

PRA RANCANGAN

PABRIK PEMBUATAN ETILENA DARI DEHIDRASI ETANOL

KAPASITAS PRODUKSI 60.000 TON/TAHUN

Dengan Tugas Khusus Reaktor Fixed Bed Multitube

SKRIPSI



**Dibuat Untuk Memenuhi Salah Satu Persyaratan Dalam Menyelesaikan
Program Sarjana Teknik Kimia Di Universitas Jambi**

OLEH

Muhammad Yudy

M1B119022

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

2023

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETILENA DARI
DEHIDRASI ETANOL DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

Dengan Tugas Khusus *Fixed Bed Multitube Reactor*

Oleh :

Muhammad Yudy

M1B119022

**Telah disidangkan pada tanggal 12 Juli 2023 di Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Sains Dan Teknologi Universitas Jambi.**

Jambi, Agustus 2023

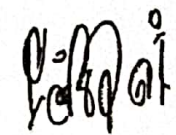
Menyetujui

Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2


Lince Muis, S.T., M.T

NIP. 197606012001122002


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

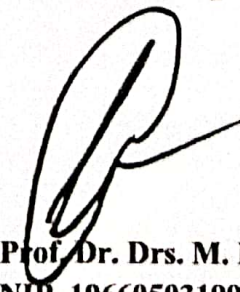
NIP. 201507112005

Mengetahui

**Dekan Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi**

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


Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T.
NIP. 196806021993031004


Prof. Dr. Drs. M. Naswir, M.Si.
NIP. 196605031991021001



LEMBAR PERBAIKAN

TUGAS AKHIR

Dengan ini menyatakan bahwa :

Muhammad Yudy

M1B119022

Judul Tugas Akhir

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETILENA DARI DEHIDRASI ETANOL DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN DENGAN TUGAS KHUSUS *FIXED BED MULTITUBE REACTOR*. Mahasiswa tersebut diatas telah melakukan perbaikan tugas akhir yang diberikan pada sidang di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains Dan Teknologi Universitas Jambi.

Tim Penguji

Lince Muis, S.T., M.T.
NIP. 197606012001122002

Ketua

Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si. IPM
NIP. 201507112005

Sekretaris

Dr. Lenny Marlinda, S.T., M.T.
NIP. 197907062008122002

Penguji
Utama

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

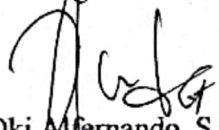
Anggota

Sarah Fiebrina Heraningsih, S.T., M.T.
NIP. 198902012022032009

Anggota

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia


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

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Alhamdulillah Puji syukur kepada Allah subhanahu wa ta'ala karena atas segala izin dan rahmat-Nya, penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen dari Dehidrasi Etanol Dengan Kapasitas Produksi 60.000 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. Keluarga yang telah memberikan dukungan baik secara materil maupun moril.
2. Bapak Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T. selaku Dekan Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.
3. Bapak Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi.
4. Bapak Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir
5. Ibu Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM selaku Dosen Pembimbing 2 dan Koordinator Sidang Tugas Akhir.
6. Bapak Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing akademik.
7. Bapak dan Ibu Dosen Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi yang telah memberikan ilmu, bantuan, saran, dan motivasi.

8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah berkontribusi hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
9. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019.
10. Seorang Mahasiswi dengan NIM M1B120020 yang telah membantu dan selalu menjadi *support system* penulis selama penyusunan tugas akhir ini

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

Jambi, Juni 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	ii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vi
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Pendahuluan	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	3
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan.....	4
1.3.1. Dehidrasi Etanol.....	4
1.3.2. Cracking Hidrokarbon.....	4
1.4. Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku, Produk dan Limbah	5
1.4.1. Bahan Baku	5
1.4.2. Katalis	6
1.4.3. Produk Utama	6
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	9
2.1 Alasan Pendirian Pabrik.....	7
2.2 Pemilihan Kapasitas.....	8
2.3 Pemilihan Bahan Baku	12
2.4 Pemilihan Proses.....	13
2.5 Uraian Proses	15
BAB III LOKASI DAN TATA LETK PABRIK.....	17
3.1 Lokasi Pabrik.....	17
3.1.1 Faktor Utama.....	18
3.1.2 Faktor Pendukung	20

