm = 2280 mmHg

Komponen								
n	Jumlah	x	Ln Pv	Pv	K	y	α	
C ₂ H ₄ O	kmol/ja			5855,423				1,000
	0,0825	m	0,0005	8,6751	7	2,5681	0,0015	0
H ₂ O	kmol/ja			1117,434				0,190
	10,4021	m	0,0736	7,0188	1	0,4901	0,0360	8
C ₃ H ₄ O ₂	kmol/ja			2372,023				0,405
	130,7559	m	0,0925	7,7715	6	1,0403	0,9631	0
total	141,2405	kmol/ja	1,0000				1,0007	
		m						

A.15. Accumulator

Nama Alat : Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Wadah penampungan sementara etilen oksida, air dan *beta-propiolactone*

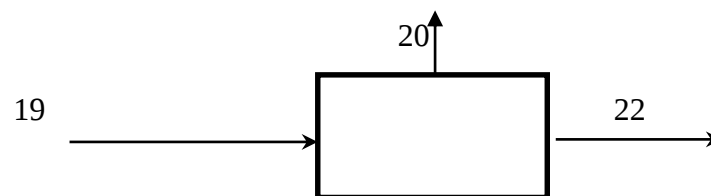
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
----------	----------------	-----------------

	Aliran 16	Aliran 15	Aliran 18
C ₂ H ₄ O	225,8653	47,71703884	178,1482
H ₂ O	0,018392354	0,01168818	0,00670417
C ₃ H ₄ O ₂	352,9175	160,617911	192,2996
Total	578,8011	208,346638	370,4545
		578,8011	

A.16. Reboiler

Nama alat : *Reboiler* (RB-01)

Fungsi : Mengubah fase air menjadi *reflux*



$$L' = L + qF \quad (13.26)$$

$$V = V' + (1-q) F \quad (13.27)$$

(Perry, 1999)

$$L' = 7.882,1782 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 2.518,683124 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fraksi berat D} = 0,9801289$$

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 19	Aliran 20	Aliran 22
C ₂ H ₄ O	4,5882	0,9525	3,6357

H ₂ O	236,4959	49,0965	187,3994
C ₃ H ₄ O ₂	11891,3126	2468,6341	9422,6785
Total	1.2132,3967	2.518,6831	9613,7136
		1.2132,3967	

A.17. Pump 02

Nama Alat : Pump 02 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan refluks ke destilasi (KD-01)



Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	1,0832	47,7170	1,0832	47,7170
H ₂ O	0,0006	0,0117	0,0006	0,0117
C ₃ H ₄ O ₂	2,2289	160,6179	2,2289	160,6179
Total		208,3466		208,3466

A.18. Compressor 04

Nama Alat : Compressor (COM-04)

Fungsi : Mengalirkan refluks ke KD-01



Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	0,0216	0,9525	0,0216	0,9525
H ₂ O	2,7252	49,0965	2,7252	49,0965
C ₃ H ₄ O ₂	34,2566	2.468,6341	34,2566	2.468,6341
Total		2.518,6831		2.518,6831

A.19. Cooler 01

Nama Alat : Cooler 01 (CO-01)

Fungsi : Menurunkan suhu menuju *flash drum* (FD-02)

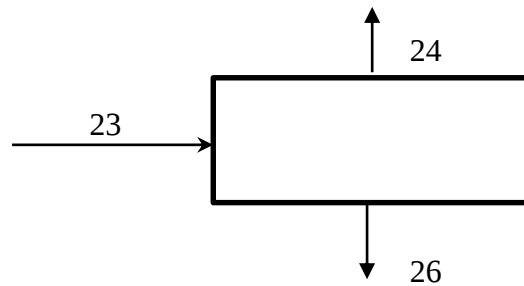


Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	4,0440	178,1482	4,0440	178,1482
H ₂ O	0,00037	0,0067	0,00037	0,0067
C ₃ H ₄ O ₂	2,6685	192,2996	2,6685	192,2996
Total		370,4545		370,4545

A.20. Flash Drum 02

Nama Alat : *Flash Drum* (FD-02)

Fungsi : Memisahkan air, etilen oksida dan *beta-propiolactone*



Komponen n	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 23	Aliran 24	Aliran 26
C ₂ H ₄ O	178,1482	177,522	0,6262
H ₂ O	0,0067	0,0063	0,0003
C ₃ H ₄ O ₂	192,2996	84,4175	107,8821
Total	370,4545	370,4545	

A.21. Compressor 05

Nama Alat : *Compressor* (COM-05)

Fungsi : Mengalirkan air, etilen oksida dan *beta-propiolactone* ke Tank-04

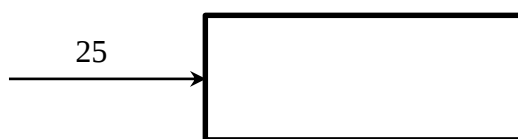


Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	4,0298	177,5220	4,0298	177,5220
H ₂ O	0,0004	0,0063	0,0004	0,0063
C ₃ H ₄ O ₂	1,1714	84,4175	1,1853	85,4175
Total		261,9458		261,9458

A.22. Tank 04

Nama Alat : Tank 04 (T-04)

Fungsi : Wadah air, etilen oksida dan *beta-propiolactone* dari *flash drum* (FD-02)



Kompone	Input(jam)	
n	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	4,0298	177,5220
H ₂ O	0,0004	0,0063
C ₃ H ₄ O ₂		85,4175
	1,1714	
Total		261,9395

A.23. Pump 03

Nama Alat : Pump 03 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan *beta-propiolactone* dari *flash drum* (FD-02) ke mixer 01 (MX-01)



Kompone	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	0,0142	0,6262	0,0598	2,6365
H ₂ O	0,00002098	0,00037801	0,00002518	0,00045365
C ₃ H ₄ O ₂	1,4970	107,8821	1,5133	109,0530
Total		111,6900		111,6900

A.24. Cooler 02

Nama Alat : Cooler 02 (CO-02)

Fungsi : Menurunkan *beta-propiolactone* dari kolom destilasi (KD-01) ke mixer 01 (MX-01)



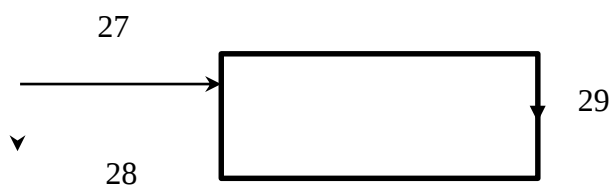
Kompone	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg

C ₂ H ₄ O	0,0825	3,6357	0,0825	3,6357
H ₂ O	10,4021	10,4021	10,4021	10,4021
C ₃ H ₄ O ₂	130,7559	130,7559	130,7559	130,7559
Total		9.722,2222		9.722,2222

A.25. *Mixing Point 07*

Nama Alat : *Mixer 01 (MX-01)*

Fungsi : Mencampurkan *beta-propiolactone* dari kolon destilasi 01 (KD-01) dan *flash drum* 02 (FD-02)



Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
n	Aliran 27	Aliran 28	Aliran 29
C ₂ H ₄ O			4,2619
	0,6262	3,6357	
H ₂ O	0,00037801	187,39938703	187,39976504
C ₃ H ₄ O ₂			9.530,5605
	107,8821	9.422,6785	
Total		9.722,2222	9.722,2222

A.26. *Pump 04*

Nama Alat : *Pump 04 (P-04)*

Fungsi : Mengalirkan *beta-propiolactone* dari ke mixer 01 (MX-01) ke tank 05 (T-02)

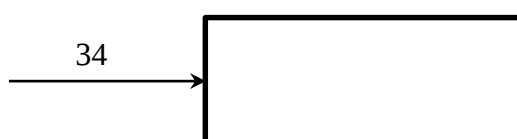


Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
n	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	0,0967	4,2619	0,0967	4,2619
H ₂ O	10,4021	187,3997	10,4021	187,3997
C ₃ H ₄ O ₂	132,2530	9.530,5605	132,2530	9.530,5605
Total		9.722,2222		9.722,2222

A.27. Tank 05

Nama Alat : Tank 05 (T-05)

Fungsi : Wadah penyimpanan *beta-propiolactone* (BPL)



Komponen	Input(jam)	
n	kmol	Kg
C ₂ H ₄ O	0,0967	4,2619
H ₂ O	10,4021	187,3997
C ₃ H ₄ O ₂	132,2530	9.530,5605

Total	9.722,2222
--------------	-------------------

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 77.000 ton/tahun
Operasi	: 300 hari/tahun
Basis Perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan	: Kilo Joule (kJ)
Temperatur Referensi	: 25 °C

Panas yang dihitung pada neraca panas ini meliputi:

- 1) Panas yang dimiliki senyawa pada temperatur tertentu (panas sensibel).

$$Q = n \cdot \int_{T_0}^{T_1} C_p dT$$

dengan :

$$\Delta T = T - T_0$$

Q = Panas yang dimiliki, kJ

C_p = Kapasitas panas pada tekanan konstan, J/mol.K

n = Mol senyawa, kmol

T₀ = Temperatur referensi, 25°C

T₁ = Temperatur senyawa, °C

- 2) Panas yang dihitung apabila terjadi perubahan fase (panas laten).

$$Q = n \cdot \Delta H$$

dengan : Q = Panas laten senyawa, kJ

n = Mol senyawa, kmol

$\Delta H =$ Panas laten, kJ/kmol

3) Panas reaksi

$$\Delta H_R^0(298,15\text{ K}) = \sum_{\text{produk}} n \cdot \Delta H_f^0 - \sum_{\text{reaktan}} n \cdot \Delta H_f^0$$

dengan : $\Delta H_f^0 =$ Panas pembentukan senyawa pada 25°C, kJ/kmol.

Untuk kondisi temperatur reaksi selain pada 25°C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \left(\sum_{\text{produk}} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT - \sum_{\text{reaktan}} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \right)$$

Harga entalpi pembentukan (ΔH_f^0) masing-masing komponen pada 25°C :

Senyawa	Rumus Struktur	ΔH_f^0	
Etilen Oksida	C ₂ H ₄ O	-12,58	kcal/gmol
Karbon Monoksida	CO	-26,42	kcal/gmol
Beta-propiolactone	C ₃ H ₄ O ₂	-80,36	kcal/gmol
Hidrogen	H ₂	0,00	kcal/gmol
Air	H ₂ O	-57,8	kcal/gmol

(Sumber : G.V. Reklaitis, 1983)

Kapasitas panas pada tekanan tetap senyawa (C_p) untuk fase liquid dihitung dengan persamaan berikut:

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

Harga A, B, C, dan D untuk masing-masing senyawa dapat dilihat pada tabel berikut:

Senyawa	Cp Liquid (J/Kmol.K)				
	A	B	C	D	E
Etilen Oksida	3,5720	4,2908	-1,5473	2,4070	-
Karbon Monoksida	-1,9312	2,5072	-2,8970	1,2745	-
<i>Beta-propiolactone</i>	4,5746	5,2593	-1,3036	1,3725	-
Hidrogen	1,8300	4,7200	-1,3400	1,3100	-
Air	5,0607	-6,1136	3,0930	-4,1480	-

(Sumber : G.V. Reklaitis, 1983)

Kapasitas panas pada tekanan tetap senyawa (C_p) untuk fase gas dihitung dengan persamaan berikut:

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

Harga A, B, C, D, dan E untuk masing–masing senyawa dapat dilihat pada tabel berikut:

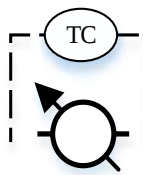
Senyawa	Cp Liquid (J/Kmol.K)				
	A	B	C	D	E
Etilen Oksida	3,0827	-7,6041	3,2347	-3,2747	9,7271
Karbon Monoksida	-2,9556	-6,5807	2,0130	-1,2227	2,2617
<i>Beta-propiolactone</i>	9,1080	2,3694	-5,7117	-5,5709	2,6215
Hidrogen	3,4000	-9,6500	3,3000	-2,0400	4,3000
Air	2,5399	2,0178	-3,8594	3,1880	-8,7585

(Sumber : coulson, 2003)

B.1. Heater (HE-01)

Fungsi : Memanaskan etilen oksida input reaktor (R-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di H-01

$$Q_{\text{th}} = Q_2 - Q_3$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_2 pada temperature 10°C fase liquid

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₄ O	6.059,4636	-706,4863	-97.177,8654
H ₂ O	187,4061	-504,0849	-5.243,7386
Total	6.246,8697		-102.421,6039

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_3 pada temperature 100°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₄ O	6.059,4636	7.263,8338	999.147,3085
H ₂ O	187,4061	5.646,6409	58.739,1360

Total	6.246,8697		1.057.886,4445
--------------	-------------------	--	-----------------------

Panas yang ditransfer:

$$Q_f = Q_3 - Q_2 = 1.057.886,4445 - (-102.421,6039)$$

$$= 1.160.308,0484 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan *Fire Heater*/ panas pembakaran dari boiler dengan suplai panas

yang dibutuhkan yaitu :

LHV Batubara : 6.000,0000 kcal/kg

: 25.104 kJ/kg (Bituminus, *World Coal Institute*)

Effisiensi Pembakaran : 80%

Maka, Jumlah kebutuhan bahan bakar adalah

$$\begin{aligned} \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{\text{LHV BB } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times \text{Eff. pembakaran}} \\ &= \frac{5.398.718,2720 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times 0,8} \\ &= 268,8176 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

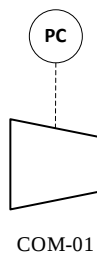
Tabel 10. Neraca Panas HE-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₂	-102.421,6039	
Q ₃		1.057.886,4445
Q _{fh}	1.160.308,0484	
Total	1.057.886,4445	1.057.886,4445

B.2. Compressor (COM-01)

Fungsi : Menaikan tekanan bahan baku karbon monoksida dan hidrogen

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di COM-01

$$Q_{fh} = Q_4 - Q_5$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_4 pada temperature 10 °C fase gas

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137550,9589	-435,8996	-59.958,4126
H ₂	19308,409	-435,0348	-8.399,8300
Total			-68.358,2426

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_5 pada temperature 836°C fase gas.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137550,9589	19.429,8035	2.672.588,1052

H₂	19308,409	18.601,2200	359.159,9634
Total			3.031.748,0686

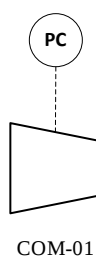
Tabel 28. Neraca Panas *Com-01*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₄	-68.358,2426	
Q ₅		3.031.748,0686
Q _{fh}	3.100.106,3112	
Total	3.031.748,0686	3.031.748,0686

B.3. Compressor (COM-02)

Fungsi : Menaikan tekanan bahan baku karbon monoksida dan hidrogen

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di COM-02

$$Q_{fh} = Q_4 - Q_5$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₄ pada temperature 658 °C fase gas

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137550,9589	19434,2120	2673194,49
H ₂	19308,409	18616,7879	359460,5542
Total			3.032.655,044

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₅ pada temperature 836°C fase gas.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137550,9589	25353,2718	3487366,842
H ₂	19308,409	24023,1281	463848,3837
Total			41.694,4118

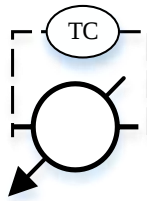
Tabel 28. Neraca Panas Com-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₄	3.032.655,0438	
Q ₅		3.951.215,2256
Q _{fh}	918.560,1818	
Total	3.951.215,2256	3.951.215,2256

B.4. Chiller (CH-01)

Fungsi : Mendinginkan gas keluaran Kompresor-01 (CO-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CH-01

$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{out}} = Q_5 + Q_6$$

Panas masuk dari Q_5 temperatur 836°C

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137.550,9589	25.353,2718	3.487.366,8419
H ₂	19.308,4090	24.023,1281	463.848,3837
Total	156.859,3679		3.952.215,2256

Panas Keluar dari Q_6 temperatur 100°C

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137.550,9589	2.191,8053	301.484,9240
H ₂	19.308,4090	2.173,9309	41.975,1474
Total	156.859,3679		343.460,0714

$$Q_{\text{cw out}} - Q_{\text{cw in}} = 3.607.755,1543 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p 1 = -6.389,2286 \text{ J/kmol}$$

$$C_p 2 = 2.173,9309 \text{ J/kmol}$$

$$n = 421.311,2168 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w \text{ in}} = C_{p1} \times n$$

$$= -6.389,2286 \text{ kmol/jam} \times 421.311,2168 \text{ J/kmol}$$

$$= -2.691.853.672, 4451 \text{ J/jam}$$

$$= -2.691.853,6724 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{w \text{ out}} = C_{p2} \times n$$

$$= 2.173,9309 \text{ kmol/jam} \times 421.311,2168 \text{ J/kmol}$$

$$= 915.901.481,8200 \text{ J/jam}$$

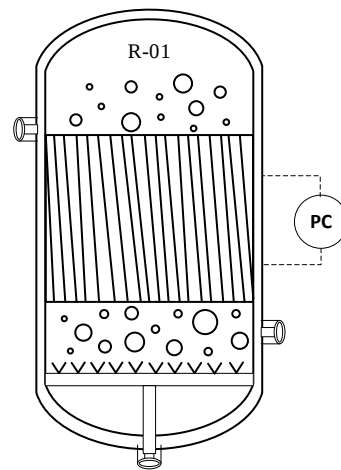
$$= 915.901,4818 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 28. Neraca Panas Chiller-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q5	3.951.215,2256	
Q6		343.460,0714
$Q_{cw \text{ in}}$	-2.691.853.6724	
$Q_{cw \text{ out}}$		915.901,4818
Total	1.259.361,5532	1.259.361,5532

B.5. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan etilen oksida dan karbon monoksida menjadi *beta-propiolactone*



Gambar :

6

Panas Masuk

1. Panas masuk dari Q_3 pada temperature 100°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	6.059,4636	7.263,8338	999.147,3085
H_2O	187,4061	5.646,6409	58.739,1360
Total	6.246,8697		1.057.886,4445

2. Panas masuk dari Q_6 pada temperature 100°C fase gas.

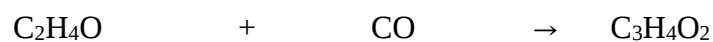
Komponen	Jumlah mol/jam	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	137.550,9589	2.191,8053	301.484,9240
H_2	19.308,4090	2.173,9309	41.975,1474
Total	156.859,3679		343.460,0714

Panas Keluar

1. Panas keluar dari Q₇ pada temperature 100 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q24c sensibel
C₂H₄O	4.126,5288	7263,833831	29.974,4193
CO	4.126,5288	2191,822814	9.044,6199
C₃H₄O₂	133.424,4301	9551,023926	1.274.339,9242
H₂	19.308,4090	2173,960158	41.975,7119
H₂O	10.402,4918	5646,640927	58.739,1360
Total			1.414.073,8112

2. Reaksi



Mula-

mula 137,5510 137,5510

Reaksi 133,4244 133,4244 133,4244

Sisa 4,1265 4,1265 133,4244

Panas Reaksi pembentukan standar

komponen	keterangan	n . Δ H ⁰ _f (kj/mol)	C _p Dt (j/mol)	n. C _p dT
C₂H₄O	Reaktan	-0,000728638	7263,833831	7263,8338

CO	Reaktan	-0,001530256	2191,822814	2191,8228
C₃H₄O₂	Produk	-0,000143953	9551,023926	9551,0239
		-28,5282		19006,6806

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \left(\sum_{produk} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT - \sum_{reaktan} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \right)$$

$$\Delta H_R = -0,002402847 \text{ kJ}$$

$$Q_r = r \times \Delta H_R$$

$$= -1.270.407,7866 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{lepas} = Q_{in} - (Q_r + Q_{out})$$

$$= 1.401.349,4860 \text{ kJ/jam} - (-1.270.407,7886 \text{ kJ/jam} + 1.257.638,4614 \text{ kJ})$$

$$= 3.302.074,3300 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi berlangsung secara eksotermis, sehingga melepaskan panas sebanyak 3.302.074,3300 kJ/jam untuk menjaga kondisi operasi, digunakan *Fire Heater* panas pembakaran dari boiler dengan suplai panas yang dibutuhkan yaitu :

$$\begin{aligned} \text{LHV Batubara} & : 6.000,0000 \text{ kcal/kg} \\ & : 25.104 \text{ kJ/kg (Bituminus, World Coal Institute)} \end{aligned}$$

Effisiensi Pembakaran : 80%

Maka, Jumlah kebutuhan bahan bakar adalah

$$\begin{aligned} \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{\text{LHV BB } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times \text{Eff. pembakaran}} \\ &= \frac{1.699.662,8003 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times 0,8} \\ &= 84,6311 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

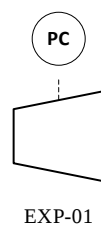
Tabel 25. Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₃	11.680.724,8437	
Q ₆	343.463,0416	
Q ₇		1.414.073,8112
Q _r		-1.270.407,7886
Q _{fh}	1.257.683,4614	
Total	1.401.349,4860	1.401.349,4860

B.6. Expander (EXP-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk dari reaktor (R-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di EXP-01

$$Q_{fh} = Q_7 - Q_8$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₁₈ pada temperature 161,8 °C fase uap

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
----------	---------------------	--------------------------------------	---------------