3.2	Tata Letak Pabrik	21
3.3	Luas Tanah	22
BAB IV NERACA MASSA		23
4.1.	<i>Pump</i> (P-01).....	23
4.2.	<i>Vaporizer</i> (VP-01)	23
4.3.	<i>Compressor</i> (CO-01)	24
4.4.	<i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	24
4.5.	<i>Reactor</i> (R-01)	24
4.6.	<i>Compressor</i> (CO-02)	25
4.7.	<i>Chiller</i> (CH-01)	25
4.8.	<i>Distillation Column</i> (KD-01)	25
4.9.	<i>Total Condenser</i> (TC-01).....	26
4.10.	<i>Accumulator</i> (ACC-01).....	26
4.11.	<i>Reboiler</i> (RB-01)	27
BAB V NERACA PANAS		29
5.1.	<i>Vaporizer</i> (VP-01)	29
5.2.	<i>Compressor</i> (CO-01)	29
5.3.	<i>Heater</i> (HE-01).....	30
5.4.	<i>Reactor</i> (R-01).....	30
5.5.	<i>Compressor</i> (CO-02)	30
5.6.	<i>Chiller</i> (CH-01)	30
5.7.	<i>Distillation Column</i> (KD-01)	31
5.8.	<i>Total Condensor</i> (TC-01).....	31
5.9.	<i>Reboiler</i> (RB-01)	32
BAB VI SISTEM UTILITAS		33
6.1.	<i>Unit Pengolahan dan Penyediaan Air</i>	33

6.1.1.	Unit Pengolahan Air.....	33
6.1.2.	Unit Penyediaan air	40
6.2.	Unit Penyediaan <i>Steam</i>	46
6.2.1.	<i>Steam</i> pemanas	46
6.2.2.	<i>Steam</i> Turbin	47
6.3.	Unit Penyediaan Tenaga Listrik	48
6.3.1.	Listrik Peralatan	48
6.3.2.	Pencahayaan.....	48
6.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar	52
6.4.1	Boiler Penghasil listrik.....	54
6.4.2	Boiler <i>Furnace</i> Penghasil Panas Pembakaran.....	55
6.4.3	Kebutuhan Bahan Bakar	56
6.4.4	Unit Pendingin atau Refrigerant	56
BAB VII	SPESIFIKASI PERALATAN.....	61
7.1.	Storage Tank -01	61
7.2.	<i>Pump</i>-01	61
7.3.	Vaporizer-01	62
7.4.	<i>Compressor</i>-01	62
7.5.	<i>Heater</i>-01	63
7.6.	Reactor-01	64
7.7.	<i>Compressor</i>-02	66
7.8.	<i>Chiller</i>-01	67
7.9.	Distillation Column-01	68
7.10.	Total Condensor -01	69
7.11.	<i>Accumulator</i>-01	70
7.12.	Storage Tank -02	70

7.13. <i>Reboiler -01</i>	71
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN	74
8.1 Bentuk Perusahaan	72
8.2 Struktur Organisasi	76
8.3 Tugas dan Wewenang	76
8.4 Waktu Kerja	82
8.5 Penentuan Jumlah Pekerja.....	87
8.6 Sistem Penggajian.....	89
8.7 Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja.....	90
8.8 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3).....	97
8.9 Instrumentasi	114
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	118
9.1. Limbah Cair.....	118
9.1.1. Desain Bak Pemisah Lemak/ Minyak.....	118
9.1.2. Desain Bak Equalisasi.....	118
9.1.3. Desain Bak Pengendapan Awal	118
9.1.4. Bak Biofilter Anaerob	118
9.1.5. Bak Biofilter Aerob.....	119
9.1.6. Bak Pengendapan Akhir.....	121
9.2. Limbah Cair Komunal.....	122
9.2.1. Sistem Jaringan Pemipaan.....	123
9.2.2. Perencanaan Teknis IPAL komunal.....	127
9.3. Limbah Padat	136
BAB X ANALISA EKONOMI	137
10.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	137
10.2. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	138

10.2.1. Lama Pengembalian Modal TCI	138
10.2.2. Pay Out Time (POT)	139
10.3. Total Modal Akhir.....	140
10.3.1. Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP)	141
10.3.2. Total Capital Sink (TCS)	142
10.4. Laju Pengembalian Modal	145
10.4.1. Rate of Return on Investment (ROI)	145
10.4.2. Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)	146
10.5. Break Even Point (BEP)	147
BAB XI TUGAS KHUSUS	148
11.1 Pendahuluan	148
11.2 Prinsip Dasar	149
11.3 Klasifikasi Unit Operasi.....	151
11.4 Jenis-jenis Unit Operasi.....	157
11.5 Reaktor Fix Bed Multitube.....	159
BAB XII PENUTUP.....	173
DAFTAR PUSTAKA.....	174
LAMPIRAN A Perhitungan Neraca Massa	176
LAMPIRAN B Perhitungan Neraca Panas	186
LAMPIRAN C Spesifikasi Peralatan	212
LAMPIRAN D Perhitungan Analisa Ekonomi.....	352

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1. Peta Perbatasan Lokasi Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur ...	17
Gambar.3.2. Peta Digital Lokasi Pabrik Etilena.....	18
Gambar.8.1. Struktur Organisasi	87
Gambar.8.1. Struktur Organisasi Line and Staff	117
Gambar.11.1. Reaktor Fixbed Multitube.....	160

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Keuntungan dan kerugian macam proses sintesa etilena	7
Tabel 2.1. Data impor etilena di Indonesia.....	10
Tabel 2.2. Data produksi etanol di Indonesia	11
Tabel 6.1. Parameter standar baku mutu air domestik	34
Tabel 6.2. Parameter standar baku mutu air umpan boiler.....	35
Tabel 6.3. Kebutuhan air pendingin	43
Tabel 6.4. Kebutuhan air domestik	46
Tabel 6.5. Kebutuhan air total	48
Tabel 6.6. Kebutuhan steam pemanas	48
Tabel 6.7. Kebutuhan steam turbin.....	49
Tabel 6.8. Kebutuhan listrik peralatan	50
Tabel 6.9. Lumen berdasarkan luas bangunan	51
Tabel 6.10. Perhitungan daya lampu	52
Tabel 6.11. Penentuan jenis lampu.....	53
Tabel 6.12. Kebutuhan bahan bakar	58
Tabel 6.13. Kebutuhan refrigerant	59
Tabel 8.1. Waktu kerja karyawan non-shift	87
Tabel 8.2. Waktu kerja karyawan shift.....	87
Tabel 8.3. Jadwal kerja karyawan	88
Tabel 8.4. Jumlah karyawan.....	91
Tabel 8.5. Jumlah karyawan shift.....	93
Tabel 8.6. Jumlah karyawan non-shift	94

Tabel 8.7. Perincian gaji karyawan	96
Tabel 8.8. Alat pelindung diri	107
Tabel 8.9. Sistem pengontrol pada pabrik	128
Tabel 9.1. Standar baku mutu air limbah	140
Tabel 10.1. Angsuran Pengendalian modal TCI	160

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.

Etilena merupakan salah satu produk petrokimia yang berperan penting pada sintesis produk kimia lainnya. Hampir 75% produk petrokimia merupakan turunan dari etilena, diantaranya asetaldehida, asam asetat, etilen oksida, etilen glikol, dan sebagainya. Selain itu etilena juga digunakan sebagai monomer pada pembuatan plastik seperti polietilena, polivinil klorida, dan polistirena. Produksi etilena telah dianggap sebagai salah satu dari indikator untuk mengukur tingkat perkembangan petrokimia suatu negara di seluruh dunia. (Minghua Zhang, 2013).