C₂H₄O	4.126,5288	7263,833831	29.974,4193
CO	4.126,5288	2191,822814	9.044,6199
C₃H₄O₂	133.424,4301	9551,023926	1.274.339,9242
H₂	19.308,4090	2173,960158	41.975,7119
H₂O	10.402,4918	5646,640927	58.739,1360
Total			1.414.073,8112

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₂₃ pada temperature 117°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.126,5288	-18801,37336	-77.584,4080
CO	4.126,5288	-7346,030142	-30.313,6047
C₃H₄O₂	133.424,4301	-25646,80639	-3.421.910,5259
H₂	19.308,4090	-7021,666148	-135.577,2018
H₂O	10.402,4918	-15917,0616	-165.577,1029
Total			-3.380.962,8434

Tabel 28. Neraca Panas EXP-01

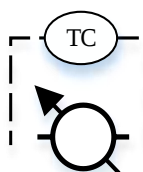
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₇	1.414.073,8112	
Q ₈		-3.830.962,8434

Q_{fh}	-5.524.036,6546	
Total	-3.830.962,8434	-3.830.962,8434

B.7. Heater (HE-02)

Fungsi : Memanaskan produk dari reaktor (R-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di HE-02

$$Q_{fh} = Q_8 - Q_9$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_8 pada temperature 100°C fase liquid

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q24c sensibel
C₂H₄O	4.126,5288	7263,833831	29.974,4193
CO	4.126,5288	2191,822814	9.044,6199
C₃H₄O₂	133.424,4301	9551,023926	1.274.339,9242
H₂	19.308,4090	2173,960158	41.975,7119
H₂O	10.402,4918	5646,640927	58.739,1360
Total			1.414.073,8112

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₉ pada temperature 100°C fase gas.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q24c sensibel
C₂H₄O	4.126,5288	7263,833831	29.974,4193
CO	4.126,5288	2188,933624	9.032,6976
C₃H₄O₂	133.424,4301	9551,023926	1.274.339,9242
H₂	19.308,4090	2168,800684	41.876,0906
H₂O	10.402,4918	5646,640927	58.739,1360
Total			1.413.962,2677

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned}
 Q_f &= Q_9 - Q_8 = 1.413.962,2677 - 461.047,4172 \\
 &= 952.914,8505 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan *Fire Heater*/ panas pembakaran dari boiler dengan suplai panas yang dibutuhkan yaitu :

$$\begin{aligned}
 \text{LHV Batubara} &: 6.000,0000 \text{ kcal/kg} \\
 &: 25.104 \text{ kJ/kg (Bituminus, World Coal Institute)}
 \end{aligned}$$

Effisiensi Pembakaran : 80%

Maka, Jumlah kebutuhan bahan bakar adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{\text{LHV BB } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times \text{Eff.pembakaran}} \\
 &= \frac{5.398.718,2720 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times 0,8} \\
 &= 268,8176 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

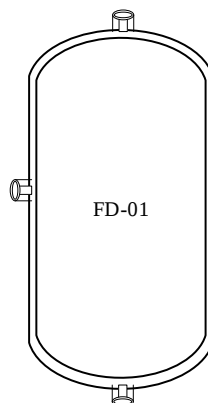
Tabel 10. Neraca Panas HE-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_8	461.047,4172	
Q_9		1.413.962,2677
Q_{fh}	952.914,8505	
Total	1.413.962,2677	1.413.962,2677

B.8. Flash Drum (FD-01)

Fungsi : Memisahkan karbon monoksida dan hydrogen dari produk

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di FD-01

$$Q_9 = Q_{10} + Q_{12}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_8 pada temperature 117°C fase liquid

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.126,5288	7263,833831	29.974,4193
CO	4.126,5288	2188,933624	9.032,6976
C₃H₄O₂	133.424,4301	9551,023926	1.274.339,9242
H₂	19.308,4090	2168,800684	41.876,0906
H₂O	10.402,4918	5646,640927	58.739,1360
Total			1.413.962,2677

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₁₀ pada temperature 117°C fase gas.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CO	4.126,5288	2687,799088	11.091,2803
H₂	19.308,4090	2663,010495	51.418,4958
Total			62.509,7761

Panas keluar dari Q₁₂ pada temperature 117°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.126,5288	9098,774782	37.546,3559
C₃H₄O₂	133.424,4301	11810,19903	1.575.769,0748

H₂O	10.402,4918	6940,092657	72.194,2570
Total			1.685.509,6877

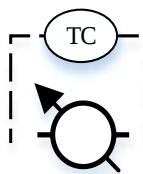
Tabel 10. Neraca Panas FD-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₉	1.413.962,2677	
Q ₁₀		62.509,7761
Q ₁₂		1.685.019,4637
Total	1.413.962,2677	1.413.962,2677

B.9. Heater (HE-03)

Fungsi : Memanaskan produk dari *Flash Drum* (FD-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di HE-03

$$Q_{fh} = Q_{13} - Q_{12}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₁₂ pada temperature 100°C fase liquid

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q24c sensibel
C₂H₄O	4.126,5288	7263,833831	29.974,4193
C₃H₄O₂	133.424,4301	9551,023926	1.274.339,9242
H₂O	10.402,4918	5646,640927	58.739,1360
Total			1.363.053,4795

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₁₃ pada temperature 182°C fase gas.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q24c sensibel
C₂H₄O	4.126,5288	17089,11025	70.518,7050
C₃H₄O₂	133.424,4301	20841,34869	2.780.745,0714
H₂O	10.402,4918	11973,66583	124.555,9607
Total			2.975.819,7371

Panas yang ditransfer:

$$Q_f = Q_{13} - Q_{12} = 2.975.819,7371 - \mathbf{1.363.053,4795}$$

$$= 1.612.766,2577 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan *Fire Heater*/ panas pembakaran dari boiler dengan suplai panas

yang dibutuhkan yaitu :

LHV Batubara : 6.000,0000 kcal/kg

: 25.104 kJ/kg (Bituminus, *World Coal Institute*)

Effisiensi Pembakaran : 80%

Maka, Jumlah kebutuhan bahan bakar adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{LHV_{BB} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times \text{Eff. pembakaran}} \\
 &= \frac{5.398.718,2720 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times 0,8} \\
 &= 268,8176 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

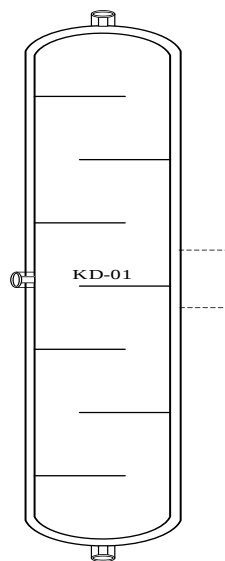
Tabel 10. Neraca Panas HE-03

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₈	1.363.053,4795	
Q ₉		2.975.819,7371
Q _{fh}	1.612.766,2577	
Total	2.975.819,7371	2.975.819,7371

B.10. Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan *beta-propiolactone* dari tilen oksida dan air

Gambar :



19

Kondisi Operasi :

Temperatur *feed* = 182,6997383 °C = 455,847383 K

Temperatur *top* = 161,8 °C = 434,95 K

Temperatur *bottom* = 184,6 °C = 457,75 K

Panas Masuk

1. Panas masuk dari Q₁₄ pada temperatur 182,6997383 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C ₂ H ₄ O	4.126,5288	17089,11025	70.518,7050
H ₂ O	133.424,4301	20841,34869	2.780.745,0714
C ₃ H ₄ O ₂	10.402,4918	11973,66583	124.555,9607
Total			2.975,819,7371

Panas Keluar

1) Panas laten kondensasi

Komponen	kmol/jam	ΔH_c (J/kmol)	Q laten (Kj/jam)
C₂H₄O	4,0440	0,0009	0,0000
C₃H₄O₂	0,0004	1022,5666	0,0004
H ₂ O	2.668,4886	74,7759	199,5386
Total			199,5389

2. Panas distilat (Q₁₈) pada temperatur 15,2794 °C fase uap.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C₂H₄O	4.043,9982	2577948,522	10.425.219,1591
H ₂ O	0,3721	4650,03459	1,7304
C₃H₄O₂	2.668,4886	11745,95647	31.343,9509
Total			10.456.564,8405

3. Panas keluaran *bottom* (Q₂₂) pada temperatur 184,6 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C₂H₄O	82,5306	17448,18347	1.440,0086
H ₂ O	10.402,1197	12179,43231	126.691,9125
C₃H₄O₂	130.755,9415	21217,6491	2.774.333,6843
Total			2.902.465,6054

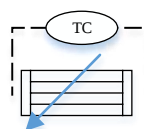
Tabel 30. Neraca Panas KD-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q14	2.975.819,7371	
Q18		10.456.564,8405
Q22		2.902.465,6054
Qc	199,5389	
Qv		-10.383.011,1698
Total	2.976.019,2761	2.976.019,2761

B.11. Total Kondensor (TC-01)

Fungsi : Merubah fase metanol menjadi liquid dan reflux

Gambar :



TC-01

Persamaan Neraca Panas di TC-01

$$Q_{14} + Q_{cw \text{ in}} + Q_v = Q_{15} + Q_{16} + Q_{cw \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₁₄ pada temperature 182,6997383 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C ₂ H ₄ O	4.043,9982	2577948,522	10.425.219,1591
H ₂ O	0,3721	4650,03459	1,7304

C₃H₄O₂	2.668,4886	11745,95647	31.343,9509
Total			10.456.564,8405

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₁₅ pada temperature 161,8 °C fase liquid

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C₂H₄O	4.043,9982	14413,7247	58.289,0766
H ₂ O	0,3721	10389,13812	3,8661
C₃H₄O₂	2.668,4886	17960,57126	47.927,5797
Total			106.220,5524

Panas keluar dari Q₁₆ pada temperature 15,2794 °C fase liquiud.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C₂H₄O	1.083,1857	14413,7247	15.612,7407
H ₂ O	0,6488	10389,13812	6,7403
C₃H₄O₂	2.228,8510	17960,57126	40.031,4368
Total			55.650,9179

Panas kondensasi fase liquid.

Komponen	kmol/jam	ΔH_c (J/kmol)	Q laten (Kj/jam)
C₂H₄O	5,1272	0,0005	0,0000

H ₂ O	0,0010	1130,3739	0,0012
C ₃ H ₄ O ₂	4,8973	95,8589	0,4695
Total			0,4706

Aliran Pendingin :

$$Q_{14} + Q_{cw \text{ in}} + Q_v = Q_{15} + Q_{16} + Q_{cw \text{ out}}$$

$$= 17.237.082,4633 \text{ kJ}$$

$$C_p 1 = -1.842,0431 \text{ J/kmol}$$

$$C_p 2 = 62,4936 \text{ J/kmol}$$

$$n$$

$$= 4.490.244,9894 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w \text{ in}} = C_{p1} \times n$$

$$= -1.842,0431 \text{ J/kmol} \times 4.490.244,9894 \text{ kmol/jam}$$

$$= -16.671.481,3834 \text{ J/jam}$$

$$= -16.671.481,3834 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{w \text{ out}} = C_{p2} \times n$$

$$= 62,4936 \text{ J/kmol} \times 4.490.244,9894 \text{ kmol/jam}$$

$$= 565.601.079,9829 \text{ J/jam}$$

$$= 56.601,0799 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 31. Neraca panas TC-01

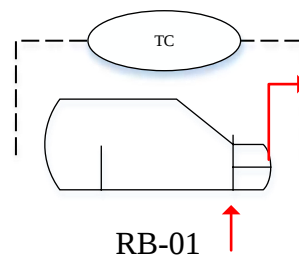
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₄	17.398.953,4330	

Q_{15}		55.650,9179
Q_{16}		106.220,5224
Q_v	0,4706	
$Q_{cw \text{ in}}$	-16.671.481,3834	
$Q_{cw \text{ out}}$		565.601,0800
Total	727.472,5203	727.472,5203

B.12. Reboiler (RB-01)

Fungsi : mengubah fase air menjadi refluxs

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di RB-01

$$Q_{19} + Q_{s, \text{ in}} = Q_{20} + Q_{22} + Q_v + Q_{s, \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas dari Q_{19} masuk pada temperatur 184,6°C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C_2H_4O	104,1526	9529,6003	992,5330602
H_2O	13127,3562	5473,6732	71854,8575

C₃H₄O₂	165012,5044	14707,0694	2426850,3555
Total			2.499.697,7452

Panas Keluar

Panas Q₂₀ pada temperatur 184,6°C fase uap.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C₂H₄O	21,6221	9529,6003	206,0496648
H ₂ O	2725,2365	5473,6732	14917,05405
C₃H₄O₂	34256,5629	14707,0694	503813,6484
Total			518.936,7521

Panas (Q₂₂) pada temperatur 184,6°C fase liquid

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C₂H₄O	82,5306	9529,6003	786,4833954
H ₂ O	10402,1197	5473,6732	56937,80345
C₃H₄O₂	130755,9415	14707,0694	1923036,7063
Total			1.980.760,9931

Panas laten penguapan RB-01 (Q_v)

Komponen	jumlah (kmol/jam)	ΔH_v (J/kmol)	Q laten
-----------------	------------------------------	---	----------------

C₂H₄O	0,021622	3,38E-03	0,0000
H ₂ O	2,725237	1,14E+03	3,1058
C₃H₄O₂	34,25656	9,80E+01	3,3564
Total			6,4621

Panas yang ditransfer:

$$Q_s \text{ in} - Q_s \text{ out} = Q + Q_{76} + Q_v - Q_{75}$$

$$= 6,4621 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 201,3°C dan tekanan 16 bar untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 250°C diperoleh dari Tabel F.1 buku *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition* (Reklaitis, 2001).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 856,60 \text{ kJ/kg}$
- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2.791,70 \text{ kJ/kg}$
- Panas laten penguapan, $\lambda = 1.935,10 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= \frac{6,4621}{1.935,10}$$

$$= 0,003339 \text{ kg}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$Q_{s, \text{ in}} = m \times H_V$$

$$= 0,003339 \text{ kg} \times 2.791,70 \text{ kJ/kg}$$

$$= 9,3227 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, out}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, out} &= m \times H_L \\ &= 0,003339 \text{ kg} \times 856,60 \text{ kJ/kg} \\ &= 2,8605 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

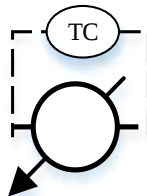
Tabel 33. Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_{19}	2.499.697,7452	
Q_{20}		518.936,7521
Q_{22}		1.980.760,9931
Q_v		6,4622
$Q_{s in}$	9,3228	
$Q_{s out}$		2,8606
Total	2.499.707,0679	2.499.707,0679

B.13. Cooler (CO-01)

Fungsi : Mendinginkan produk dari akumulator (ACC-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CO-01

$$Q_{fh} = Q_{18} - Q_{23}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{18} pada temperature 161,8 °C fase uap

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.043,9982	7.957,8467	32.181,5178
H₂O	0,3721	4.678,3263	1,7410
C₃H₄O₂	2.668,4886	12.347,7522	32.949,8360
Total			65.133,0948

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{23} pada temperature 117°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.043,9982	5.064,9506	20.482,6510
H₂O	0,3721	3.129,1285	1,1645
C₃H₄O₂	2.668,4886	7.948,5430	21.210,5964
Total			41.694,4118

$$Q_{cw \text{ out}} - Q_{cw \text{ in}} = 23.438,6829 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p 1 = -6.389,2286 \text{ J/kmol}$$

$$C_p 2 = 2.668,5524 \text{ J/kmol}$$

$$n = 2.587,6849 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{w \text{ in}} &= C_{p1} \times n \\ &= -6.389,2286 \text{ kmol/jam} \times 2.587,6849 \text{ J/kmol} \\ &= -16.533.3101,1399 \text{ J/jam} \\ &= -16.533,3101 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{w \text{ out}} &= C_{p2} \times n \\ &= 2.668,5524 \text{ kmol/jam} \times 2.587,6849 \text{ J/kmol} \\ &= 6.9095.372,7781 \text{ J/jam} \\ &= 6.905,3728 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

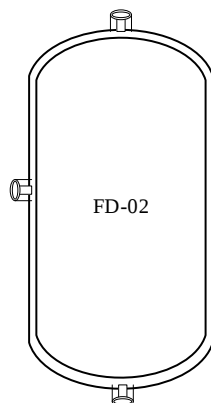
Tabel 28. Neraca Panas CO-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₈	65.133,0948	
Q ₂₃		41.694,4118
Q _{cw in}	-16.533,3101	
Q _{cw out}		6.905,3728
Total	48.599,7846	48.599,7846

B.14. Flash Drum (FD-02)

Fungsi : Memisahkan etilen oksida dan air dari BPL

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di FD-02

$$Q_{23} = Q_{24} + Q_{26}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{23} pada temperature 117°C fase liquid

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.043,9982	5.064,9506	20.482,6510
H₂O	0,3721	3.129,1285	1,1645
C₃H₄O₂	2.668,4886	7.948,5430	21.210,5964
Total			41.694,4118

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{24} pada temperature 117°C fase gas.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)

C₂H₄O	4.043,9982	9098,774782	36.666,0847
H₂O	0,3721	6940,092657	2,4370
C₃H₄O₂	2.668,4886	11810,19903	13.834,9235
Total			50.503,4452

Panas keluar dari Q₂₆ pada temperature 117°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	4.043,9982	9098,774782	129,3440
H₂O	0,3721	6940,092657	0,1456
C₃H₄O₂	2.668,4886	11810,19903	17.680,4580
Total			17.809,9476

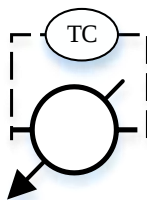
Tabel 10. Neraca Panas FD-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₉	68.313,3929	
Q ₁₀		50.503,4452
Q ₁₂		17.809,9476
Total	68.313,3929	68.313,3929

B.15. Cooler (CO-02)

Fungsi : Mendinginkan produk dari reboiler (RB-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CO-02

$$Q_{fh} = Q_{22} - Q_{28}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{22} pada temperature 184,6 °C fase liquid

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	0,0825	9.529,6003	0,7865
H₂O	10,4021	5.473,6732	56,9378
C₃H₄O₂	130,7559	14.707,0694	1.923,0367
Total			1.980,7610

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{28} pada temperature 117°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	0,0825	5.064,9506	0,4180
H₂O	10,4021	3.129,1285	32,5496

C₃H₄O₂	130,7559	7.948,5430	1.039,3192
Total			1.072,2868

$$Q_{cw \text{ out}} - Q_{cw \text{ in}} = \mathbf{908,4742 \text{ kJ/jam}}$$

$$C_p 1 = -6.389,2286 \text{ J/kmol}$$

$$C_p 2 = 2.668,5524 \text{ J/kmol}$$

$$n$$

$$= 100,2977 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_w \text{ in} = C_{p1} \times n$$

$$= -6.389,2286 \text{ kmol/jam} \times 100,2977 \text{ J/kmol}$$

$$= -640.824,6373 \text{ J/jam}$$

$$= -640,8246 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_w \text{ out} = C_{p2} \times n$$

$$= 2.668,5524 \text{ kmol/jam} \times 100,2977 \text{ J/kmol}$$

$$= 267.649,5492 \text{ J/jam}$$

$$= 267,6495 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 28. Neraca Panas *Coler-02*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₂₂	1.980,7610	
Q ₂₈		1.072,2868
Q _{cw in}	-640,8246	
Q _{cw out}		267,6495

Total	1.339,9364	1.339,9364
--------------	-------------------	-------------------

B.16. *Mixer Tank* (MX-01)

Fungsi : Mencampurkan produk dari reboiler (RB-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di MX-01

$$Q_{27} + Q_{28} + Q_{fh} = Q_{29}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{27} pada temperature 184,6 °C fase liquid

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C₂H₄O	0,0825	9098,774782	129,3440
H₂O	10,4021	6940,092657	0,1456
C₃H₄O₂	130,7559	11810,19903	17.680,4580
Total			17.809,9476

Panas masuk dari Q_{28} pada temperature 117°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₄ O	82,5306	1305385,712	107.734,2338
H ₂ O	10.402,1197	3112,067856	32.372,1023
C ₃ H ₄ O ₂	130.755,9415	11810,19903	1.544.253,6933
Total			1.684.360,0294

Panas Keluar

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₄ O	96,7461	9098,774782	880,2712
H ₂ O	10.402,1407	6940,092657	72.191,8200
C ₃ H ₄ O ₂	132.252,9915	11810,19903	1.561.934,1513
Total			1.635.006,2424

Tabel 10. Neraca Panas MX-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₂₇	17.809,9476	
Q ₂₈	1.684.360	
Q ₂₉		1.635.006,2424
Q _{fh}	-67.163,7346	
Total	1.635.006,2424	1.635.006,2424

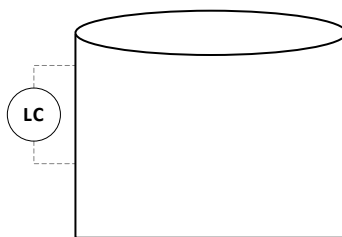
LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

Kapasitas Produksi	: 77.000 ton/tahun
Operasi	: 300 hari/tahun
Basis Perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan	: Kilo Joule (kJ)
Temperatur Referensi	: 25 °C

C.1. Tangki-01 (T-01)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku etilen oksida
Tipe	: silinder tegak dengan tutup atas elipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel ss 316</i>
Gambar	:



T-01

1. Data-data

Temperatur	: 10°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 6.246,8697 kg/jam