Kebutuhan Etilena di Indonesia terus bertambah seiring dengan perkembangan industri- industri di Indonesia. Etilena di Indonesia hanya diproduksi oleh satu perusahaan, yakni PT. Chandra Asri Petrochemical. Kapasitas produksi etilena oleh PT. Chandra Asri Petrochemical berkisar 850.000 ton/tahun. Produksi etilena tersebut menggunakan bahan baku nafta. Nafta tersebut diimpor dari Timur Tengah dengan biaya yang cukup tinggi. Dengan terus menurunnya pasokan minyak dan gas bumi didunia, maka diperlukan alternatif lain untuk menjaga stabilitas ketersediaan etilena dikemudian hari.

Etilena yang diproduksi oleh PT. Chandra Asri Petrochemical masih belum dapat memenuhi kebutuhan etilena di Indonesia. Hal ini dapat dilihat dari data impor etilena yang tiap tahun terus mengalami peningkatan (BPS, 2022). Sehubungan dengan hal tersebut, maka merupakan langkah yang tepat apabila didirikannya pabrik etilena di Indonesia agar dapat memenuhi kebutuhan etilena dalam negeri.

Sebagian besar produksi etilena di dunia menggunakan proses *hydrocarbon-cracking* dengan bahan baku berupa bahan bakar fosil. Peningkatan kapasitas industri tiap tahunnya turut mendorong melonjaknya kebutuhan bahan bakar fosil. Pada kegiatan sehari-hari maupun untuk produk industri penggunaan bahan bakar fosil sangat mendominasi baik diperuntukan untuk energi, maupun produk-produk kebutuhan lainnya. Apabila produksi etilena tetap dibebankan pada bahan bakar fosil, maka ketersediaan etilena akan turut terpengaruh mengingat penggunaan bahan bakar fosil secara masif masih digunakan sebagai penyokong energi dunia baik untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari maupun kebutuhan industri.

Salah satu bahan yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan Etilena adalah Etanol. Etanol merupakan senyawa kimia yang termasuk dalam kelompok alkohol. Etanol memiliki pemanfaatan yang sangat luas, diantaranya sebagai bahan baku pada industri pangan, industri farmasi, industri kimia dan bahan bakar, serta pemanfaatan di bidang lainnya. Secara umum etanol dapat diproduksi melalui dua cara, yakni sintetis hidrokarbon dan proses fermentasi bahan alami seperti tebu, jagung, sorgum dan sebagainya. Etanol yang diproduksi menggunakan bahan alami dapat disebut sebagai bioetanol.

Etilena dapat diproduksi melalui proses dehidrasi etanol, menggunakan katalis serta dalam kondisi operasi tertentu. Proses dehidrasi etanol untuk memproduksi etilena dilakukan pada *Multitubular reactor* dengan suhu reaksi berkisar antara 200-450 °C. Konversi reaksi yang didapatkan sangat tinggi, yakni sebesar 99,1% dengan dibantu oleh katalis zeolit. Dengan bahan baku berupa etanol yang dapat diproduksi dengan bahan alami sehingga menjamin ketersediaan bahan baku, serta dengan proses dehidrasi etanol yang berjalan sangat efisien untuk memproduksi etilena, maka pendirian pabrik etilena melalui proses dehidrasi etanol merupakan langkah yang tepat untuk dapat menjaga stabilitas ketersediaan dan memenuhi kebutuhan etilena di Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Etilena atau etilen adalah senyawa alkena paling sederhana yang terdiri dari empat atom hidrogen dan dua atom karbon yang terhubung oleh suatu ikatan rangkap. Karena ikatan rangkap ini, etilena disebut pula *hidrokarbon tak jenuh* atau *olefin*.

Pada suhu kamar, molekul etilena tidak dapat berputar pada ikatan rangkapnya sehingga semua atom pembentuknya berada pada bidang yang sama. Sudut yang dibentuk oleh dua ikatan karbon-hidrogen pada molekul adalah 117° , sangat dekat dengan sudut 120° yang diperkirakan berdasarkan hibridisasi ideal.