Densitas : 0,884 kg/m³

Waktu tinggal : 3 Hari

Jumlah : 5 buah

2. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ \text{Massa} &= 59.969,9492 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ \text{Volume larutan} &= 67.506,4697 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{volume larutan} \\ \text{Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20\%, sehingga :} \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = 14.851,4233 \text{ m}^3$$

3. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (Vs)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, Vs

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = \frac{4}{3} \times \pi \times r^3$$

$$D = 15,2511 \text{ m}$$

$$H_s = 3/2 \times D$$

$$H_s = 22,8766 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{Di}{4}$$

$$Hh = 3,8128 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 26,6839 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutan}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 67.506,4697 \text{ m}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \text{ Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 73559,7441 \text{ Pa} = 0,7356 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding tank spherical sebagai berikut :

$$f = 300.000,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 26,6893 \text{ m} = 1.050,7617 \text{ in}$$

$$T \text{ silinder} = 0,0011 \text{ in}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \text{ t silinder}$$

$$OD = 15,2532 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-01
Jumlah	5
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku etilen oksida

DATA DESIGN

Tipe	<i>vertikal</i>
Temperatur	10 °C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

Volume Tangki	14.851,4233 m ³
Tinggi Tanki	26,6893 m
OD	15,2532 m
Tebal Dinding	0,0011 m
Bahan Konstruksi	<i>stainless Steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	3 hari

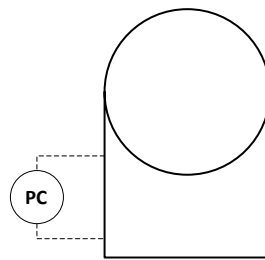
C.2. Tangki-02 (T-02)

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku karbon monoksida (CO)

Tipe : *Spherical*

Bahan konstruksi : *Stainless steel ss 316*

Gambar :



T-02

2. Data-data

Temperatur : 10°C

Tekanan ini : 1 atm

Laju alir : 3.891,8029 kg/jam

Densitas : 0,1,1203 kg/m³

Waktu tinggal : 2 Hari

Jumlah : 4 buah

4. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ \text{Massa} &= 46.701,6350 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 41.688,1978 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 11.464,2544 \text{ m}^3$$

5. Diameter dan tinggi

b. Volume *shell* tangki (V_s)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, V_s

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = \frac{4}{3} \times \pi \times r^3$$

$$D = 13,9903 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{3}{2} \times D$$

$$H_s = 20,9854 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 3,4976 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 24,4830 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{\text{larutan}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 11.464,2544 \text{ m}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \text{ Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 73559,7441 \text{ Pa} = 0,7356 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2069 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding tank spherical sebagai berikut :

$$f = 300.000,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 24,4830 \text{ m} = 963,8959 \text{ in}$$

$$T_{\text{silinder}} = 0,0075 \text{ in}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 14,0054 \text{ m}$$

Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-02
Jumlah	4
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku karbon monoksida

DATA DESIGN

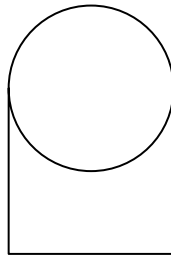
Tipe	<i>vertikal</i>
Temperatur	10 °C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

Volume Tangki	11.464,2544 m ³
Tinggi Tanki	24,4830 m
OD	14,0054 m
Tebal Dinding	0,0075 m
Bahan Konstruksi	<i>stainless Steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	2 hari

C.3. Tangki-03 (T-03)

Fungsi	: Tempat penyimpanan output gas <i>flash drum</i>
Tipe	: <i>Spherical</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel ss 316</i>
Gambar	:



T-03

3. Data-data

Temperatur	: 100°C
Tekanan ini	: 4 atm
Laju alir	: 154,5046 kg/jam
Densitas	: 1,0853 kg/m ³
Waktu tinggal	: 2 Hari
Jumlah	: 2 buah

6. Volume tangki

$$\text{Massa} = \frac{\text{Massa}}{\text{Massa}} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 5.562,1647 \text{ kg}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume larutan}} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 5.125,2254 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 2.818,8739 \text{ m}^3$$

7. Diameter dan tinggi

c. Volume *shell* tangki (Vs)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, V_s

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = \frac{4}{3} \times \pi \times r^3$$

$$D = 8,7647 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{3}{2} \times D$$

$$H_s = 13,1470 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 2,1912 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 15,3382 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{\text{larutan}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 2,818,8739 \text{ m}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \text{ Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 13.270,9856 \text{ Pa} = 0,1327 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 4 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 4,1327 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,1$$

$$P = 4,9593 \text{ atm}$$

berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding tank spherical sebagai berikut :

$$f = 300.000,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 15,3382 \text{ m} = 603,8653 \text{ in}$$

$$T_{\text{silinder}} = 0,1215 \text{ in}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 8,7708 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-03
Jumlah	2
Fungsi	Tempat penyimpanan output <i>flash drum</i>

DATA DESIGN

Tipe	<i>vertikal</i>
------	-----------------

Temperatur 100 °C

Tekanan 4 atm

DATA MEKANIK

Volume Tangki 2.818,8739 m³

Tinggi Tanki 15,3382 m

OD 8,7708 m

Tebal Dinding 0,0031 m

Bahan Konstruksi *stainless Steel ss 316*

Waktu Tinggal 2 hari

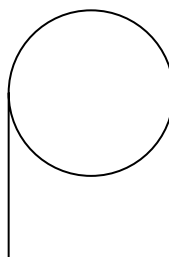
C.4. Tangki-04 (T-04)

Fungsi : Tempat penyimpanan output *flash* drum

Tipe : *Spherical*

Bahan konstruksi : *Stainless steel ss 316*

Gambar :



T-04

4. Data-data

Temperatur : 117 °C

Tekanan ini : 1 atm

Laju alir : 261,9458 kg/jam

Densitas : 0,8506 kg/m³

Waktu tinggal : 2 Hari

Jumlah : 2 buah

8. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ \text{Massa} &= 9.430,0497 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ \text{Volume larutan} &= 11.086,4081 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{volume larutan} \\ \text{Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20\%, sehingga :} \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = 6.097,5245 \text{ m}^3$$

9. Diameter dan tinggi

d. Volume *shell* tangki (Vs)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, Vs

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = \frac{4}{3} \times \pi \times r^3$$

$$D = 11,3352 \text{ m}$$

$$H_s = 3/2 \times D$$

$$H_s = 17,0028 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{Di}{4}$$

$$Hh = 7,3423 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 2,8338 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutan}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 6.097,5245 \text{ m}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \text{ Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 29.098,1881 \text{ Pa} = 0,2910 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2910 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,1$$

$$P = 1,5492 \text{ atm}$$

berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding tank spherical sebagai berikut :

$$f = 300.000,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 19,8366 \text{ m} = 780,9671 \text{ in}$$

$$T \text{ silinder} = 0,0491 \text{ in}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \text{ t silinder}$$

$$OD = 11,3377 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-04
Jumlah	2
Fungsi	Tempat penyimpanan output <i>flah drum</i>

DATA DESIGN

Tipe	<i>vertikal</i>
Temperatur	117 °C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

Volume Tangki	6.097,5245 m ³
Tinggi Tanki	19,8366 m
OD	11,3377 m
Tebal Dinding	0,0012 m
Bahan Konstruksi	<i>stainless Steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	2 hari

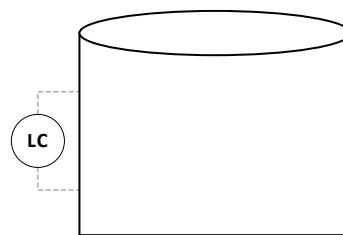
C.5. Tangki-05 (T-05)

Fungsi : Tempat penyimpanan produk beta-propiolactone

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas elipsoidal

Bahan konstruksi : *Stainless steel ss 316*

Gambar :



T-05

5. Data-data

Temperatur : 117 °C

Tekanan ini : 1 atm

Laju alir : 9.722,2222 kg/jam

Densitas : 1,1472 kg/m³

Waktu tinggal : 3 Hari

Jumlah : 6 buah

10. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ \text{Massa} &= 77.777,7778 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ \text{Volume larutan} &= 67.796,4651 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$
Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 12.429,4116 \text{ m}^3$$

11. Diameter dan tinggi

e. Volume *shell* tangki (V_s)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, V_s

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = \frac{4}{3} \times \frac{\pi}{4} \times r^3$$

$$D = 14,3723 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{3}{2} \times D$$

$$H_s = 21,5585 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 3,5931 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 25,1516 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutsn}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 12.429,4116 \text{ m}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times h \text{ Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 73559,7441 \text{ Pa} = 0,7356 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding tank spherical sebagai berikut :

$$f = 300.000,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 25,1516 \text{ m} = 990,2201 \text{ in}$$

$$T \text{ silinder} = 0,0402 \text{ in}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t \text{ silinder}$$

$$OD = 14,3744 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-05

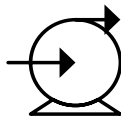
Jumlah	6
Fungsi	Tempat penyimpanan produk
DATA DESIGN	
Tipe	<i>vertikal</i>
Temperatur	150 °C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tangki	12.429,4116 m ³
Tinggi Tanki	25,1516 m
OD	14,3744 m
Tebal Dinding	0,0010 m
Bahan Konstruksi	<i>stainless Steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	3 hari

C.1. Pompa-01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku ke reactor dan menaikkan tekanan

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



Data data

Temperatur : 10°C

Densitas : 888,3585 lb/ft³

Viskositas : 0,8150 cP = 1,9716 lb/ft hr

Tekanan uap : 0,0981 Psi

Safety factor : 0,10 %

Laju alir : 6.246,8697 kg/jam = 13.771,8490 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$
$$= 15.149,0339 \text{ lb/jam}$$

Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 4,5547 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q_f = 0,0759 \text{ ft}^3/\text{s}$$

1. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 2,0601 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 2 \text{ in} = 0,1666 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 2,0670 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,3800 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$$

$$A = 89,5680 \text{ in}^2 = 0,6220 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,0490 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,3200 \text{ in} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$a = 49,5360 \text{ in}^2 = 0,3440 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4040 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 9,7779 \text{ m} = 32,0800 \text{ ft}$$

2. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, H_{fs}*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned} V_s &= Q_f/a \\ &= 0,1220 \text{ ft/s} \\ &= 439,3612 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0002 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$$

$$Re = 2.127,0032$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 2.127,0032$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0002 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$A = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,0005 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0008 \text{ ft lbf/lb}$$

3. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft} = 6,8 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0086 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 27,1572 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

4. *Net positive suction head (NPSH)*

$$\text{NPSH} = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za}$$

$$\text{NPSH} = 45.8451 \text{ lbf ft/lb}$$

Dimana :

$$Pv/\rho = 4,2066 \text{ ft}$$

$$Gc/g = 1$$

$$Hfs = 0,0008 \text{ ft.lb/lb}$$

$$Za = 6,4160 \text{ ft}$$

5. *Perhitungan Desain Discharge*a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 0,2207 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 794,4263 \text{ ft/jam}$$

$$Gc = 32.174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,0008 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$$

$$Re = 1.951,7990$$

Jika $Nre \ll 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran laminar. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0011 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 1.951,7990$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fs} = 0,1175 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0004 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 0,5 \text{ (untuk aliran laminar)}$$

$$K_c = 0,45 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5625$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen } L/D \text{ untuk } valve \text{ dan } fitting$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \quad (\text{tabel 13.1, Peters})$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 0,0015 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_{f suc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1194 \text{ ft lbf/lb}$$

6. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1,1 \text{ atm} = 16,1655 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 10 \text{ m} = 32,08 \text{ ft} = 0,3275 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 43,6502 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft lbf/lb}$$

7. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 43,6502 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 11,3488 \text{ psi}$$

8. *Total head*

$$\text{Discharge head, } H_d = 79,2251 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 49,2848 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 29,4808 \text{ ft (lbf/lb)}$$

9. *Efisiensi pompa*

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 34,0715 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 75 \%$$

10. *Break Horse Power*

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29.4808 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,3759 \text{ HP}$$

11. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 petter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 0,4699 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 4 \text{ HP}$$

$$= 2,9828 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-01
Kode Alat	P-01
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan bahan baku ke reactor dan menaikkan tekanan

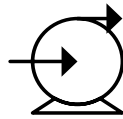
DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
------	-------------------------

Temperatur	10 °C	
Densitas	888,3585 kg/m ³	
Laju alir massa	6.246,8697 kg/jam	
Tekanan uap	0,0981 psi	
Kapasitas	34,0715 gal/min	
SUCTION		DISCHARGE
NPS	2 in	1 in
SN	40	40
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,1220 ft/s	0,1194 ft/s
Total friction loss	0,0008 ft.lbf/lb	0,1194 ft.lbf/lb
NPSH		40,8451 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

C.2. Pompa-02 (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku ke reactor dan menaikkan tekanan
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Gambar	:



Data data

Temperatur : 10°C

Densitas : 888,3585 lb/ft³

Viskositas : 0,8150 cP = 1,9716 lb/ft hr

Tekanan uap : 0,0981 Psi

Safety factor : 0,10 %

Laju alir : 6.246,8697 kg/jam = 13.771,8490 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 15.149,0339 \text{ lb/jam}$$

Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 4,5547 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q_f = 0,0759 \text{ ft}^3/\text{s}$$

6. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 2,0601 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 2 in	= 0,1666 ft
SN	= 40	
ID	= 2,0670 in	= 0,2556 ft
OD	= 2,3800 in	= 0,2916 ft
A	= 89,5680 in ²	= 0,6220 ft ²
Ls	= 4 m	= 13,1232 ft

Discharge Pipe

IPS	= 1 in	= 0,0833 ft
SN	= 40	
ID	= 1,0490 in	= 0,0874 ft
OD	= 1,3200 in	= 0,1100 ft
a	= 49,5360 in ²	= 0,3440 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4040 ft
ΔZ	= 9,7779 m	= 32,0800 ft

7. Perhitungan desain *suction*b. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f/a \\
 &= 0,1220 \text{ ft/s} \\
 &= 439,3612 \text{ ft/jam} \\
 G_c &= 32,174 \text{ lbf ft/ lbf s}^2 \\
 \frac{V^2}{2g_c} &= 0,0002 \text{ lbf ft/ lbf}
 \end{aligned}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 2.127,0032$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 2.127,0032$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0002 \text{ ft lbf/lb}$$

c. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$A = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,5625$$

e. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,0005 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0008 \text{ ft lbf/lb}$$

8. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft} = 6,8 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0086 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 27,1572 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

9. *Net positive suction head (NPSH)*

$$\text{NPSH} = \frac{g_c}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH} = 45.8451 \text{ lbf ft/lb}$$

Dimana :

$$P_v / \rho = 4,2066 \text{ ft}$$

$$G_c / g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0008 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$Z_a = 6,4160 \text{ ft}$$

10. Perhitungan Desain *Discharge*

e. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,2207 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 794,4263 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32.174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0008 \text{ lbf ft/ lbf}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.951,7990$$

Jika $N_{re} \ll 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran laminar. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0011 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 1.951,7990$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fs} = 0,1175 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0004 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 0,5 \text{ (untuk aliran laminar)}$$

$$K_c = 0,45 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5625$$

g. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \quad (\text{tabel 13.1, Peters})$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 0,0015 \text{ ft lbf/lb}$$

h. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1194 \text{ ft lbf/lb}$$

12. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1,1 \text{ atm} = 16,1655 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 10 \text{ m} = 32,08 \text{ ft} = 0,3275 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 43,6502 \text{ psi}$$

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft lbf/lb}$$

13. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 43,6502 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 11,3488 \text{ psi}$$

14. *Total head*

$$\text{Discharge head, H}_d = 79.2251 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, H}_s = 49,2848 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 29.4808 \text{ ft (lbf/lb)}$$

15. *Efisiensi pompa*

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 34,0715 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 75 \%$$

16. *Break Horse Power*

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29.4808 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,3759 \text{ HP}$$

17. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 0,4699 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 4 \text{ HP}$$

$$= 2,9828 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-01
Kode Alat	P-01
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan bahan baku ke reactor dan menaikkan tekanan

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	10 °C
Densitas	888,3585 kg/m ³
Laju alir massa	6.246,8697 kg/jam
Tekanan uap	0,0981 psi
Kapasitas	34,0715 gal/min

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	2 in	1 in

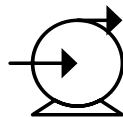
SN	40	40
ID	2,0670 in	1,0490 in
OD	2,3800 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,1220 ft/s	0,1194 ft/s
Total friction loss	0,0008 ft.lbf/lb	0,1194 ft.lbf/lb
NPSH		40,8451 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

C.3. Pompa-03 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan aliran reflux dari acc ke KD

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



Data data

Temperatur	: 161,8 °C	
Densitas	: 979,3162 lb/ft ³	
Viskositas	: 0,1688 cP	= 0,4084 lb/ft hr
Tekanan uap	: 3,0028 Psi	
Safety factor	: 0,10 %	

Laju alir : 208,3466 kg/jam = 434,9500 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$$\begin{aligned} q &= \text{safety factor} \times \text{laju alir} \\ &= 505,2531 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Volumetric flowrate (Qf)

$$\begin{aligned} Q_f &= q/\rho \\ Q_f &= 0,1378 \text{ ft}^3/\text{min} \\ Q_f &= 0,0023 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

11. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ D_{\text{opt}} &= 0,4323 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 1/2 in	= 0,0518 ft
SN	= 40	
ID	= 0,6220 in	= 0,0518 ft
OD	= 0,8400 in	= 0,0700 ft
A	= 31,6800 in ²	= 0,2200 ft ²
Ls	= 4 m	= 13,1232 ft

Discharge Pipe

IPS	= 1 in	= 0,0833 ft
-----	--------	-------------

$$\begin{aligned}
 SN &= 40 \\
 ID &= 1,0490 \text{ in} &= 0,0874 \text{ ft} \\
 OD &= 1,3200 \text{ in} &= 0,1100 \text{ ft} \\
 a &= 49,5360 \text{ in}^2 &= 0,3440 \text{ ft}^2 \\
 Ls &= 5 \text{ m} &= 16,4040 \text{ ft} \\
 \Delta Z &= 9,7779 \text{ m} &= 32,0800 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Perhitungan desain *suction*

c. *Suction Friction loss*, H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f/a \\
 &= 0,0104 \text{ ft/s} \\
 &= 37,5819 \text{ ft/jam} \\
 G_c &= 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2 \\
 \frac{V^2}{2 g_c} &= 0,0000 \text{ lbf ft/ lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 291,3455$$

Jika $N_{re} \ll 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran laminar. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0019 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 291,3455$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,0025 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$A = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,5625$$

g. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

h. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

13. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft} = 6,8 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0086 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 27,1572 \text{ psi}$$

Suction head, Hs

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

14. *Net positive suction head (NPSH)*

$$\text{NPSH} = \frac{g_c}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH} = 62,9701 \text{ lbf ft/lb}$$

Dimana :

$$P_v / \rho = 104,0160 \text{ ft}$$

$$G_c / g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft.lb/lb}$$

$$Z_a = 6,4160 \text{ ft}$$

15. *Perhitungan Desain Discharge*

i. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f / a$$

$$V_d = 0,0067 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 2.420,5933 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32.174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,000 \text{ lbf ft/ lbfm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$$

$$Re = 314,2372$$

Jika $Nre \ll 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran laminar. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0011 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } Nre =$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,3000 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fs} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

j. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 0,5 \text{ (untuk aliran laminar)}$$

$$K_c = 0,45 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5625$$

k. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

Le/D = Ekvivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

Le/D = 1 *gate valve* + 2 *elbow* 90° std

Le/D = (1 x 7) + (2 x 32) (tabel 13.1, Peters)

Le/D = 39

H_{ff} = 0,0000 ft lbf/lb

l. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

18. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1,1 \text{ atm} = 16,1655 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 10 \text{ m} = 32,08 \text{ ft} = 0,3275 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 43,6502 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft lbf/lb}$$

19. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 29,7793 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,4187 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 10,2631 \text{ psi}$$

20. Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 70,1729 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 41,0459 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 29,1270 \text{ ft (lbf/lb)}$$

21. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 103.8149 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 70 \%$$

22. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29.1270 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0124 \text{ HP}$$

23. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 0,0155 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 4 \text{ HP}$$

$$= 2,9828 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa-03	
Kode Alat	P-03	
Jumlah	2 unit (1unit cadangan)	
Fungsi	Mengalirkan aliran reflux dari ACC ke KD	
DATA DESAIN		
Tipe	Centrifugal Pump	
Temperatur	161,8 °C	
Densitas	979,3162 kg/m ³	
Laju alir massa	208,3466 kg/jam	
Tekanan uap	3,0028 psi	
Kapasitas	1,0308 gal/min	
	SUCTION	DISCHARGE
NPS	0,5 in	1 in
SN	40	40
ID	0,6220 in	1,0490 in
OD	0,8400 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
Velocity	0,0000 ft/s	0,0001 ft/s
Total friction loss	0,0000 ft.lbf/lb	0,0001 ft.lbf/lb
NPSH		62,9701 ft.lbf/lb
Required motor driver	1	

Bahan konstruksi

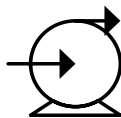
Carbon steel

C.4. Pompa-04 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan BPL menuju mixing point