Etilena pada dasarnya diproduksi secara alami melalui proses pemisahan gas alam dan juga dapat dihasilkan selama proses fermentasi. Namun, produksi etilena dalam skala industri dimulai pada awal abad ke-20. Etilena pertama kali diproduksi dengan metode thermal cracking dari minyak bumi pada akhir tahun 1910 hingga awal tahun 1920. Proses thermal cracking adalah metode yang melibatkan pemanasan minyak bumi atau fraksi minyak tertentu dalam reaktor pada suhu tinggi, sehingga molekul-molekul besar dalam minyak tersebut dipecah menjadi molekul-molekul yang lebih kecil, termasuk etilena.

Pada tahun 1913, ilmuwan bernama William Merriam Burton dan Robert E. Humphreys di *Standard Oil Company of Indiana* (kini menjadi bagian dari BP) berhasil mengembangkan proses *thermal cracking* untuk pertama kalinya secara komersial. Mereka menggunakan proses tersebut untuk memecah fraksi minyak berat menjadi fraksi-fraksi yang lebih ringan, termasuk etilena. Hasil dari percobaan mereka adalah suatu langkah penting dalam pengembangan industri petrokimia.

Dengan ditemukannya metode *thermal cracking*, produksi etilena dari minyak bumi menjadi lebih efisien dan memungkinkan produksi dalam skala yang lebih besar. Sejak saat itu, produksi etilena dengan metode *thermal cracking* telah menjadi salah satu proses utama dalam industri petrokimia. Produksi etilena secara

masal terus berkembang dan menjadi salah satu komoditas kimia paling penting di dunia industri. Penggunaan etilena dalam berbagai produk kimia dan plastik.

Metode pembuatan etilena melalui dehidrasi etanol ditemukan pada pertengahan hingga akhir abad ke-19. Penemuan ini terjadi hampir bersamaan dengan pengembangan industri kimia pada masa itu. Pada tahun 1859, seorang kimiawan Prancis bernama Henri Victor Regnault pertama kali mengamati bahwa etilena dapat dihasilkan dengan memanaskan etanol (C_2H_5OH) dalam kondisi tertentu. Namun, pada saat itu, penemuan ini tidak digunakan untuk produksi etilena dalam skala industri.

Pada tahun 1862, kimiawan Jerman bernama Friedrich Wöhler melakukan penelitian lebih lanjut dan mengidentifikasi metode dehidrasi etanol yang lebih efisien untuk menghasilkan etilena dalam jumlah yang lebih besar. Wöhler menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis untuk mendehidrasi etanol, dan hasil penelitiannya membuka jalan bagi produksi etilena dalam skala industri.

Meskipun metode dehidrasi etanol untuk produksi etilena telah ditemukan pada abad ke-19, implementasinya dalam skala industri memerlukan teknologi dan infrastruktur yang lebih maju. Seiring dengan perkembangan industri kimia pada abad ke-20, metode ini mulai digunakan secara lebih luas untuk memproduksi etilena dalam jumlah yang lebih besar untuk keperluan industri.

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Etilena

Pembuatan etilena dapat melalui beberapa cara, Berikut merupakan beberapa metode untuk memproduksi etilena menurut Mc. Ketta (1984) adalah :

1.3.1. Dehidrasi Etanol

Produksi etilena dari dehidrasi etanol masih jarang digunakan untuk memproduksi etilena dalam skala industri. Reaksi dehidrasi etanol menjadi etilena merupakan reaksi yang diharapkan menjadi sumber alternatif produksi etilena. Pembuatan etilena dari dehidrasi etanol mengikuti persamaan reaksi berikut :



Berdasarkan US Patent No. 11,358,911 reaksi dehidrasi akan berjalan dengan baik apabila menggunakan katalis asam. Pada publikasi ini dijelaskan bahwa katalis ZSM-5 Zeolite mampu membantu mengoptimalkan laju reaksi dehidrasi etanol. Reaksi tersebut dioperasikan pada suhu 430°C, yang selanjutnya menghasilkan produk berupa etilena dan air. Untuk memperoleh konsentrasi etilena yang lebih tinggi dilakukan pemurnian untuk memisahkan kadar H₂O dan C₂H₅OH yang masih terkandung. Pembentukan etilena dari reaksi dehidrasi etanol cukup menguntungkan dengan nilai konversi reaksi mencapai 99,1% pada tekanan 18 atm.