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



Data data

Temperatur : 117°C

Densitas : 1.148,9620 lb/ft³

Viskositas : 0,2362 cP = 0,5714 lb/ft hr

Tekanan uap : 0,4787 Psi

Safety factor : 0,10 %

Laju alir : 16,948.9739 kg/jam = 37,365.7078 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

 $q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$ $= 41,102.2785 \text{ lb/jam}$

Volumetric flowrate (Qf)

 $Qf = q/\rho$ $Qf = 0,0612 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$Q_f = 0,0010 \text{ ft}^3/\text{s}$$

16. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,3062 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 3/8 \text{ in} = 0,0312 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 0,4930 \text{ in} = 0,0411 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 0,6750 \text{ in} = 0,0562 \text{ ft}$$

$$A = 25,4880 \text{ in}^2 = 0,1770 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,0490 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,3200 \text{ in} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$a = 49,5360 \text{ in}^2 = 0,3440 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4040 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 9,7779 \text{ m} = 32,0800 \text{ ft}$$

17. Perhitungan desain *suction*

d. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f/a \\
 &= 0,0058 \text{ ft/s} \\
 &= 20,7359 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 106,8489$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0000 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 1068489$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

e. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$A = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,5625$$

i. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

j. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

18. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft} = 6,8 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0086 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 17,8903 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

19. *Net positive suction head (NPSH)*

$$\text{NPSH} = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za}$$

$$\text{NPSH} = 21,7991 \text{ lbf ft/lb}$$

Dimana :

$$Pv/\rho = 14,1337 \text{ ft}$$

$$Gc/g = 1$$

$$Hfs = 0,0000 \text{ ft.lb/lb}$$

$$Za = 6,4160 \text{ ft}$$

20. *Perhitungan Desain Discharge*

m. Discharge friction loss

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 0,0030 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 10,6694 \text{ ft/jam}$$

$$Gc = 32.174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,0000 \text{ lbf ft/ lbf}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$$

$$Re = 116,9805$$

Jika $Nre \ll 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran laminar. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0011 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada Nre} = 2.425,3814$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor (f)} = 0,3000 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fs} = 0,000 \text{ ft lbf/lb}$$

n. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 0,5 \text{ (untuk aliran laminar)}$$

$$K_c = 0,45 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5625$$

o. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$Le/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \quad (\text{tabel 13.1, Peters})$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

p. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

24. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1,1 \text{ atm} = 16,1655 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 10 \text{ m} = 32,08 \text{ ft} = 0,3275 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 32,1376 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft lbf/lb}$$

25. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 32,1376 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,8903 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 10,2631 \text{ psi}$$

26. *Total head*

$$\text{Discharge head, } H_d = 64,5484 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 35,9327 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28,6157 \text{ ft (lbf/lb)}$$

27. *Efisiensi pompa*

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 0,44576 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 75 \%$$

28. *Break Horse Power*

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 28,6157 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0063 \text{ HP}$$

29. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peters (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 0,0079 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 4 \text{ HP}$$

$$= 2,9828 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-04
Kode Alat	P-04
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan BPL ke mixing point

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
------	-------------------------

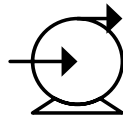
Temperatur	117°C	
Densitas	1.148,96920 kg/m ³	
Laju alir massa	108,5087 kg/jam	
Tekanan uap	0,4787 psi	
Kapasitas	0,4576 gal/min	
SUCTION		DISCHARGE
NPS	0,3750 in	1 in
SN	40	40
ID	0,4930 in	1,0490 in
OD	0,6750 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,0058 ft/s	0,0030 ft/s
Total friction loss	0,0000 ft.lbf/lb	0,0000 ft.lbf/lb
NPSH		21,7991 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

C.5. Pompa-05 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan produk BPL ke tanki penyimpanan

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



Data data

Temperatur : 150°C

Densitas : 68,9340 lb/ft³

Viskositas : 0,1824 cP = 0,4413 lb/ft hr

Tekanan uap : 18,2268 Psi

Safety factor : 0,10 %

Laju alir : 9.722,2222 kg/jam = 21.433,6111 lb/jam

Kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 23.576,9722 \text{ lb/jam}$$

Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 5,7004 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q_f = 0,0950 \text{ ft}^3/\text{s}$$

21. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 2,3445 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 2 1/2 in	= 0,2083 ft
SN	= 40	
ID	= 2,4690 in	= 0,2057 ft
OD	= 2,8800 in	= 0,2399 ft
A	= 108,4320 in ²	= 0,7530 ft ²
Ls	= 4 m	= 13,1232 ft

Discharge Pipe

IPS	= 1 in	= 0,0833 ft
SN	= 40	
ID	= 1,0490 in	= 0,0874 ft
OD	= 1,3200 in	= 0,1100 ft
a	= 49,5360 in ²	= 0,3440 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4040 ft
ΔZ	= 9,7779 m	= 32,0800 ft

22. Perhitungan desain *suction*e. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f/a \\
 &= 0,1262 \text{ ft/s} \\
 &= 454,2133 \text{ ft/jam} \\
 G_c &= 32,174 \text{ lbf ft/ lbf s}^2 \\
 \frac{V^2}{2 g_c} &= 0,0002 \text{ lbf ft/ lbf}
 \end{aligned}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 14.592,8349$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0005 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 14.592,8349$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0002 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,000$$

$$A = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,5625$$

k. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 0,0005 \text{ ft lbf/lb}$$

l. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0008 \text{ ft lbf/lb}$$

23. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 2 \text{ m} = 6,4160 \text{ ft} = 6,8 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0086 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 17,7669 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 6,4160 \text{ ft}$$

24. *Net positive suction head (NPSH)*

$$\text{NPSH} = \frac{g_c}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH} = 0,9607 \text{ lbf ft/lb}$$

Dimana :

$$P_v / \rho = 38,0750 \text{ ft}$$

$$G_c / g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0002 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$Z_a = 6,4160 \text{ ft}$$

25. Perhitungan Desain *Discharge*

q. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,2762 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 994,2518 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32.174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0012 \text{ lbf ft/ lbf}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 13.571,5859$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0011 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 13.571,5859$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,3000 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fs} = 0,1840 \text{ ft lbf/lb}$$

r. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0007 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,45 (1,25 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 0,5 \text{ (untuk aliran laminar)}$$

$$K_c = 0,45 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5625$$

s. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \quad (\text{tabel 13.1, Peters})$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 0,0024 \text{ ft lbf/lb}$$

t. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1871 \text{ ft lbf/lb}$$

30. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1,1 \text{ atm} = 16,1655 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 10 \text{ m} = 32,08 \text{ ft} = 0,3275 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 31,5213 \text{ psi}$$

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft lbf/lb}$$

31. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 32,0800 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 17,7669 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 13,7544 \text{ psi}$$

32. *Total head*

$$\text{Discharge head, H}_d = 65,8466 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, H}_s = 37,1143 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28,7323 \text{ ft (lbf/lb)}$$

33. *Efisiensi pompa*

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 42,6417 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 75 \%$$

34. *Break Horse Power*

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 28,7323 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 18.817,2654 \text{ HP}$$

35. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 0,7127 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 4 \text{ HP}$$

$$= 2,9828 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-05
Kode Alat	P-05
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan produk BPL ke tanki penyimpanan

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	150 °C
Densitas	1.104,7108 kg/m ³
Laju alir massa	9.722,2222 kg/jam
Tekanan uap	1,2399 psi
Kapasitas	42,6417 gal/min
SUCTION	
DISCHARGE	
NPS	2,5 in
	1 in

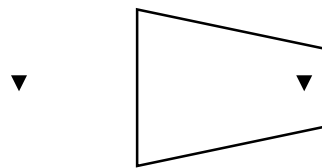
SN	40	40
ID	2,4690 in	1,0490 in
OD	2,8800 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,1262 ft/s	0,2762 ft/s
Total friction loss	0,0008 ft.lbf/lb	0,1871 ft.lbf/lb
NPSH		0,9607 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

C.1. Kompresor-01 (COM-01)

Nama : Kompresor 01

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan etilen oksida fasa gas keluaran tanki 2

Tipe : *Single Stage Compressor*



Temperatur : 658,0000 °C = 526,4 R

Tekanan in : 1 atm

Tekanan out : 75 atm

Laju alir : 3891,8029 kg/jam = 8577,534 lb/jam =
142,9589 lb/menit

Faktor keamanan : 0,1

Maka, laju alir : 157,2547 lb/menit

Densitas : 0,0748 lb/ft³

Laju volumetrik (Q) : 2.102,3366 ft³/menit = 35,0389 ft³/detik

Cp campuran : -97.369,9268 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam} - R} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$
$$= 0,9999$$

1. Power Kompresor

$$\begin{aligned}
 P_c &= \frac{0,0643 \text{ } kT \text{ } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] & (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995}) \\
 &= 787,7617 \text{ HP} = 800 \text{ HP} \\
 &= 596,56 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 526,4 R

K = rasio panas gas spesifik = 0,9999

Q = Laju volumetric = 2102,337 ft³/menit

P_1 = tekanan masuk = 1 atm

P_2 = tekanan keluar = 75 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

2. Rasio Kompresi (R_c)

$$R_c = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

Dimana :

R_c = rasio kompresi

P_i = tekanan keluar

P_o = tekanan masuk

N = jumlah *stage*

Untuk menentukan nilai R_c , dilakukan trial pada jumlah stage. Dimana nilai

R_c yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson).

$N = 1$

$R_c = 75$

$N = 2$

$$R_c = 8,6602$$

$$N = 3$$

$$R_c = 4,2171$$

$$N = 4$$

$$R_c = 2,9428$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 4.

Stage 1

$$T_1 = 658 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T_2 = 657,9994 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Stage 2

$$T_1 = 657,9994 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T_2 = 657,9988 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Stage 3

$$T_1 = 657,9988 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T_2 = 657,9982 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Stage 4

$$T_1 = 657,9982 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T_2 = 657,9976 \text{ } ^\circ\text{C}$$

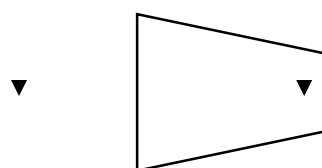
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-01
Kode Alat	COM-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan etilen oksida fasa gas keluaran tanki 2
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage centrifugal compressor</i>
Kapasitas	2102,3367
Temperatur	658 °C
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
DATA DESAIN	
Daya yang dibutuhkan	80,8713

C.2. Kompresor-02 (COM-02)

Nama : Kompresor 02

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan etilen oksida fasa gas keluaran kompresor 1

Tipe : *multi tubular fix bed*



Temperatur	: 836,0000 °C = 668,8 R
Tekanan in	: 75 atm
Tekanan out	: 150 atm
Laju alir	: 3891,8029 kg/jam = 8577,534 lb/jam = 142,9589 lb/menit
Faktor keamanan	: 0,1
Maka, laju alir	: 157,2547 lb/menit
Densitas	: 0,1486 lb/ft ³
Laju volumetrik (Q)	: 1058,0997 ft ³ /menit = 17,635 ft ³ /detik
Cp campuran	: -77.448,492 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 0,9999$$

3. Power Kompresor

$$P_c = \frac{0,0643 \text{ } kT \text{ } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 80,8713 \text{ HP} = 85 \text{ HP}$$

$$= 63,3845 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 668,8 R

K = rasio panas gas spesifik = 0,9999

Q = Laju volumetric = 1058,1 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 75 atm

P2 = tekanan keluar = 150 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

4. Rasio Kompresi (Rc)

$$Rc = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

Dimana :

Rc = rasio kompresi

Pi = tekanan keluar

Po = tekanan masuk

N = jumlah *stage*

Untuk menentukan nilai Rc, dilakukan trial pada jumlah stage. Dimana nilai Rc yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson).

$$N = 1$$

$$Rc = 2$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 1.

Stage 1

$$T1 = 836 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T2 = 835,9993 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-02
Kode Alat	COM-02
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan etilen oksida fasa gas keluaran kompresor 1

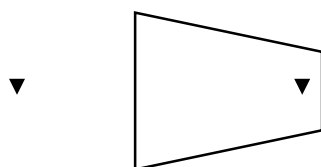
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multi tubular fix bed</i>
Kapasitas	1058,0997
Temperatur	836 °C
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
DATA DESAIN	
Daya yang dibutuhkan	80,8713 Hp

C.3. Kompresor-03 (COM-03)

Nama : Kompresor 03

Fungsi : Mengalirkan karbon monoksida dan hydrogen ke tanki 03

Tipe : *multi tubular fix bed*



Temperatur : 100 °C = 80 R

Tekanan in : 4 atm

Tekanan out : 4 atm

Laju alir : 3891,8029 kg/jam = 8577,534 lb/jam =
142,9589 lb/menit

Faktor keamanan : 0,1

Maka, laju alir : 157,2547 lb/menit

Densitas : 0,1486 lb/ft³

Laju volumetrik (Q) : 1058,0997 ft³/menit = 17,635 ft³/detik

Cp campuran : -77448,492 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam} - R} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 0,9999$$

5. Power Kompresor

$$P_C = \frac{0,0643 \text{ kT } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 0 \text{ HP} = 85 \text{ HP}$$

$$= 63,3845 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 80 R

K = rasio panas gas spesifik = 0,9999

Q = Laju volumetric = 1058,1 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 4 atm

P2 = tekanan keluar = 4 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

6. Rasio Kompresi (Rc)

$$Rc = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

Dimana :

Rc = rasio kompresi

Pi = tekanan keluar

Po = tekanan masuk

N = jumlah *stage*

Untuk menentukan nilai R_c , dilakukan trial pada jumlah stage. Dimana nilai

R_c yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson).

$$N = 1$$

$$R_c = 1$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 1.

Stage 1

$$T_1 = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T_2 = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-03
Kode Alat	COM-03
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan karbon monoksida dan hidrogen fasa gas ke tanki 03

DATA DESAIN

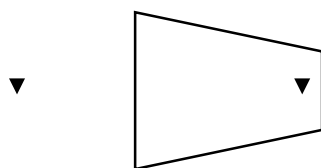
Tipe	<i>Multi tubular fix bed</i>
Kapasitas	1058,0997
Temperatur	100 °C
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA DESAIN

Daya yang dibutuhkan	0 Hp
----------------------	------

C.4. Kompresor-04 (COM-04)

Nama : Kompresor 04
 Fungsi : Mengalirkan aliran refluks dari reboiler ke kolom destilasi
 Tipe : *multi tubular fix bed*



Temperatur : 184,6 °C = 147,68 R
 Tekanan in : 3 atm
 Tekanan out : 3 atm
 Laju alir : 2518,6831 kg/jam = 5551,178 lb/jam =
 92,51963 lb/menit
 Faktor keamanan : 0,1
 Maka, laju alir : 101,7715 lb/menit
 Densitas : 0,1486 lb/ft³
 Laju volumetrik (Q) : 684,7772 ft³/menit = 11,4129 ft³/detik
 Cp campuran : -77448,492 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 0,9999$$

7. Power Kompresor

$$P_c = \frac{0,0643 \, kT \, Q_1}{520 \, (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 0 \, \text{HP} = 85 \, \text{HP}$$

$$= 63,3845 \text{ kW}$$

Dimana :

$$T = \text{Suhu masuk} = 147,68 \text{ R}$$

$$K = \text{rasio panas gas spesifik} = 0,9999$$

$$Q = \text{Laju volumetric} = 684,7772 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$P_1 = \text{tekanan masuk} = 3 \text{ atm}$$

$$P_2 = \text{tekanan keluar} = 3 \text{ atm}$$

$$\eta = \text{efisiensi kompresor} = 0,75$$

8. Rasio Kompresi (R_c)

$$R_c = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

Dimana :

$$R_c = \text{rasio kompresi}$$

$$P_i = \text{tekanan keluar}$$

$$P_o = \text{tekanan masuk}$$

$$N = \text{jumlah stage}$$

Untuk menentukan nilai R_c , dilakukan trial pada jumlah stage. Dimana nilai

R_c yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson).

$$N = 1$$

$$R_c = 1$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 1.

Stage 1

$$T_1 = 184,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN}$$

(Sumber : Peter)

$$T_2 = 184,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-04
Kode Alat	COM-04
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan aliran refluks dari reboiler ke kolom destilasi

DATA DESAIN

Tipe	<i>Multi tubular fix bed</i>
Kapasitas	684,7772
Temperatur	184,6 °C
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA DESAIN

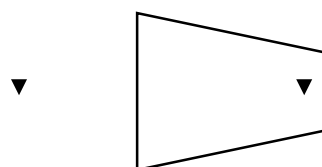
Daya yang dibutuhkan	0 Hp
----------------------	------

C.5. Kompresor-05 (COM-05)

Nama : Kompresor 04

Fungsi : Mengalirkan aliran refluks dari reboiler ke kolom destilasi

Tipe : *multi tubular fix bed*



Temperatur	: 117 °C = 93,6 R
Tekanan in	: 1 atm
Tekanan out	: 1 atm
Laju alir	: 261,9458 kg/jam = 577,329 lb/jam = 9,6221 lb/menit
Faktor keamanan	: 0,1
Maka, laju alir	: 10,5843 lb/menit
Densitas	: 0,1486 lb/ft ³
Laju volumetrik (Q)	: 71,2175 ft ³ /menit = 1,1869 ft ³ /detik
Cp campuran	: -77448,492 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 0,9999$$

9. Power Kompresor

$$P_C = \frac{0,0643 \text{ kT } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 0 \text{ HP} = 85 \text{ HP}$$

$$= 63,3845 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 93,6 R

K = rasio panas gas spesifik = 0,9999

Q = Laju volumetric = 71,2176 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 1 atm

P2 = tekanan keluar = 1 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

10. Rasio Kompresi (Rc)

$$Rc = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

Dimana :

Rc = rasio kompresi

Pi = tekanan keluar

Po = tekanan masuk

N = jumlah *stage*

Untuk menentukan nilai Rc, dilakukan trial pada jumlah stage. Dimana nilai

Rc yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson).

$$N = 1$$

$$Rc = 1$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 1.

Stage 1

$$T1 = 117 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T2 = 117 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-05
Kode Alat	COM-05
Jumlah	1 unit

Fungsi	Mengalirkan keluaran gas FD-02 ke tanki 04
--------	--

DATA DESAIN

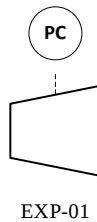
Tipe	<i>Multi tubular fix bed</i>
Kapasitas	71,2176
Temperatur	117°C
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA DESAIN

Daya yang dibutuhkan	0 Hp
----------------------	------

C.1. Ekspander (EXP-01)

Nama : Ekspander 01
Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran reactor
Tipe : *Single Stage Ekspander*
Gambar :



Data

Temperatur : -228°C = -182,4 R
Tekanan *in* : 150 atm
Tekanan *out* : 4 atm
Laju alir : 101.138,7 kg/jam = 168,978 kg/menit
Faktor keamanan : 0,1
Maka, laju alir : 185,876 kg/menit
Densitas : 53,17 kg/m³
Laju *volumetric* (Q) : 3,4958 m³/menit = 0,03329 ft³/detik

Power (P)

Besarnya power yang dihasilkan ekspander dapat dihitung sebagai berikut:

$$P = \frac{\eta \times m \times (P_2 - P_1)}{\rho}$$

(Sumber, peter, 1991)

$$\begin{aligned} P &= 7,1995 \text{ Kw} \\ &= 9,6547 \text{ HP} \end{aligned}$$

= 10 HP

Keterangan

M	= laju <i>volumetric</i>
P1	= Tekanan masuk
P2	= Tekanan keluar
η	= Efisiensi

Pipa

Diameter pipa dapat dihitung sebagai berikut

$$De = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

sumber, peter

Keterangan

De	= Diameter
Q	= Laju <i>volumetric</i>
ρ	= Densitas
De	= 2,0710 in

Dipilih jenis material pipa adalah *commercial steel* dengan spesifikasi

Nominal pipa size (IPS)	: 2 in = 0,0508 m
<i>Schedul Number</i>	: 40
ID	: 2,067 in = 0,0525 m
OD	: 2,38 in = 0,0605 m

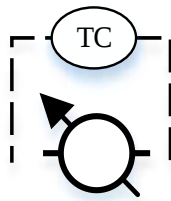
IDENTIFIKASI

Nama Alat	Ekspander 01
Kode Alat	EXP-01

Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran reactor
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Single Stage Ekspander</i>
Kapasitas	10.138,6726 kg/jam
Temperatur	-228 °C
Tekanan Input	150 atm
Tekanan Output	4 atm
DATA MEKANIK	
Efisiensi	75%
Power	10 HP
Bahan Kontrukksi	<i>Carbon steel</i>

Heater-01 (H-01)

Fungsi : Memanaskan input Reaktor
Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah : 1 unit
Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 248,3323 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 6.317,37727 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 269,1443^{\circ}\text{C} = 516,45974 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 430 \text{ }^{\circ}\text{C} = 806 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 693,269 \text{ kJ/jam}$$

$$= 657.088,9000 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
392	Suhu tinggi	212	180
392	Suhu rendah	50	342

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 306,7694855^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 252,3939^\circ\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 392^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 131^\circ\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 7 Btu/jam.ft²

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft/ ft².

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 260,3426 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{Lxa''}$$

$$Nt = 80,6230 \text{ tube}$$

$$= 185 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = Nt \cdot L \cdot a'' = 2402,47644$$

$$UD = 43,5800 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 185 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

Shell side :

$$\text{ID} = 15,25 \text{ in} = 0,3874 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

$$\text{a. Flow area per tube (at')} = 0,334 \text{ in}^2$$

$$\text{b. Total flow area (at)} = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

$$= 0,2145 \text{ ft}^2$$

$$\text{c. Mass Velocity, Gt} = W / \text{at}$$

$$= 547,4733 / 0,2145$$

$$= 2.551,7449 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)}$$

$$\text{d. Bilangan Reynold, Ret}$$

$$\text{Dt} = 0,652 \text{ in} = 0,05433333 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,023 \text{ cP} = 0,05566 \text{ lb/ft.hr}$$

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$\text{Ret} = \frac{\text{Dt} \times \text{Gt}}{\mu}$$

$$= 2.490,9235$$

$$\text{e. hio}$$

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$\text{hio} = 1.500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$\text{f. tube-wall temperature}$$

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$tw = to + \frac{ho/\Phi_z}{\frac{hio}{\Phi_i} + hv/\Phi_z} (Tc - tc)$$

$$tw = 139,2640$$

$$6. \text{ Fluida Dingin: Shell Side}$$

$$\text{a. Clerance (C')} = \text{pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

$$\text{b. Luas area laluan (as)} = \frac{IDxC'xB}{144xPT}$$

$$= 0,1615 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) $= W / a_s$

$$= 13.927,2900 / 0,1615$$

$$= 86.236,1623 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold *Number* (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

Viskositas (u) $= 0,01594 \text{ cP} = 0,0386 \text{ lb/ft.hr}$

Jadi, Res $= \frac{Ds \times Gs}{\mu}$

$$= 138.387,3830$$

e. jH $= 150$ (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. Prandlt *Number* (Pr)

T avg $= 392$

k $= 0,0089$

Cp $= 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$ (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)

Prandl *Number* (Pr) $= \left(\frac{Cp x \mu}{k} \right)^{1/3}$

$$= 2,2717$$

g. ho

$$ho = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

ho/ ϕ_s $= 49,0474 \text{ /hr ft}^2 \text{ }^0\text{F}$

h. *tube-wall temperature* (tw)

pada tw, didapatkan :

μ_w $= 0,01943 \text{ cp}$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726625$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 47,7066 \text{ btu/jam ft F}$$

7. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 46,2361 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0013$$

9. *Pressure drop*

a. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 2.490,9235$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 392 °F

$$V = 0,2654 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$s = 0,0603$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta P_t) = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times e \times s \times \phi_t} = 0,0004 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'} \quad \Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 2.551,7449 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta P_r = 4,7772 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 4,7776 \text{ psi}$$

b. **Shell Side**

Faktor friksi

$$Re_s = 138.387,3830$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,187 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,8488$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 310,6623$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s} = 4,6024 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-01</i>
Kode Alat	H-01
Fungsi	Memanaskan input <i>Reactor</i> (R-01)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	46,2361 Btu/jam ft F
UD	10 Btu/jam ft F
Rd	0,0013

DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	15,25 in	Length	16,45 ft
B	7,625 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	4,6024 psi	ΔP_t	0,0004 psi

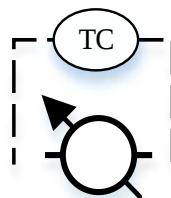
Heater-02 (H-02)

Fungsi : Memanaskan input Flash drum-01

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 577,7004 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 9.984,1680 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 963,670 \text{ kJ/jam}$$

$$= 9133.378,2000 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
392	Suhu tinggi	212	180
392	Suhu rendah	122	270

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 221,9673^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 221,9673^\circ\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 392^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 167^\circ\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 7

Btu/jam.ft²

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 0,75 \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft/ ft².

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 587,8460 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L x a''}$$

$$N_t = 299,4631 \text{ tube}$$

$$= 375 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 736,1250$$

$$UD = 55,8998 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 10 \text{ ft} = 3,0480 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$BWG = 18$$

$$\text{Pass} = 4$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 375 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

Shell side :

ID	= 21,25 in	= 0,5398 m
<i>Baffle space</i> min	= 10,625 in	= 0,2699 m
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

a. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²

b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$

= 0,2174 ft²

c. *Mass Velocity*, Gt = W / at

= 1.273,5980 / 0,2174

= 5.857,0271 lb/(hr) (ft²)

d. Bilangan Reynold, Ret

Dt = 0,652 in = 0,05433333 ft

Viskositas (μ) = 0,023 cP = 0,05566 lb/ft.hr

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

Ret = $\frac{Dt \times Gt}{\mu}$

= 5.717,4238

e. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

hio = 1.500 Btu/hr ft² F

f. *tube-wall temperature*

$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1$

$tw = to + \frac{ho/\Phi_z}{\frac{hio}{\Phi_i} + hv/\Phi_z} (Tc - tc)$

$$tw = 176,8491$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

$$a. \text{ Clearance (C')} = \text{pitch} - OD$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

$$b. \text{ Luas area laluan (as)} = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$= 0,3136 \text{ ft}^2$$

$$c. \text{ Laju alir, (Gs)} = W / as$$

$$= 22.011,0970 / 0,3136$$

$$= 70.191,7885 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,01594 \text{ cP} = 0,0386 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 112.640,1925$$

$$e. jH = 210 \quad (\text{Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838})$$

f. Prandlt Number (Pr)

$$T_{avg} = 392$$

$$k = 0,0089$$

$$C_p = 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F} \quad (\text{Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805})$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 2,2717$$

g. h_o

$$h_o = jHx \frac{k}{D_s} \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 68,6664 \text{ /hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada t_w , didapatkan :

$$\mu_w = 0,0194 \text{ cp}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 66,7893 \text{ btu/jam ft F}$$

7. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 63,9422 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0023$$

9. *Pressure drop*

a. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 5.717,4238$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 392 °F

$$V = 0,2654 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$s = 0,0603$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta P_t) = \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \Phi t}$$

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

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

Untuk G_t $= 5.857,0271 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta P_r = 9,5544 \text{ psi}$$

Total pressure drop

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 9,5566 \text{ psi}$$

b. Shell Side

Faktor friksi

$$Re_s = 112.640,1925$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,187 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,8488$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 135,5294$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \Phi s} = 1,3302 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat *Heater-02*

Kode Alat *H-02*

Fungsi : Memanaskan input *Flash drum* (FD-01)

Jumlah : 1 unit

DATA DESAIN

Tipe : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-212 Grade A*

UC : 63,9422 Btu/jam ft F

UD : 7 Btu/jam ft F

Rd : 0,0023

DATA MEKANIK

	Shell Side		Tube Side
ID	21,25 in	Length	10,0000 ft
B	10,625 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	4
ΔP_s	1,3302 psi	ΔP_t	9,5566 psi

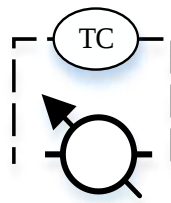
Heater - 03 (H-03)

Fungsi : Memanaskan input Kolom distilasi -01

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 577,7004 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 9.984,1680 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 182 \text{ }^{\circ}\text{C} = 359,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 1.612,7660 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.528.599 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
392	Suhu tinggi	359,6	32,4
392	Suhu rendah	212	180

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 86,0743 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 86,0743 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 285,8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 7 Btu/jam.ft²

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft/ ft².

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 443,9769 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$N_t = 137,4909 \text{ tube}$$

$$= 984 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 3.177,4688$$

$$\text{UD} = 55,8906 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

Panjang <i>tube</i> (L)	= 16,45 ft	= 5,0140 m
<i>Outside</i> Diameter (OD)	= 0,75 in	= 0,0191 m
<i>Inside</i> Diameter (ID)	= 0,652 in	= 0,0166 m
BWG	= 18	
Pass	= 2	
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 984 <i>tube</i>	
<i>Tube sheet</i>	= 0,9375 in <i>triangular pitch</i>	
Rd yang diijinkan	= 0,003	

Shell side :

ID	= 33 in	= 0,8382 m
<i>Baffle space</i> min	= 16,5 in	= 0,4191 m
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
- = 1,1412 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
- = 1.273,5980 / 1,1412
- = 1.116,0494 lb/(hr) (ft²)
- d. Bilangan Reynold, Ret
- Dt = 0,652 in = 0,05433333 ft
- Viskositas (μ) = 0,023 cP = 0,05566 lb/ft.hr

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Dt \times Gt}{\mu} \\ &= 1.089,4481 \end{aligned}$$

e. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$\text{hio} = 1.500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

f. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$tw = to + \frac{ho/\Phi_z}{\frac{hio}{\Phi_i} + hv/\Phi_z} (Tc - tc)$$

$$tw = 290,2367$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

$$\begin{aligned} a. \text{ Clerance (C')} &= \text{pitch} - \text{OD} \\ &= 0,19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b. \text{ Luas area laluan (as)} &= \frac{IDxC'xB}{144xP_T} \\ &= 0,7563 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} c. \text{ Laju alir, (Gs)} &= W / \text{as} \\ &= 22.011,0970 / 0,7563 \\ &= 29.105,5827 \text{ lbm/hr ft}^2 \end{aligned}$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,01594 \text{ cP} = 0,0386 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi, Res} &= \frac{Ds \times Gs}{\mu} \\ &= 46.707,1505\end{aligned}$$

$$e. \quad jH = 200 \quad (\text{Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838})$$

f. Prandtl Number (Pr)

$$T_{\text{avg}} = 392$$

$$k = 0,0089$$

$$C_p = 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F} \quad (\text{Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805})$$

$$\begin{aligned}\text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 2,2717\end{aligned}$$

g. h_o

$$\begin{aligned}h_o &= jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s \\ h_o / \phi_s &= 65,3966 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}\end{aligned}$$

h. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,0194 \text{ cp}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 63,6088 \text{ btu/jam ft F}$$

7. Clean Overall coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. Dirt Factor (Rd)

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0015$$

9. *Pressure drop*

a. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = 1.089,4481$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 392 °F

$$V = 0,3293 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$s = 0,0485$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta Pt) &= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times Det \times s \times \Phi t} \\ &= 0,00008 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta Pr Pr = \frac{4\eta v^2}{s 2g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 1.116,0494 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta Pr = 5,9274 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr = 4,9275 \text{ psi}$$

b. *Shell Side*

Faktor friksi

$$Re_s = 46.707,1505$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,187 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 2,4465$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 143,5636$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s} = 0,1831 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-03</i>
Kode Alat	H-03
Fungsi	Memanaskan input <i>Kolom distilasi (KD-01)</i>
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	61,0212 Btu/jam ft F
UD	40 Btu/jam ft F
Rd	0,0015

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	33 in	Length	16,45 ft
B	16,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,1831 psi	ΔP_t	5,9275 psi

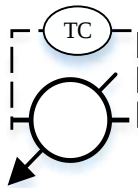
C.1. Cooler-01 (CH-01)

Fungsi : Mendinginkan input flash drum

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 370,4545 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 117 \text{ }^{\circ}\text{C} = 242,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 161,8 \text{ }^{\circ}\text{C} = 323,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 370,4545 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C} = 197,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C} = 197,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beban Panas *Heater*

$$Q = 1.630,969 \text{ kJ/jam} = 1.545.852,3 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
242,6	Suhu tinggi	197,6	45

323,24

Suhu rendah

197,6

125,64

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 78,5384 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= -92,4869$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= -92,4869$$

$$F_t = 0,98$$

(Fig.18, DQ. Kern, 1950)

$$\Delta t = 78,5384 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 282,92 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 197,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 25

Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft²/ft

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 656,0914 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube* (DQ. Kern, 1950)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{Lxa''} \\ &= 203,1787 \text{ tube} \end{aligned}$$

$$N_t = 1012 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 656,0914 \text{ ft}^2$$

$$UD = 756,7403 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

a. Tube Side:

Panjang tube (L)	= 16,45 ft	= 5,0140 m
Outside Diameter (OD)	= 0,75 in	= 0,0191 m
Inside Diameter (ID)	= 0,652 in	= 0,0166 m
BWG	= 18	
Pass	= 2	
Jumlah tube (Nt)	= 1012 tube	
Tube sheet	= 0,9375 in	triangular pitch
Rd yang diijinkan	= 0,003	

b. Shell side :

ID	= 35 in	= 0,8889 m
Baffle space min	= 17,5 in	= 0,4445 m
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Dingin (*Tube Side*)

a. Flow area per tube (at') = 0,334 in²

$$\text{Total flow area (at)} = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

$$= 1,1736 \text{ ft}^2$$

$$\text{b. Mass Velocity, Gt} = W / \text{at}$$

$$= 816,7039 / 1,1736$$

$$= 695,8733 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)}$$

$$\text{c. Velocity (V)}$$

$$V = Gt / 3600 \rho$$

$$= 2,119879 \text{ ft/s}$$

$$\text{d. } h_i$$

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$h_i = 600$$

$$\text{e. } h_{io}$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{f. Bilangan Reynold, Ret}$$

$$D_t = 0,652 \text{ in} = 0,054333 \text{ ft}$$

Viskositas (μ) = 0,015 cP = 0,0363 lb/ft.hr (Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$\text{Ret} = \frac{D_t \times Gt}{\mu}$$

$$= 679,2870$$

$$6. \text{ Fluida Panas : Shell Side}$$

$$\text{a. Clearance (C')} = \text{pitch} - OD$$

$$= 0,19$$

$$\text{b. Luas area laluan (as)} = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$= 0,8506 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir (Gs) $= W / a_s$
 $= 816,7039 / 0,8506 \text{ ft}^2$
 $= 1.540,6292 \text{ lbm/jam ft}^2$

d. Condensing load (G'')

$$G'' = W / (L N_t)^{2/3}$$

$$= 0,0003 \text{ lb/hr lin ft}$$

e. h_o

Berdasarkan buku Kern, asumsi h_o 100

f. *tube-wall temperature* (t_w)

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_z} + h_o / \phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 201,1643 \text{ } ^\circ\text{F}$$

g. Koreksi h_o

$$h_o' = h_o / \phi_s \times \phi_s$$

$$h_o'' = 63,6988 \text{ (mendekati)}$$

h. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$Ds = 0,74283439 \text{ in} = 0,061902866 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,015 \text{ cP} = 0,0363 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka Res} = 1540,6292$$

7. *Clean Overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Factor (Rd)*

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0002$$

9. *Pressure drop***a. Tube side**

$$\text{Untuk } Re_t = 679,2870$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

$$s = 0,0485$$

$$\text{Pressure drop (} \Delta P_t \text{)} = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times e \times s \times \Phi t}$$

$$= 3,2370 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r \text{ Pr} = \frac{4\eta V^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 695,8733 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta P_r = 5,9274 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 5,9274 \text{ psi}$$

b. Shell Side

$$Re_s = 1540,6292$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,187 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern,$$

1965)

$$s = 1,8488$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 135,36$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0,00002 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Cooler-01</i>
Kode Alat	CO-01
Fungsi	Mendinginkan input flash drum
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	61,0212 Btu/jam ft F
UD	30 Btu/jam ft F
Rd	0,0002 <i>Calculated</i>

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	35 in	Length	16,45 ft
B	17,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2

ΔP_s	0,0002 psi	ΔP_t	5,9274 psi
--------------	------------	--------------	------------

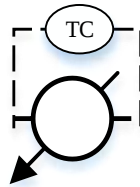
C.2. Cooler-02 (CH-01)

Fungsi : Mendinginkan produk dari reboiler ke mixing tank

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 144,7937 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 117 \text{ }^{\circ}\text{C} = 242,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 184,5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 364,1 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 144,7937 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C} = 197,6^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C} = 197,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beban Panas *Heater*

$$Q = 1.630.969 \text{ kJ/jam} = 1.545.852 \text{ Btu/jam}$$

10. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
242,6	Suhu tinggi	197,6	45
364,1	Suhu rendah	197,6	166,5

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 92,8662 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= 61,6642$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= 60,7024$$

$$F_t = 0,98$$

(Fig.18, DQ. Kern, 1950)

$$\Delta t = 92,8662 \text{ } ^\circ\text{F}$$

11. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 303,35 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 197,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

12. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 25

Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft²/ft

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 554,8667 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube* (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 171 \text{ tube}$$

$$N_t = 1012 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 3267,8846 \text{ ft}^2$$

$$UD = 50 \text{ (terpenuhi)}$$

13. Rencana Klasifikasi :

c. *Tube Side*:

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$BWG = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 1012 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$R_d \text{ yang diijinkan} = 0,003$$

d. *Shell side* :

$$ID = 35 \text{ in} = 0,889 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 17,5 \text{ in} = 0,4445 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

14. Fluida Dingin (*Tube Side*)

g. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²

$$\text{Total flow area (at)} = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

$$= 1,1736 \text{ ft}^2$$

h. *Mass Velocity*, Gt = W / at

$$= 319,2122 / 1,1736$$

$$= 271,9850 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)}$$

i. *Velocity* (V)

$$V = Gt / 3600 \rho$$

$$= 2,119879 \text{ ft/s}$$

j. *hi*

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$hi = 600$$

k. *hio*

$$hio = hi \times ID/OD = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

l. *Bilangan Reynold*, Ret

$$Dt = 0,652 \text{ in} = 0,054333 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,015 \text{ cP} = 0,0363 \text{ lb/ft.hr (Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)}$$

$$\text{Ret} = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= 265,5022$$

15. Fluida Panas : *Shell Side*

i. *Clerance* (C') = pitch – OD

$$= 0,19$$

j. Luas area laluan (as) $= \frac{IDxC'xB}{144xP_T}$

$$= 0,8506 \text{ ft}^2$$

k. Laju alir (Gs) $= W / as$

$$= 319,2122 / 0,8506 \text{ ft}^2$$

$$= 375,2372 \text{ lbm/jam ft}^2$$

l. Condensing load (G'')

$$G'' = W / (L N_t)^{2/3}$$

$$= 0,0001 \text{ lb/hr lin ft}$$

m. h_o

Berdasarkan buku Kern, asumsi h_o 100

n. *tube-wall temperature* (t_w)

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \phi_z}{\frac{h_{io}}{\phi_z} + h_o / \phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 202,0178 \text{ } ^\circ\text{F}$$

o. Koreksi h_o

$$h_o' = h_o / \phi_s \times \phi_s$$

$$h_o'' = 63,6088 \text{ (mendekati)}$$

p. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$Ds = 0,742834395 \text{ in} = 0,061902866 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,015 \text{ cP} = 0,0363 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka Res} = 1.489.850.410,77$$

16. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$Uc = \frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

17. *Dirt Factor (Rd)*

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0032$$

18. *Pressure drop*

c. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 65,5022$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

$$s = 0,0485$$

$$\text{Pressure drop } (\Delta Pt) = \frac{fxGt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times Det \times s \times \Phi t}$$

$$= 0,261391021 \text{ psi}$$

$$\Delta Pr Pr = \frac{4\eta V^2}{s 2g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 271,9850 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta Pr = 5,9274 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr = 5,9274 \text{ psi}$$

d. Shell Side

$$Re_s = 602,1616$$

Faktor friksi (f)	= 0,187 ft ² /in ² Fig	29	(Kern,
1965)			
s	= 1,8488		
<i>Number of cross, (N+1)</i>			
N + 1	= 12 L / B		
	= 135,36		
ΔP_s	= $\frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$		
	= 3,7968 psi		

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Cooler-01</i>
Kode Alat	CO-01
Fungsi	Mendinginkan produk dari reboiler ke mixing tank
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	61,0212 Btu/jam ft F
UD	30 Btu/jam ft F
Rd	0,0032 <i>Calculated</i>

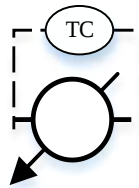
DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	35 in	Length	16,45 ft

B	17,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	3,7968 psi	ΔP_t	5,9274 psi

C.1. *Chiller-01 (CH-01)*

Fungsi : Mendinginkan input reaktor
Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah : 1 unit
Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 6.246,8697 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 836 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1536,8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 422,59 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 75 \text{ }^{\circ}\text{C} = 167 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 75 \text{ }^{\circ}\text{C} = 167 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beban Panas *Heater*

$$Q = 1.160.308,05 \text{ kJ/jam} = 1.099.753,9 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
212	Suhu tinggi	167	45

1536,8

Suhu rendah

167

1369,8

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 387,8495 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{R} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= -84,8133$$

$$\text{S} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= -75$$

$$\text{Ft} = 0,98$$

(Fig.18, DQ. Kern, 1950)

$$\Delta t = 397,8495 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (Tc dan tc)

$$\text{Tc} = \text{T avg} = 874,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{tc} = \text{t avg} = 167 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 25

Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft²/ft

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$\text{A} = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 405,0738 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube* (DQ. Kern, 1950)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{Lxa''} \\ &= 206,3544 \text{ tube} \end{aligned}$$

$$N_t = 206 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 78,52 \text{ ft}^2$$

$$UD = 36 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

a. Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 10 \text{ ft} = 3,0480 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 40 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

b. Shell side :

$$\text{ID} = 29 \text{ in} = 0,7366 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 14,5 \text{ in} = 0,3683 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

5. Fluida Dingin (*Tube Side*)

a. *Flow area per tube (at')* = $0,334 \text{ in}^2$

$$\text{Total flow area (at)} = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

$$= 0,0463 \text{ ft}^2$$

$$\text{b. Mass Velocity, Gt} = W / \text{at}$$

$$= 6246,8697 / 0,0463$$

$$= 296.878,1811 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)}$$

$$\text{c. Velocity (V)}$$

$$V = Gt / 3600 \rho$$

$$= 4,1233 \text{ ft/s}$$

$$\text{d. } h_i$$

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$h_i = 600$$

$$\text{e. } h_{io}$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{f. Bilangan Reynold, Ret}$$

$$D_t = 0,652 \text{ in} = 0,054333 \text{ ft}$$

Viskositas (μ) = 0,015 cP = 0,0363 lb/ft.hr (Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$\text{Ret} = \frac{D_t \times Gt}{\mu}$$

$$= 444.363,1177$$

6. Fluida Panas : *Shell Side*

$$\text{a. Clearance (C')} = \text{pitch} - OD$$

$$= 0,19$$

$$\text{b. Luas area laluan (as)} = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$= 0,0444 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir (Gs) $= W / a_s$
 $= 931,64 / 0,0444 \text{ ft}^2$
 $= 20.961,9915 \text{ lbm/jam ft}^2$

d. Condensing load (G'')

$$G'' = W / (L N_t)^{2/3}$$

$$= 0,0005 \text{ lb/hr lin ft}$$

e. h_o

Berdasarkan buku Kern, asumsi h_o 100

f. *tube-wall temperature* (t_w)

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_z} + h_o / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 263,014 \text{ } ^\circ\text{F}$$

g. Koreksi h_o

$$h_o' = h_o / \phi_s \times \phi_s$$

$$h_o'' = 1667,5198 \text{ (mendekati)}$$

h. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$Ds = 0,742834395 \text{ in} = 0,061902866 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,015 \text{ cP} = 0,0363 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka Res} = 35.746,76$$

7. *Clean Overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 776,1062 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Factor (Rd)*

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0246$$

9. *Pressure drop***a. Tube side**

$$\text{Untuk } Re_t = 444.363,1177$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0013 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

$$s = 0,32$$

$$\text{Pressure drop (} \Delta P_t \text{)} = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_{et} \times s \times \Phi_t}$$

$$= 2,5248 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r Pr = \frac{4\eta V^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 296.878,1811 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,05$$

Maka :

$$\Delta P_r = 4,75 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 7,2748 \text{ psi}$$

b. Shell Side

$$Re_s = 35.746,76$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern,$$

1965)

$$s = 0,007$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 360$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0,0040 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Chiller-01</i>
Kode Alat	CH-01
Fungsi	Mendinginkan input reaktor
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	776,1062 Btu/jam ft F
UD	7 Btu/jam ft F
Rd	0,0264 <i>Calculated</i>

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	8 in	Length	16,45 ft
B	4 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2

ΔP_s

0,0040 psi

 ΔP_t 7,2748 psi

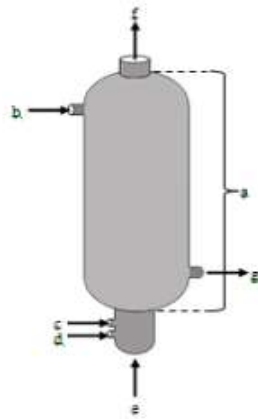
Reactor – 01

Fungsi : Tempat mereaksiakan Karbon monoksida dan Etilen oksida menjadi Beta propiolactone

Jenis : *Bubble Coulmn Reactor*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



1. Umpan liquid

WL = 6.059,4636 kg/jam

Fao = 137,5510 kmol/jam

ρ = 740,7819 kg/m³

Va = 8,1798 m³/jam

2. Umpan gas

WL = 3.852,8849 kg/jam

Fao = 137,5509 kmol/jam

ρ = 955,6107kg/m³

Vb = 4,0319 m³/jam

Konsentrasi mula-mula Cao = 16,8159 kmol/m³

Konsentrasi mula-mula Cbo = 34,1160 kmol/m³

Nilai k = 21,1268 kmol/m³.h

Maka laju reaksi = 12.120,2629 kmol/m³.h

3. Menghitung volume reaktor

Input = output + reaksi + akumulasi

$$F_{ao}^n = F_a + (-r_a)V + \frac{dC_a}{dt}$$

Dalam keadaan steady state, $dC_a/dt = 0$, sehingga

$$F_{ao}^n = F_a + (-r_a)V$$

Dimana, $F_a = F_{ao} (1 - X_a)$

$$V = (F_{ao} \times X_a) / -r_a$$

$$\psi = \frac{V}{V_o}$$

$$\frac{VC_{ao}}{F_{ao}} = \frac{C_{ao} \times X_a}{-r_a}$$

Safety factor 20%

Maka kapasitas desain reaktor = 1,7530 m³

4. Menghitung ukuran kolom reaktor

Perbandingan tinggi kolom terhadap diameter kolom (H/D) berada pada range 4-10 (perry's ed 7), untuk bubble column terdiri dari silinder shell dengan dua tutup ellipsoidal, ditentukan dimensi :

$$h = \frac{D \times R}{4}$$

Dimana

H = tinggi silinder

h = tinggi ellipsoidal

DR = Diameter reaktor

a. Diameter reaktor

$$V_r = V_{silinder} + V_{ellipsoidal}$$

$$= \frac{\pi}{4} DR^2 H + 2\left(\frac{\pi}{24} DR^3\right)$$

$$DR = \sqrt{12VR/19\pi}$$

$$DR = 0,7065 \text{ m}$$

b. Tinggi silinder

$$H/DR = 10$$

$$H = 10 \times DR$$

$$H = 7,0646 \text{ m}$$

c. Tinggi Ellipsoidal

$$h = DR/4$$

$$= 0,1766 \text{ m}$$

d. Tinggi reaktor

$$H_r = H + 2h$$

$$H_r = 7,4179 \text{ m}$$

e. Waktu reaksi

$$P_{\text{camp}} = 1.969,3917 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric} = 5,8432 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu reaksi} = 0,25 \text{ jam}$$

f. Menghitung ketebalan dinding reaktor

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

$$\text{Tekanan design (P)} = 5 \times \text{Tekanan operasi}$$

$$= 750 \text{ atm}$$

$$\text{Diameter reaktor (Dr)} = 0,7065 \text{ m}$$

$$r = 0,3532 \text{ m}$$

Working stress allowable (S) = 10.500 psia

Welding joint efficiency (E) = 0,85

Laju korosi (C) = 0,0024 m

Maka, t = 0,1708 m

g. Menentukan Volume dan Berat Katalis

Volume katalis

$\emptyset$ = 0,5

VTR = 1,7530 m³

V_k = (1- $\emptyset$) x VTR
= 0,8765 m³

Berat katalis

p_k = 850 kg/m³

W_k = p_k.V_k
= 745,0070 kg

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reactor - 01
Kode Alat	R-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat mereaksikan Karbon monoksida dan Etilen oksida menjadi Beta-propiolactone
DATA DESAIN	
Tipe	Bubble Column Reactor

Temperatur	100 °C
Tekanan	150 atm
Laju alir	5,8432 m ³ /jam

DATA MEKANIK

Diameter	0,7065 m
Tebal dinding	0,1708 m
Tinggi Reaktor	7,4179 m
Tinggi Ellipsoidal	0,1766 m
Tinggi Silinder	7,0646 m
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel sa 285 grade c</i>

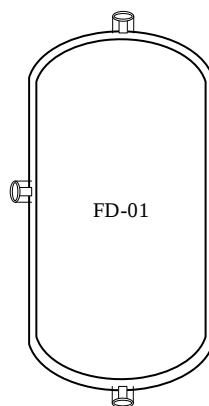
C.1. Flash Drum (FD-01)

Nama : *Flash Drum 01*

Fungsi : Memisahkan hydrogen dan karbon monoksida
keluaran dari reactor

Tipe : Silinder Vertikal

Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur : 100 °C

Tekanan : 4 atm

Laju alir *vapour*, w_v : 154,5046 kg/jam

Densitas *vapour*, ρ_v : 732,9103 kg/m³

Laju alir *liquid*, w_l : 9.984,1680 kg/jam

Densitas *liquid*, ρ_l : 1.160,8178 kg/m³

Kapasitas : 10.138,6726 kg/jam

Settling velocity,

$$Ut = 0,07 \left[\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Dimana

U_t : settling velocity, m/s

ρ_l : Densitas liquid, kg/m³

ρ_v : Densitas vapour. Kg/m³

U_t : 0,009 m/s

Laju alir volumetrik vapour, Q_v

$$\begin{aligned} Q_v &= W_v / \rho_v \\ &= 0,2108 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik liquid, Q_l

$$\begin{aligned} Q_l &= W_l / \rho_l \\ &= 8,6010 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0024 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan komponen uap

$$V_a = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

Dimana,

V_a : Kecepatan uap maksimum yang diizinkan masuk ke *inlet*,
Ft/sec

K : Konstanta 0,35 untuk 9-12 lb/cu ft mesh

ρ_l : Densitas liquid, kg/m³

ρ_v : Densitas vapour. Kg/m³

k : 0,350

v_a : 0,2674 ft/s = 0,0815 m/s

design velocity, v_d

$$\begin{aligned} v_d &= 0,75 V_a \\ &= 0,2006 \text{ ft/s} = 0,0611 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Vessel Cross Sectional Area, A

$$A = Q_v / V_d$$

$$= 0,0010 \text{ m}^2$$

Diameter Vessel, D

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{3,14}}$$

$$= 0,0349 \text{ m}$$

Volumetrik untuk 4 menit hold up, V

$$4 \text{ menit} = 240 \text{ s}$$

$$V = Q_l \cdot 240 \text{ s}$$

$$= 0,5734 \text{ m}^3$$

Ketinggian Liquid, L

$$H_l = \frac{V}{A}$$

$$= 598,6353 \text{ m}$$

$$L = H_l + H_v$$

$$L/D = 3-8$$

$$(H_l + H_v)/D = 7$$

$$D = 1,064 \text{ m}$$

$$L = 7,450 \text{ m}$$

Space untuk vapor, H_v

$$H_v = -598,5305 \text{ m}$$

$$H_v - h_l = 7,4500 \text{ m}$$

Digunakan *Flash Drum* tipe *head ellipsoidal*=

$$V_s = 0,0001 \text{ m}^3$$

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

$$V_t = 0,0001 \text{ m}^3$$

Tebal Dinding, t

$$t = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + C \quad \dots\dots\dots(Tabel.4 \text{ p.570 Peters})$$

$$P : \text{tekanan operasi} = 4 \text{ atm} = 58,7840 \text{ psi}$$

$$r : \text{jari-jari} = 0,0175 \text{ m}$$

$$S : \text{tekanan kerja yang diizinkan} = 13.700,000 \text{ psi}$$

$$E : \text{efisiensi pengelasan} = 0,8500$$

(...Coulson p.639)

$$C = \text{korosi yang diizinkan} = 0,0032 \text{ m} = 0,1250 \text{ in}$$

(m...Tabel 23-2 Perry)

$$t = 0,0033 \text{ m} = 0,3263 \text{ cm} = 0,1285 \text{ in}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Flash Drum 01
Kode Alat	FD-01
Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	Memisahkan hydrogen dan karbon monoksida keluaran dari reactor

DATA DESAIN

Tipe	Silinder vertical dengan head tipe
Kapasitas	10.138,6726 kg/jam
Temperatur	100 °C
Tekanan	4 atm

DATA MEKANIK

Area vessel	0,0014 m ²
Diameter vessel	0,0415 m
Tinggi vessel	0,1245 m
Volume vessel	0,0061 m ³
Tebal dinding vessel	0,0032 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

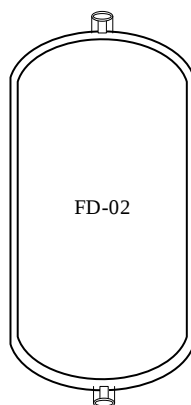
C.2. Flash Drum (FD-02)

Nama : *Flash Drum 02*

Fungsi : Memisahkan air, etilen oksida dan BPL keluaran dari kolom destilasi

Tipe : Silinder Vertikal

Gambar :

**Kondisi Operasi**

Temperatur : 117 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir *vapour*, *wv* : 177,5283 kg/jam

Densitas *vapour*, ρ_v : 955,6107 kg/m³

Laju alir *liquid*, w_l : 107,8824 kg/jam

Densitas *liquid*, ρ_l : 1.172,7580 kg/m³

Kapasitas : 285,4108 kg/jam

Settling velocity,

$$U_t = 0,07 \left[\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Dimana

U_t : *settling velocity*, m/s

ρ_l : Densitas liquid, kg/m³

ρ_v : Densitas vapour. Kg/m³

U_t : 0,090 m/s

Laju alir volumetrik *vapour*, Q_v

$$\begin{aligned} Q_v &= W_v / \rho_v \\ &= 0,0920 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik *liquid*, Q_l

$$\begin{aligned} Q_l &= W_l / \rho_l \\ &= 0,0920 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0000 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan komponen uap

$$V_a = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

Dimana,

V_a : Kecepatan uap maksimum yang diizinkan masuk ke *inlet*,
Ft/sec

K : Konstanta 0,35 untuk 9-12 lb/cu ft mesh

ρ_l : Densitas liquid, kg/m³

ρ_v : Densitas vapour. Kg/m³

k : 0,350

v_a : 0,1668 ft/s = 0,0509 m/s

design velocity, v_d

v_d = 0,75 v_a

= 0,1251 ft/s = 0,0381 m/s

Vessel Cross Sectional Area, A

A = Q_v / v_d

= 0,0014 m²

Diameter Vessel, D

$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{3,14}}$

= 0,0415 m

Volumetrik untuk 4 menit hold up, V

4 menit = 240 s

V = $Q_l \cdot 240 \text{ s}$

= 0,0061 m³

Ketinggian Liquid, L

$H_l = \frac{V}{A}$

= 4,5326 m

L = $H_l + H_v$

L/D = 3-8

$$(H_l + H_v)/D = 7$$

$$D = 0,0415 \text{ m}$$

$$L = 0,1245 \text{ m}$$

Space untuk vapor, H_v

$$H_v = -4,4081 \text{ m}$$

$$H_v - h_l = 7,4500 \text{ m}$$

Digunakan *Flash Drum* tipe *head ellipsoidal*=

$$V_s = 0,0002 \text{ m}^3$$

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

$$V_t = 0,0002 \text{ m}^3$$

Tebal Dinding, t

$$t = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + C \quad \dots\dots\dots(Tabel.4 \text{ p.570 Peters})$$

$$P : \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14,6960 \text{ psi}$$

$$r : \text{jari-jari} = 0,8172 \text{ m}$$

$$S : \text{tekanan kerja yang diizinkan} = 13.700,000 \text{ psi}$$

$$E : \text{efisiensi pengelasan} = 0,8500$$

(...Coulson p.639)

$$C = \text{korosi yang diizinkan} = 0,0032 \text{ m} = 0,1250 \text{ in}$$

(m...Tabel 23-2 Perry)

$$t = 0,0032 \text{ m} = 0,3201 \text{ cm} = 0,1260 \text{ in}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Flash Drum 02
-----------	---------------

Kode Alat	FD-02
-----------	-------

Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	Memisahkan air, etilen oksida dan BPL keluaran dari kolom destilasi

DATA DESAIN

Tipe	Silinder vertical dengan head tipe
Kapasitas	285,4108 kg/jam
Temperatur	117 °C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

Area vessel	0,0014 m ²
Diameter vessel	0,0415 m
Tinggi vessel	0,1245 m
Volume vessel	0,0061 m ³
Tebal dinding vessel	0,0032 m
Bahan Kontrukksi	<i>Carbon steel</i>

C.49. Kolom Destilasi-01 (KD-01)

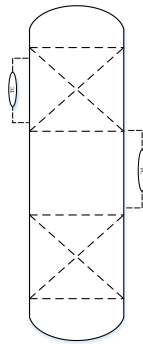
Fungsi : Memisahkan Beta-propiolactone dari Etilen Oksida dan Air

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 Unit

Gambar :



Kondisi *Feed* :

Temperatur : 182,6997 °C = 455,6997 °K

Tekanan : 3 atm

Kondisi *top* :

Temperatur : 161,8 °C = 434,8 °K

Tekanan : 3 atm

Kondisi *bottom* :

Temperatur : 184,6 °C = 457,6 °K

Tekanan : 3 atm

1. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah Etilen Oksida (C₂H₄O)

Heavy key adalah Beta-propiolactone dan air

Komponen	X,D	X,B	X,F
Etilen oksida	0,6024	0,0006	0,0279
Air	0,00006	0,0736	0,0703
Beta-propiolactone	0,3975	0,9258	0,9018

a. *Stage Minimum* (Nm)

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α botom	α average
Etilen oksida	1	1	1
Air	0,1536	0,1908	0,1712
Beta-propiolactone	0,3207	0,4551	0,3604
Total			1,5317

Perhitungan *stage minimum* dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Stage minimum : 1,0718 *stage*

b. *Refluks minimum*

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan *Underwood* :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *feed* dalam kolom distilasi adalah saturated liquid and gas,

maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa liquid:

$$q = 0,0182$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0,9818 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 1,512$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *feed*

Komponen	$\frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)}$
Etilen oksida	0,0212	0,2486
Air	0,0231	0,00006
Beta-propiolactone	0,4557	0,3397
Total	0,5000	0,5884

Sehingga :

$Rm + 1$: 0,5884

Rm : 0,4116

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 Rm (Geankoplis), jadi :

Rop : 0,4939

c. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar

maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,3306$$

$$\frac{Rm}{Rm+1} = 0,2916$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,24$$

$N_{teoritis}$: 4,4660 *stage*

d. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan. Pertama dilakukan perhitungan pada viskositas rata-rata.

$$\mu, D = 7,41E - 02 \text{ cP}$$

$$\mu, B = 0,1924 \text{ cP}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{avg \text{ distilat}} \times \mu_{avg \text{ bottom}}}$$

$$\mu_{avg} = 0,1194 \text{ cP}$$

$$\alpha_{avg} = 1,5317$$

$$\text{maka nilai } \alpha_{avg} \times \mu_{avg} = 0,1829 \text{ cP}$$

Berdasarkan grafik pada buku coulson, didapatkan :

Column Efficiency (Eo) 85 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 5,2541 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 7,2541 \text{ stage} = 8 \text{ stage}$$

(Coulson, 1999)

e. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log } \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar bottom product (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

$X_{HK,F}$ = Fraksi mol *heavy* komponen di *feed*

$X_{LK,F}$ = Fraksi mol *light* komponen di *feed*

$X_{LK,B}$ = Fraksi mol *light* komponen di *bottom*

$X_{HK,D}$ = Fraksi mol *light* komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas feed (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah feed (*stripping*)

(Coulson,1999)

$$B = 142,8348 \text{ kmol/jam}$$

$$D = 6,7886 \text{ kmol/jam}$$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 0,0779$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 278.882.351,7000$$

$$\frac{B}{D} = 21,0403$$

$$= 457.483.111,4000$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 1,7840$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 60,8187$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1522 \times N_s$$

$$N_{teoritis} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{teoritis} - N_r$$

$$N_r = 0,1522 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 8 *stage*

$$N_r = 7,8706 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 0,1294$$

Didapatkan *feed* masuk pada *stage* ke-7 dari atas

$$N_r = 8 \text{ stage}$$

$$N_s = 8 \text{ stage}$$

2. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 578,8011 \text{ kg/jam}$$

$$R = 370,4545 \text{ kg/jam}$$

$$L = 208,3466 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	0,1608	0,0579
<i>Density</i> (kg/m ³)	793,7732	1.093,9677
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0002	0,0001
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0241	

Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,3066$$

Keterangan :

F LV = Liquid-vapot flow factor

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = Densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

b. Kecepatan *Flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1999) maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0,3 m. Sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,047$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,0488$$

Kecepatan *flooding* (uf) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$uf = 0,0300 \text{ m/s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,0240 \frac{m}{s}$$

d. Maksimum volumetrik flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$Uv maks = 0,0002 \frac{m^3}{detik}$$

e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v maks}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,0084 m^2$$

f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,0096 m^2$$

g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,1105 m$$

3. Desain Plate

a. Downcomer area (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

(Coulson, pg. 473)

$$A_d = 0,0012 m^2$$

b. net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 0,0084 m^2$$

c. Active Area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,0073 m^2$$

d. Hole Area (A_h)

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 0,0073 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\begin{aligned} \text{Sumbu } Y &= \frac{Ad}{Ac} \times 100\% \\ Y &= 12 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \frac{lw}{Dc} &= 0,75 \\ lw &= 0,0829 \text{ m} \end{aligned}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

$$\text{Weir height (hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

4. Pengecekan

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 0,0579 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm, min)} = 70 \% \times Lm, \text{max} = 0,0405 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest (how, max)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 5,5595 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{min}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 4,3829 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \text{min} = 49,3829 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 29,8$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity (uh)} &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 0,4060 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual minimum vapor velocity (Uv, actual)} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = \\ 0,1946 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Oleh karena nilai $U_{v,\min \text{ actual}} > u_h$. Maka perhitungan ini dapat diterima.

b. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole (Uh)} &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 0,2779 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari figure 11.34 coulson, sehingga :

$$\begin{aligned} \frac{Ah}{Ap} &= \frac{Ah}{Aa} = 10 \\ \frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} &= 1 \end{aligned}$$

Maka :

$$Co = 0,35$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{U_h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 23,3353 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 11,4263 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop (ht)} = hd + (hw + how) + hr = 85,3211 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss (hap)} = hw - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = hap \times \frac{lw}{100} = 0,0029 \text{ m}^2$$

Karena Aap < dari Ad, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 0,0552 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer (hbc)} &= (hw + how) + ht + hdc = 135,9359 \text{ mm} \\ &= 0,1359 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

d. *Residence time (tr)*

$$tr = \frac{Ad \text{ hbc } \rho_L}{Lm, \max} = 2,9567 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik. Maka perhitungan ini diterima.

e. *Entrainment*

$$uv = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 0,0240 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

$$\text{untuk } F \text{ LV} = 0,3066$$

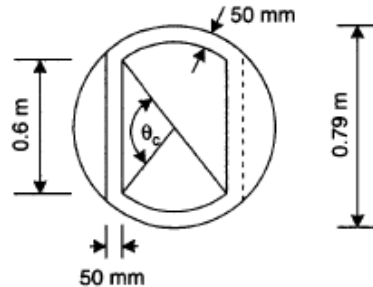
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,006$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

5. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,75 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ C$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 92^\circ C$$

mean length, unperforated edge strips (L_m) = ($D_c -$

$$hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,1052 \text{ m}$$

area of unperforated edge strips (A_{up}) = $0,0047 \text{ m}^2$

area of calming zone (A_{cz}) = $2 (L_{cz} \times hw) = 0,000104389 \text{ m}^2$

mean length of calming zone (L_{cz}) = $(D_c - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,00115988 \text{ m}$

total area perforations (A_p) = $A_a - (A_{up} + A_{cz}) = 0,002451195 \text{ m}^2$

Dari figure 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,2973$$

Sehingga :

$$\frac{I_p}{A_p} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

6. Jumlah *Holes*Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{\pi}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} = 37,1345 = 2.203 \text{ holes}$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 30 \text{ atm}$$

$$D_a = 0,110522789 \text{ m}$$

$$r_i = 0,055261395 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13,700 \text{ psi} = 932,2296 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

a. Bagian *head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot D_a}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

D_a = Diameter kolomE_j = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{head}} = 0,0200837 \text{ m}$$

b. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,020083746 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID \times 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 0,150690317 \text{ m}$$

7. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 12.132,3967 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 2.518,6831 \text{ kg/jam}$$

$$B = 9.613,7136 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	0,6996	3,3701
<i>Density</i> (kg/m ³)	793,7732	1.093,9677
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0009	0,0031
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0581	

8. Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 4,1032$$

Keterangan :

F LV = liquid-vapot flow factor

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

b. kecepatan *flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.3 m. sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,025$$

Dilakukan koreksi pada nilai k1:

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,030943486$$

$$\text{kecepatan flooding (uf)} = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 0,019029282 \frac{m}{s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,015223426 \frac{m}{s}$$

- d. Maksimum volumetrik flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,000881403 \frac{m^3}{detik}$$

- e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,057897822 m^2$$

- f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,06579298 m^2$$

- g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,289504254 m$$

9. Desain Plate

- a. Downcomer area (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

$$A_d = 0,007895158 m^2$$

- b. Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 0,057897822 m^2$$

- c. Active Area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,050002665 m^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 0,005000266 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan garafik pada figur 11.31 coulson.

$$\begin{aligned} \text{Sumbu } Y &= \frac{Ad}{Ac} \times 100\% \\ Y &= 12 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \frac{lw}{Dc} &= 0,75 \\ lw &= 0,21712819 \text{ m} \end{aligned}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan hole untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 45 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

10. Pengecekan :

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, max) = \frac{L}{3600} = 3,370110188 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, min) = 70\% \times Lm, max = 2,359077132 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, max) = 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 43,95519349 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, min) = 750 \left[\frac{Lm, min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 34,65311045 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, min = 79,65311045 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,7$$

$$\text{minimum desain vapor velocity (uh)} = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 0,437992784 \frac{m}{s}$$

Actual minimum vapor velocity ($Uv, min actual$) =

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 0,123389872 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $Uv, min actual > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

b. Plate Pressure Drop

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole (Uh)} = \frac{U_{v, maks}}{Ah} 0,1763 \frac{m}{s}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari figure 11.34 coulson,

sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0,84$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{Uh}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 1,62954536 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 11,42629742 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop (ht)} = hd + (hw + how) + hr = 102,0110363 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. Downcomer liquid backup

$$\text{downcomer pressure loss (hap)} = h_w - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = \text{hap} \times \frac{lw}{1000} = 0,007599487 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 27,27839399 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer (hbc)} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 218,2446238 \text{ mm} = 0,218244624 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999) :

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

d. Residence time (t_r)

$$t_r = \frac{U_v \text{ maks}}{A_n} = 0,55932566 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 4,103165449$$

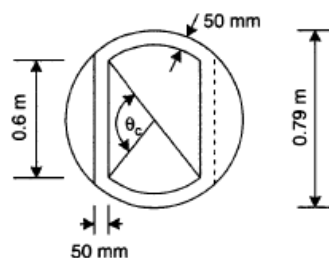
Didapatkan nilai Ψ dari figure 11.29 buku coulson

$$\Psi = 0,1$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

11. Trial layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir plate dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- a. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure 11.32 coulson*, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.75 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

$$\begin{aligned} \text{sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip}(\theta) \\ = 180 - \theta_c = 92^\circ \end{aligned}$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (} Lm \text{)} = 0,39240216 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (} Aup \text{)} = hw \times Lm = 0,017658097 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (} Lcz \text{)} = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 0,004328196 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone (} Acz \text{)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,000389538 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations (} Ap \text{)} = Aa - (Aup + Acz) = 0,013195503 \text{ m}^2$$

Dari *figure 11.33 coulson*, untuk:

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,156478229$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

12. Jumlah Holes

$$\text{area untuk 1 hole (} Aoh \text{)} = 3.14 \frac{an}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} = 254,7906473 = 846 \text{ holes}$$

13. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

P : 30 atm

Da : 0,289504254 m

ri : 0,144752127 m

Ej : 0,85(spot examined)

S : 13.700 psi

Cc : 1 mm/tahun 0,02 m

Waktu : 20 tahun

a. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,026606375 \text{ m}$$

b. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{silinder} = 0,02676065 \text{ m}$$

Maka :

OD = ID X 2 t silinder

$$OD = 0,343025554 \text{ m}$$

14. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 85,3211 \text{ mm liquid} = 914,718 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 102,0110 \text{ mm liquid} = 1.093,65 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N1 \times \Delta P1) + (N2 \times \Delta P2) = 1.606,69 \text{ Pa} = 0,01586 \text{ atm}$$

15. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N1 \times \text{tray spacing}) + (N2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 4,8 \text{ m}$$

$$H \text{ elipsoidal atas } \frac{1}{4} ID = 0,027630697 \text{ m}$$

$$H \text{ elipsoidal bawah} = 0,072376063 \text{ m}$$

$$H \text{ distilasi} = 4,90001 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Destilasi-01
Kode Alat	KD-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan Beta-propiolactone dari Etilen oksida dan air

DATA DESAIN

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	3 atm	3 atm
Temperatur	161,8000 °C	184,6000 °C

DATA MEKANIK

Tinggi	4,9000	m	
Stage	8	stage	
	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>
Diameter	0,1105		0,2895
Tray spacing			
t silinder	0,0201		0,0268
t head	0,02001		0,0267
Material	Carbon steel		
PELAT			
	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>
Active Area	0,0071	m ²	0,0500 m ²
Hole Diameter	5	mm	5 mm
Hole Area	0,0007	m ²	0,0050 m ²
Panjang Weir	0,0829	mm	0,2171 mm
Tebal Pelat	5	mm	5 mm
Jumlah Hole	2203	holes	846 holes

C.55. Total Condensor-01 (TC-01)

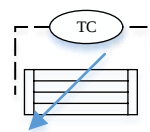
Fungsi : Merubah fase methanol menjadi liquid dan refluks

Jenis : *1-4 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan baku : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar



TC-01

Fluida Panas :

$$W = 578,8011 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 161,8 \text{ }^{\circ}\text{C} = 323,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -33,5 \text{ }^{\circ}\text{C} = -28,3 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 9.050.537,80 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = -200 \text{ }^{\circ}\text{C} = -328 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Beban Panas (Q)} = 17.237.082,4633 \text{ kJ/jam}$$

$$= 16.337.513,6037 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
323,24 $^{\circ}\text{F}$	Suhu tinggi	212	111,24
-28,3 $^{\circ}\text{F}$	Suhu rendah	-328	299,7

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Sumber : DQ. Kern, 1950})$$

$$= 190,1539014 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka :

$$\Delta t = \text{LMTD} = 190,1539014 \text{ } ^\circ\text{F}$$

1. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 147,47 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = -58 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan (DQ. Kern, 1950) diperoleh nilai UD

$$\text{Asumsi UD} = 150 \text{ Btu/jamFft}^2$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$A = 572,7821335 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. Dari table 10 (DQ. Kern, 1950)

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft/ft}^2$$

$$L = 35 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{Lxa''}$$

$$= 65,51$$

$$N_t = 726 \text{ tube}$$

Koreksi UD

dari table 9 (DQ. Kern, 1950)

$$A = N_t \cdot L \cdot a''$$

$$= 6.652,3380$$

$$UD = 12,9154 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

a. Tube Side:

Panjang <i>tube</i> (L)	= 35 ft	= 10,6680 m
<i>Outside</i> Diameter (OD)	= 1 in	= 0,0254 m
Inside Diameter (ID)	= 0,902in	= 0,0229 m
BWG	= 18	
Pass	= 2	
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 726 <i>tube</i>	
<i>Tube sheet</i>	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>	
Rd yang diijinkan	= 0,003	

b. Shell side :

ID	= 39 in = 0,9906 m
<i>Baffle space</i> min	= 19,5 in = 0,4953 m
Pass (n)	= 1

5. Fluida Dingin (*Tube Side*)

a. *Flow area per tube* (at') = 0,639 in²

$$\text{Total flow area (at)} = \frac{N_t \times at'}{144 \times n}$$

$$= 1,6108 \text{ ft}^2$$

b. *Mass Velocity*, Gt = W / at

$$= 9.050.537,8010 \text{ Kg/jam}$$

$$= 12.386.802,0900 \text{ lb/(r) (ft}^2\text{)}$$

c. Velocity (V)

$$\begin{aligned}\rho &= 78,6297 \text{ lb/ft}^3 \\ V &= Gt/3600 \rho \\ &= 43,75923038 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

d. h_i

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$h_i = 1500$$

e. h_{io}

$$\begin{aligned}h_{io} &= h_i \times ID/OD \\ &= 1353 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}\end{aligned}$$

f. Bilangan Reynold, Ret

$$\begin{aligned}D_t &= 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft} \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 0,0131 \text{ cP} = 0,0317 \text{ lb/ft.hr} \\ &(\text{Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ret} &= \frac{D_t \times Gt}{\mu} \\ &= 29.369.586,2555\end{aligned}$$

6. Fluida Panas : *Shell Side*

$$\begin{aligned}\text{a. Clearance (C')} &= \text{pitch} - OD \\ &= 0,25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{b. Luas area laluan (as)} &= \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \\ &= 1,0563 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{c. Laju alir (Gs)} &= W / as \\ &= 1.208,070986 \text{ lbm/jam ft}^2\end{aligned}$$

d. *Condensing load (G'')*

$$G'' = W/(L \text{ } Nt)^{2/3}$$

$$= 0,281666525 \text{ lb/hr lin ft}$$

e. h_o

berdasarkan buku Kern, asumsi h_o 1.400

f. *tube-wall temperature* (t_w)

$$t_w = t_o + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 46,48892118 \text{ } ^\circ\text{F}$$

g. Koreksi h_o

$$t_f = (T_v + t_w)/2 = 184,8644606 \text{ } ^\circ\text{F}$$

berdasarkan tabel 4, buku kern :

$$k_f = 0,08 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

berdasarkan *figure* 6, buku kern :

$$s_f = 0,71$$

berdasarkan *figure* 14, buku kern :

$$\mu_f = 0,2 \text{ cP}$$

berdasarkan *figure* 12.9, buku kern :

$$h = h_o = 1500 \text{ (mendekati)}$$

7. *Clean Overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 711,3565 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

8. *Dirt Factor* (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,076021441$$

PRESURE DROP

a. *Tube side*

$$\text{Untuk } Re_t = 29.369.586,2555$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,00008 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Fig 26 (Kern, 1965)

$$s = 1,0000$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop (} \Delta \text{Pt)} &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \Phi t} \\ &= 0,000218983 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r P_r = \frac{4 \eta V^2}{s 2 g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 12.386.802 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,18$$

Maka :

$$\Delta P_r = 1,44 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 1,4402 \text{ psi}$$

$$= 0,0980 \text{ atm}$$

b. Shell Side

Reynold Number (Res)

$$D_{es} = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$D_s = 0,9904 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,0093 \text{ cP} = 0,0224 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka Res} = 4.453,392351$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,43 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,0360$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L} / \text{B}$$

$$= 258,4615$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 0,00299 \text{ psi} = 0,0002 \text{ atm}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Total Condensor-01</i>
Kode Alat	TC-01
Fungsi	Merubah fase etilen oksida menjadi liquid dan refluks
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

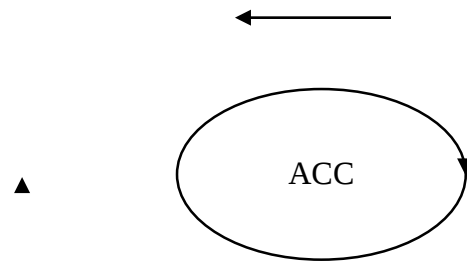
Tipe	<i>1-4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
UC	711 Btu/jam ft F
UD	150,0000 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	39 in	Length	35 ft
B	19,5 in	OD	1 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,0029 psi	ΔP_t	1,4402 psi

C.49. Accumulator-01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung hasil kondensasi
Jumlah : 1 Unit
Bentuk : *Sieve Tray Distillation*



Data – data design :

Tekanan (P) : 3 atm
Temperatur (T) : 161,8000 °C
Densitas (ρ) : 793,7732 kg/m³
Laju alir massa : 578,8011 kg/jam
Perhitungan :

a. Kapasitas Accumulator, V_T

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \frac{w}{\rho} \\ &= 0,7292 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Safety factor = 10%

$$\text{Kapasitas tanki, } V_T = (1 + 0,1) \times 63,7178 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,8021 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Diameter Accumulator, D

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan head dan bottom torispherical.

1. Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4D^2}$$

$$L = 4D$$

$$V_s = \pi D^3$$

$$= 0,7404$$

2. Volume ellipsoidal head

$$V_e = \frac{\pi D^3}{24}$$

$$= 0,0308$$

3. Total Volume Accumulator

$$V_t = V_s + 2 V_e$$

$$= \pi D^3 + 2 \frac{\pi D^3}{24}$$

$$= 1 + \frac{1}{12} + \pi D^3$$

$$= 3,4017 D^3$$

4. Diameter Accumulator

$$D = \left(\frac{V_t}{3,4017} \right)^{1/3}$$

$$D = 0,6178 \text{ m}$$

Panjang Accumulator

$$L = 4D$$

$$= 2,4712 \text{ m}$$

Tebal Dinding Tangki, t (diambil tebal head)

$$t_T = \frac{P \times D}{(S \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \text{(Tabel 4) Peters}$$

$$P = \text{Tekanan Design} = 303,9690 \text{ KN/m}^2$$

$$D = \text{Diameter} = 0,6178 \text{ m}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 94.461,5000 \text{ KN/m}^2$$

$$E = \text{Welding Joint Efficiency} = 0,8500 \text{ (Tabel 13.3) Coulson}$$

$$C = \text{Korosi yang diizinkan} = 0,0032$$

$$t = 0,0055 \text{ m}$$

$$t = 0,5487 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Menampung hasil kondensasi
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Temperatur	161,8000 °C
Tekanan	3 atm
Kapasitas	578,8011 kJ/jam

DATA MEKANIK

Diameter	0,6178 m
Volume	3,4017 m ³

Panjang	2,4712 m
Tebal dinding	0,0055 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

C.54. *Reboiler-01 (RB-01)*

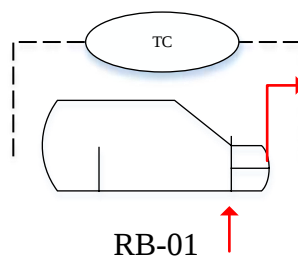
Fungsi : Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi sebagai refluks gas

Tipe : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Baku : *Carbon steel*

Jumlah : 1 Units

Gambar :



Fluida Panas

$$W = 0,003339459 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 184,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 364,28 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 184,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 364,28 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin

$$W = 12.132,39668 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 182,6997 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360,8595 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 182,6997 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360,8595 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

1. Beban Panas *Reboiler*

$$Q = 6,535125045 \text{ kJ/jam} = 6,1941 \text{ Btu/jam}$$

2. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
364,28	Temperatur tinggi	360,8595	3,4205
364,28	Temperatur rendah	360,8595	3,4205

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\text{LMTD} = 3,4205 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka :

$$\Delta t = \text{LMTD} = 3,4205 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 364,28 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = t_{\text{avg}} = 360,8595 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 13,65 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8 Kern, hal 840})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 0,1326 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. Dari data table 10, buku

Kern didapatkan:

Tube Side :

$$\text{Panjang tube (L)} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1 \text{ inch}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$a'' = 0,2618 \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$\text{Nt} = 0,0422$$

dari tabel 9 Kern, didapat Nt yang mendekati adalah 232

$$N_t = 232$$

Koreksi UD

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 728,8512$$

$$UD = \frac{Q}{A_t}$$

$$UD = 0,0025 \quad (\text{terpenuhi})$$

Karena nilai Ud perhitungan mendekati dengan nilai Ud asumsi, maka data untuk *Shell*.

Shell side :

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

$$Baffle \ Space \ (B) = ID/2 = 11,625 \text{ inci}$$

$$Pass \ (n) = 1$$

Fluida panas (*steam*) : Tube Side

$$a. \ Flow \ area \ per \ tube \ (a't) = 0,639 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Total flow area (at)} &= N_t \times a't / 144 \times n \\ &= 0,257375 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b. \quad \text{Laju alir, Gt} &= W / at \\ &= 0,028604843 \text{ lb/(jm)} \text{ (ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Ret

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,015 \text{ cp} = 0,0363 \text{ lb/ft hr}$$

$$ID = 0,902 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= D \times Gt / \mu \\ &= 0,059232251 \end{aligned}$$

Fluida dingin: Shell Side

$$\begin{aligned}\text{Clerance (C')} &= \text{pitch} - \text{OD} \\ &= 0,25\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{a. Luas area laluan (as)} &= (\text{ID} \times \text{C}' \times \text{B}) / (144 \text{ Pt}) \\ &= 0,3753 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{b. Laju alir, (Gs)} &= W / \text{as} \\ &= 71.251,3311 \text{ lb/hr ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{c. Reynold Number (Res)} = D \times \text{Gs} / \mu$$

$$\begin{aligned}\text{Viskositas (u)} &= 0,0121 \text{ cp} \\ &= 0,0293 \text{ lb/ft hr}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi, Res} &= D \times \text{Gt} / \mu \\ &= 200.836,0822\end{aligned}$$

$$\text{d. JH} = 1000 \quad (\text{Fig. 28 Kern, hal 838})$$

$$\text{e. Prandtl Number (Pr)}$$

$$\text{Tc} = 364,28 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Cp} = 8,693 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0251$$

$$\begin{aligned}\text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{Cp \mu}{k} \right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,1645\end{aligned}$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o/\phi_s = 658,2484 \text{ Btu/jam ft F}$$

pada t_w , didapatkan :

$$\mu_w = 0,0146 \text{ cP}$$

$$= 0,0353 \text{ lb/ft hr}$$

$$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$\phi_s = 0,9740$$

f. Koreksi ho

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$$

$$h_o = 641,1657 \text{ Btu/hr ft F}$$

PRESURE DROP

Tube side

1. Clean overall coefficient (Uc)

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

$$U_c = 449,1706 \text{ Btu/jam ft F}$$

2. Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)}$$

$$R_d = 402,4818$$

3. Pressure Drop

$$\text{Untuk Ret} = 0,0592$$

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = (f \times \left[\frac{G_t}{1440} \right]^2 \times L \times n) / (5.22 \times \left[\frac{10}{1000} \right]^{10} \times D_t \times s \times \phi_t)$$

$$\Delta P_t = 0,00002 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 0,0286 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari Figur 27, buku Kern, didapatkan :

$$V^2 / 2g' = 0,01$$

Maka :

$$\Delta P_r = 0,16 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_T = 0,165355757 \text{ Psi} = 0,0109 \text{ atm}$$

Shell Side

1'. Faktor friksi

$$\text{Res} = 200.836,0822$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0009$$

2'. Number of cross, (N+1)

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \text{ L} / \text{B} \\ &= 148,6451 \end{aligned}$$

$$s = 1,5376$$

$$3' \quad P_s = \frac{f G_s^2 D_i (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$= 0,008687101 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Reboiler-01</i>
Kode Alat	RB-01
Fungsi	Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi sebagai refluks gas

Jumlah 1 unit

DATA DESAIN

Tipe *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi *Carbon Steel*

UC 449 Btu/jam ft F

UD 0,0025 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	12 ft
B	11,625 in	OD	1,00 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	4
ΔP_s	0,0087 psi	ΔP_t	0,1653 psi

C.1. *Mixing Tank* (MX-01)

Alat : *Mixer* (MX-01)
Fungsi : mencampurkan BPL dari KD dan BPL dari FD
Type : silinder vertical dengan ellipsoidal head
Bahan Konstruksi : *stainless steel*
Gambar :



Data design :

Temperatur : 117 C

Tekanan : 1 atm

Menentukan volume *mixing tank*

lama persediaan : 1 jam

laju alir : 9.722,2222 kg/jam

densitas, ρ : 1147,199 kg/m³

viskositas, μ : 134,402 cP

volumetrik flowrate : 8,475 m³/jam

Menentukan volume mixer kontinu

Volume mixer, V = Q x t

dimana t : waktu tinggal dalam mixer

= 15 menit

= 0,250 jam

Maka,

V = 8,4747 m³/jam x 0,250 jam

= 2,1187 m³

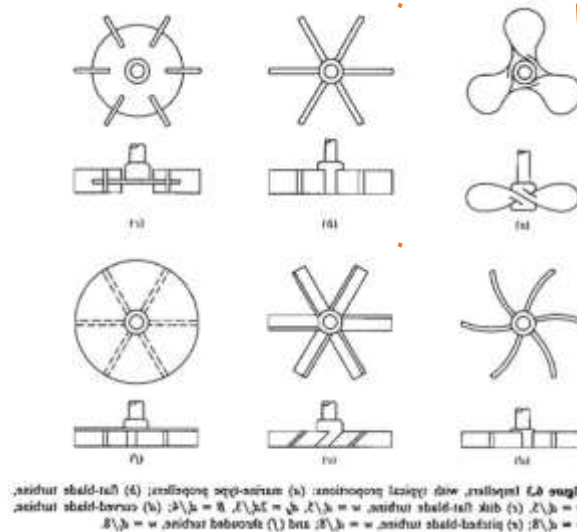
Faktor keamanan = 20 % = 0,2

Volume total = (100% + 20 %) x 2,1187 m³

$$= 2,1187 \text{ m}^3$$

Menentukan tipe pengaduk

Menurut Treybal (hal.146), untuk operasi mass transfer, dan Warren L. McCabe (operasi Teknik Kimia, hal 229) Untuk viscositas yang lebih kecil dari 2000 cP, maka digunakan impeller dengan tipe propeller (A).



Menentukan konfigurasi *mixing tank*

Konfigurasi tanki yang digunakan adalah Brooke dan Sue, (Holland and Chapman, “*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank*”, p-160)

- Ratio tinggi liquid terhadap diameter tanki = $HL/DT = 1,8$
- Ratio diameter impeller terhadap diameter tanki = $Di/DT = 0,2$
- Ratio lebar baffle terhadap diameter tanki = $Wb/DT = 0,1$
- Ratio tinggi impeller dari dasar tanki terhadap diameter tanki = $Hi/DT = 0,3$
- Tipe impeller yang digunakan adalah flate blade turbine
- Ratio lebar pengaduk terhadap diameter impeller = $g/Di = 0,2$
- Ratio panjang blade pengaduk terhadap diameter impeller = $r/Di = 0,25$

$$h. \text{ Posisi baffle dari dinding tanki} = r_b = Di/48$$

Perhitungan =

$$\text{Diameter tangki (DT)} = D_T = \left(\frac{24 V_T}{11 \pi} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,2089 \text{ m} \quad = 120,8868 \text{ cm} \\
 \text{Jari-jari} \\
 r &= 0,6044 \text{ m} \quad = 60,4434 \text{ cm} \\
 \text{Tinggi silinder, } H_s &= 1,5 \times DT = 1,5 \times 1,2089 \text{ m} \\
 &= 1,8133 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup, } h &= 0,25 \times DT = 0,25 \times 1,2089 \text{ m} \\
 &= 0,3022 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total tangka,} \\
 H_t &= H_s + 2h = 1,8133 \text{ m} + (2 \times 0,3022 \text{ m}) \\
 &= 2,4177 \text{ m} \\
 \text{Tinggi liquid, } H_l &= 1,8 \times DT = 1,8 \times 1,2089 \text{ m} \\
 &= 2,1760 \text{ m} \\
 \text{Diameter impeller, } D_i &= 0,2 \times DT = 0,2 \times 1,2089 \text{ m} \\
 &= 0,2418 \text{ m} \\
 \text{Tinggi impeller, } H_i &= 0,3 \times DT = 0,3 \times 1,2089 \text{ m} \\
 &= 0,3627 \text{ m} \\
 \text{Lebar baffle, } W_b &= 0,2 \times DT = 0,2 \times 1,2089 \text{ m} \\
 &= 0,2418 \text{ m} \\
 \text{Lebar baffle pengaduk,} \\
 g &= 0,2 \times D_i = 0,2 \times 0,2418 \text{ m} \\
 &= 0,0484 \text{ m} \\
 \text{Posisi baffle dari dinding tangka,} \\
 r_b &= DT / 48 = 1,2089 \text{ m} / 48 \\
 &= 0,0252 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki, t

$$t = \left(\frac{P \cdot r_i}{S \cdot E - 0.6 P} \right) + C$$

dimana =

$$\begin{aligned}
 P &= \text{Tekanan Desain} &= 1 \text{ atm} \\
 r &= \text{Jari-Jari Vessel} &= 0,6044 \text{ m} \\
 S &= \text{Working Stress Allowable} &= 13700 \text{ psi} \\
 E &= \text{Joint Effisiensi} &= 0,85
 \end{aligned}$$

$$C = \text{Korosi Maksimum} = 0,01$$

$$t = (1 \text{ atm} \times 0,6044 \text{ m} / (13700 \text{ psi} \times 0,85 - (0,6 \times 1 \text{ atm}))) + 0,01$$

$$= 0,140 \text{ in} = 0,0036 \text{ m} = 0,3557 \text{ cm}$$

Outside diameter, OD

$$ID = 1,2089 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2t = 1,2089 \text{ m} + (2 \times 0,0036 \text{ m})$$

$$= 1,216 \text{ m}$$

Kecepatan putaran pengaduk

$$N = \left(\frac{600}{\pi Di} \right) \times \left(\frac{WELH}{2 Di} \right)^{0.5}$$

$$Spgr = 1$$

$$Hl = 2,176 \text{ m} = 7,1390 \text{ ft}$$

$$WELH = Hl \times Spgr = 1 \times 7,1390 \text{ ft}$$

$$= 7,1390 \text{ ft}$$

Jadi,

$$N = (600 / (3,14 \times 7,1390 \text{ m}) \times (0,7932 \text{ ft} / (2 \times 7,1390 \text{ m}))^{0,5}$$

$$= 511,0153 \text{ rpm}$$

$$= 8,5169 \text{ rps}$$

Menentukan tenaga pengaduk

$$P = \frac{P_o \rho L N^3 Di^5}{g_c}$$

$$P = 10.539,1105 \text{ J/s}$$

$$= 13,7008 \text{ Hp}$$

Tabel 38. Mixing Point (MP-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Mixing Tank
Kode Alat	MT-01
Jumlah	1
Fungsi	Tempat pencampuran BPL dari KD dan BPL dari FD

DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertical dengan ellipsoidal head
Temperatur	117 C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume	2,1187
ID	1,2089
OD	1,216
Bahan Konstruksi	<i>stainless steel</i>
Kecepatan putaran	511,0153

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. Menentukan Indeks Harga

Untuk menghitung biaya peralatan pada tahun 2029 digunakan indeks harga dari tahun 2024-2029.

Tabel D.1 Indeks Harga

Tahun	Indeks Harga
2024	483,6573
2025	491,4275
2026	495,3126
2027	499,1977
2028	503,0828
2029	506,9679

Untuk memperkirakan indeks harga pada tahun 2029 digunakan metode regresi linier.

$$Y = AX + B$$

Keterangan:

Y = indeks harga

A = slope

X = tahun

B = intersep

Dari hasil perhitungan didapat:

A = 3,885

$$B = 7.375,900$$

maka indeks harga pada tahun 2026 adalah:

$$\begin{aligned} Y &= 3,885 (x) - 7.375,900 \\ &= 499,198 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas didapat indeks harga tahun 2029 yaitu 499,198.

D.2. Perhitungan Harga Peralatan

Nilai tukar uang pada tahun 2029 diasumsikan sebesar Rp 15.574,000,- untuk US \$ 1.00. Untuk menghitung harga peralatan digunakan perkiraan harga peralatan berdasarkan indeks harga dengan menggunakan rumus:

$$\text{Present cost} = \text{original cost} \times \frac{\text{index value at present time}}{\text{index value at original cost}}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka masing–masing harga peralatan pada tahun 2029 dapat dihitung dengan hasil sebagai berikut:

Tabel D.2 Daftar Harga Peralatan Tahun 2024

No	Kode	Nama Alat	Harga	Jumlah	Harga Total
			Satuan US \$		US \$
1	P-01	Pompa	5.765,0809	1,0000	5.765,0809
2	P-02	Pompa	5.765,0809	1,0000	5.765,0809
3	P-03	Pompa	3.039,7699	1,0000	3.039,7699
4	P-04	Pompa	2.725,3110	1,0000	2.725,3110
5	P-05	Pompa	6.498,8184	1,0000	6.498,8184
6	CH-01	Chiller	24.527,7986	1,0000	24.527,7986

7	ACC-01	Accumulator	87.209,9507	1,0000	87.209,9507
8	T-01	Tank	361.418,1610	5,0000	1.807.090,8050
9	T-02	Tank	330.077,0850	4,0000	1.320.308,3399
10	T-03	Tank	201.987,4699	2,0000	403.974,9398
11	T-04	Tank	264.669,6220	2,0000	529.339,2439
12	T-05	Tank	339.510,8537	6,0000	2.037.065,1221
13	MP-01	Mixing Point	284.899,8148	1,0000	284.899,8148
14	CO-01	Compressor	36.948,9274	1,0000	36.948,9274
15	CO-02	Compressor	36.948,9274	1,0000	36.948,9274
16	CO-03	Compressor	10.481,9652	1,0000	10.481,9652
17	CO-04	Compressor	10.481,9652	1,0000	10.481,9652
18	CO-05	Compressor	10.481,9652	1,0000	10.481,9652
19	R-01	Reactor	166.977,7061	1,0000	166.977,7061
20	KD-01	Distillation Column	141.611,3502	1,0000	141.611,3502
21	TC-01	Total Condensor	65.093,0041	1,0000	65.093,0041
22	RB-01	<i>Reboiler</i>	31.760,3546	1,0000	31.760,3546
23	HE-01	<i>Heater</i>	16.875,9640	1,0000	16.875,9640
24	HE-02	<i>Heater</i>	33.647,1084	1,0000	33.647,1084
25	HE-03	<i>Heater</i>	26.519,3720	1,0000	26.519,3720
26	EXP-01	<i>Expander</i>	18.867,5374	1,0000	18.867,5374
27	FD-01	<i>Flash Drum</i>	18.867,5374	1,0000	18.867,5374
28	FD-02	<i>Flash Drum</i>	18.867,5374	1,0000	18.867,5374
29	CO-01	<i>Cooler</i>	18.867,5374	1,0000	18.867,5374

30	CO-02	Cooler	18.867,5374	1,0000	18.867,5374
----	-------	--------	-------------	--------	-------------

(www.matche.com)

D.3. Perhitungan Biaya

D.3.1. Bahan Baku dan Katalis

a) Etilen Oksida

Harga (US \$/kg) = US \$ 1,9200 /kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 49.475.208,0240 kg/tahun

Biaya (US \$/tahun) = US \$ 94.992.399,4061 /tahun

b) Karbon Monoksida

Harga (US \$/kg) = US \$ 1,0000 /kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 30.823.078,9680 kg/tahun

Biaya (US \$/tahun) = US \$ 30.823.0781,9680 /tahun

c) ZSM-5 Zeolite

Harga (US \$/kg) = US \$ 990,0000/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 745,0070 kg/tahun

Biaya (US \$/tahun) = US \$ 737.556,9460 /tahun

D.3.2. Biaya Tanah

Harga tanah di Kabupaten Tanjung Jabung Barat

Harga tanah /m² = Rp. 500.000,- /m² (www.olx.co.id)

Luas tanah = 22.500,0000 m²

Total biaya tanah = US \$ 722.357,7758

D.3.3. Biaya Bangunan

Harga bangunan/m² = Rp. 600.000,0000,- /m²

Luas bangunan = 22.500,000 m²

Biaya bangunan = US\$ 866.829,3309

D.3.4. Biaya Operating Labor

Daftar gaji karyawan per bulan dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel D.3 Daftar Gaji Karyawan Per Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji/bulan (Rp)
		h		
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000	50.000.000,000
2	General Manager	4	35.000.000	140.000.000,000
3	Sekretaris Umum	1	15.000.000	15.000.000,000
4	Kabag	7	25.000.000	175.000.000,000
5	Kasi	16	20.000.000	320.000.000,000
6	Sekretaris Manager	1	8.000.000	8.000.000,000
7	Operator Kontrol	8	6.000.000	48.000.000,000
8	Operator Lapangan	8	5.000.000	40.000.000,000
9	Analisis	4	3.500.000	14.000.000,000
10	Ahli K3	2	7.000.000	14.000.000,000
11	Ahli Lingkungan	2	7.000.000	14.000.000,000
12	Engineer	8	12.000.000	96.000.000,000
13	Staff	22	3.200.000	57.600.000,000
14	Ahli IT	4	7.000.000	28.000.000,000

15	Instrumentasi	4	8.000.000	32.000.000,000
16	Dokter	4	10.000.000	40.000.000,000
17	Perawat	4	3.200.000	12.800.000,000
18	Satpam	8	3.000.000	24.000.000,000
19	Pemadam Kebakaran	4	3.000.000	12.000.000,000
20	Supir	4	2.900.000	11.600.000,000
21	Penjaga Gudang	3	2.900.000	8.700.000,000
22	Sekretaris	3	3.000.000	9.000.000,000
Total		122		1.182.500.000,000

Jumlah gaji karyawan per bulan = 1.182.500.000,000

Jumlah gaji karyawan per tahun + tunjangan hari raya = 15.372.500.000,000

Jumlah gaji karyawan pertahun = US \$ 987.061,77

D.4. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

D.4.1. *Direct Cost* (DC)

a) Equipment, Installation dan Investment

Purchased Equipment-Delivered (PEC)(15-40%) = US \$ 3.401.524,4514

Installation, insulation, and painting(50% PEC)(25-55%) = US \$ 1.700,2257

Instrumentation and Control (30% PEC)(6-30%) = US \$ 1.020.457,3354

Piping and installed (80% PEC)(10-80%) = US \$ 2.721.219,5612

Electrical and installed (40% PEC)(10-40%) = US \$ 1.360.609,780

b) Building (Range 10-70% PEC) = US \$ 866.829,3309

c) Service facilities & yard improvement (95% PEC) = US \$ 3.231.448,2289

d) *Land* (Range 4-8% PEC) = US \$ 722.357,7758

Total Direct Cost(DC) = **US\$ 15.025.208,6899**

D.4.2. Indirect Cost (IDC)

a) *Engineering and supervision* (20% DC) = US \$ 3.005.041,7380

b) *Construction expense&contractor's fee* (30 % DC) = US \$ 4.507.562,6070

c) *Contingency* (5-15% FCI) = US\$ 2.504.201,4483

Total Indirect Cost (IDC) = **US\$ 10.016.805,7933**

D.4.3. Fixed Capital Investment (FCI)

FC = (DC + IDC) = **US \$ 22.537.813,0348**

D.4.4. Working Capital (WC)

WC = 20% TCI = **US \$ 5.564.892,1074**

D.4.5. Total Capital Investment (TCI)

TCI = FCI + WC

= FCI/(100%–20%)

= **US \$ 31.302.518,1039**

D.5. Perhitungan Total Production Cost (TPC)

D.5.1. Manufacturing Cost (MC)

a) *Direct Production Cost(DPC)*

Raw material = US \$ 126.553,3201

<i>Operating labor (OL)</i>	= US \$ 987.061,7696
<i>Direct supervisory and clerical labor (10% OL)</i>	= US \$ 98.706,1770
<i>Utilities (10% TPC)</i>	= US \$ 15.565.001,3277
<i>Maintenance & repair (2% FCI)</i>	= US \$ 500.840,2897
<i>Laboratory charge (10% OL)</i>	= US \$ 98.706,1770
<i>Patent & royalties (1% TPC)</i>	= <u>US \$ 1.556.500,1328</u>
Total DPC	= US \$ 145.359.851,1938

b) *Fixed Charge (FC)*

<i>Depreciation (10% FCI)</i>	= US \$ 2.504.201,4483
<i>Local taxes (1,5% FCI)</i>	= US \$ 375.630,2172
<i>Insurance (0,5% FCI)</i>	= US \$ 125.210,0724
<i>Financing (0,1% TCI)</i>	= <u>US \$ 27.824,4605</u>
Total FC	= US \$ 3.032.866,1985

c) *Plant Overhead Cost*

Total Manufacturing Cost	= US \$ 149.186.021,5104
---------------------------------	---------------------------------

D.5.2. General Expenses (GE)

<i>Administrative cost (15% OL+MC+DSCL)</i>	= US \$ 237.911,2354
<i>Distribution & selling price (2% TPC)</i>	= US \$ 3.113.000,2655
<i>Research & development cost (2% TPC)</i>	= <u>US \$ 3.113.000,2655</u>
Total General Expenses	= US \$ 6.463.991,7665

D.5.3. Total Production Cost (TPC)

TPC = MC + GE	= US \$ 206.722.673,8834
---------------	---------------------------------

RIWAYAT HIDUP



Penulis bernama lengkap Putri Mega Agustin lahir di Padang Tarok Dharmasraya Sumatera Barat, 9 Agustus 2001 sebagai anak ke dua dari tiga bersaudara, akrab dipanggil Putri, Mega dan cumik. Penulis lahir dari pasangan Bapak Sugiyatno dan Ibu Suwarni, S.Pd., yang berkedianaman di Jr. Pakan Senayan, Koto Salak, Kab. Dharmasraya, Sumatera Barat. Penulis telah menempuh jenjang pendidikan diawali sekolah dasar di SD Negeri 09 Koto Salak (2008-2014), SMP Negeri 2 Koto Salak (2014-2017), dan SMA Negeri 1 Koto Baru (2017-2020) dengan jurusan IPA. Pada tahun 2020, penulis lulus jalur Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SBMPTN) di Universitas Jambi, Fakultas Sains dan Teknologi, Program Studi Teknik Kimia.

Selama perkuliahan penulis aktif tergabung dalam beberapa organisasi baik dalam kampus maupun di luar kampus seperti Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKA 2021), dan Badan Koordinasi kegiatan Mahasiswa Teknik Kimia Indonesia Daerah 1 (Wilayah Jambi, Sumatera Selatan dan Lampung) menjabat sebagai ketua Bidang Publikasi dan Komunikasi (2022-2024). Kemudian Penulis juga aktif mengikuti kegiatan akademik seperti lolos tahap seleksi Kompetisi Nasional Matematika dan ilmu Pengetahuan Alam Bidang Fisika Tingkat Fakultas Sains dan Teknologi Univeristas jambi (2022).

Penulis juga mengikuti berbagai program dan kegiatan pengabdian masyarakat seperti Program Mahasiswa Wirausaha (PMW 2021), Program Pengabdian Mahasiswa Kepada Masyarakat (P2M2 2022), penelitian dan pengabdian dosen. Selain itu, penulis juga aktif dalam kepanitian seperti anggota simulasi Dunia kerja *Chemical Engineering Fair* 2022, anggota panitia PKKMB 2022 fakultas Sains dan Teknologi dan masih banyak lagi. Penulis juga aktif mengikuti kegiatan diluar kampus seperti Delegasi Kegiatan Musyawarah Daerah XVI BKKMTKI Daerah I di Universitas Sriwijaya (2022). Delegasi Rapat Koordinasi Nasional XX BKKMTKI di Universitas Diponegoro (2023) dan masih banyak lagi.

Pada tahun 2023, penulis mengikuti kerja praktek (KP) di PT. Riau Andalan *Pulp and Paper* di Pangkalan Kerinci, Riau dengan tugas khusus “Analisis Nilai *Kappa Number*, Konsistensi, *Brightness* pada *Pulp* dan Efektif Alkali pada *Black Liquor* dari hasil *Cooking Wood Chip Acacia Crasscarpa* pada Unit *CRS Autoclave* Laboratorium PPP R&D PT Riau Andalan *Pulp and Paper*”. Pada tahun yang sama, penulis juga melakukan dan menyelesaikan penelitian dengan judul “Pengaplikasian *Biochar* Kulit Kopi yang Diaktivasi dengan Asam Nitrat (HNO_3) dan Dampaknya terhadap Emisi Gas Karbon Dioksida (CO_2) dari Tanah Perkebunan Kelapa Sawit”. Pada tahun 2024, penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan *Beta-propiolactone* dari Etilen Oksida dan Karbon Monoksida dengan Kapasitas Produksi 77.000 Ton/Tahun”