1.3.2. Cracking Hidrokarbon

Proses pirolisis hidrokarbon dapat menghasilkan etilena dalam skala besar, dimana pada umumnya digunakan etana, propana, dan butana sebagai bahan bakunya. Pada proses pirolisis hidrokarbon, bahan baku hidrokarbon bersama - sama dengan steam dimasukkan kedalam reaktor pirolisis (furnace). Reaksi yang terjadi di dalam furnace bersifat endotermis dan non isothermal. Proses berlangsung secara kontinyu dengan suhu 650 - 950 °C dan dengan perbandingan steam 0,3 - 0,7 dari bahan baku. Gas hasil reaksi didinginkan secara cepat dengan *querching tower* guna menghindari terjadinya proses polimerisasi. Selanjutnya dilakukan

pemurnian untuk memisahkan komponen-komponen hidrokarbon yang terbentuk dari reaksi dengan menggunakan kolom fraksinasi (Mackenzie, et al., 1983).

Tabel 1.1 Perbedaan Keuntungan dan Kekurangan Pada Berbagai Proses Sintesa Etilena

Metode	Keuntungan	Kekurangan
Dehidrasi Etanol (US patent 11,358,911 B2)	- Menggunakan bahan baku yang dapat diperbaharui	- Jumlah produksi bahan baku masih terbatas, namun
	- Sumber bahan baku di Indonesia berupa biomassa sangat mencukupi.	dapat ditingkatkan sesuai dengan kebutuhan
Cracking Hydrocarbon (US patent 8,013,196 B2)	- Bahan baku dapat langsung diproses melalui gas alam	- Bahan baku berupa gas alam yang merupakan <i>non-renewable resource</i>

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

1.4.1. Bahan Baku

- **Etanol**

Rumus Molekul	: C_2H_5OH
Berat Molekul	: 46,07 kg/kmol
Wujud	: Cair (30°C, 1 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Titik Didih (1 atm)	: 78,2 °C
Densitas (1 atm)	: 0.7893 gr/ml

1.4.2. Katalis

- **ZSM-5 Zeolite**

Bentuk Kristal	: Kubik
Luas Permukaan	: $300 \text{ m}^2/\text{g}$
Volume	: $0,13 \text{ cm}^3/\text{g}$
Porositas	: 0,55 nm
Diameter	: 0,5 mm
Densitas	: 850 kg/m^3

1.4.3. Produk Utama

- **Etilena**

Rumus Molekul	: C_2H_4
Berat Molekul	: 28,05 g/mol
Titik didih	: $-103,8 \text{ }^\circ\text{C}$
Titik nyala	: $-100 \text{ }^\circ\text{C}$
Tekanan Uap	: 0,0000521 mmHg
Densitas	: 0,96 g/ml
Wujud	: Gas tak berwarna
Viskositas	: 0,01 Cp ($20 \text{ }^\circ\text{C}$)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1 Alasan Pendirian Pabrik

Etilena merupakan salah satu bahan kimia yang sangat dibutuhkan bagi berbagai macam sektor industri, khususnya sektor Petrokimia. Etilena sangat penting dikarenakan etilena merupakan bahan baku utama dalam pembuatan berbagai macam bahan kimia seperti etilen glikol, etilen diklorida, etilen dibromida, etil alkohol, vinil asetat, etil klorida dan produk hilirnya berupa polietilena.

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam pendirian pabrik etilena ini, diantaranya adalah :

1. Indonesia saat ini masih mengimpor etilen untuk memenuhi kebutuhan didalam negri. Dengan berdirinya pabrik etilen 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 etilena 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.

Etilen sebagai produk utama, banyak digunakan pada berbagai sektor industri, seperti bahan baku pembuatan polimer dan senyawa kimi lainnya.

2.2 Pemilihan Kapasitas

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

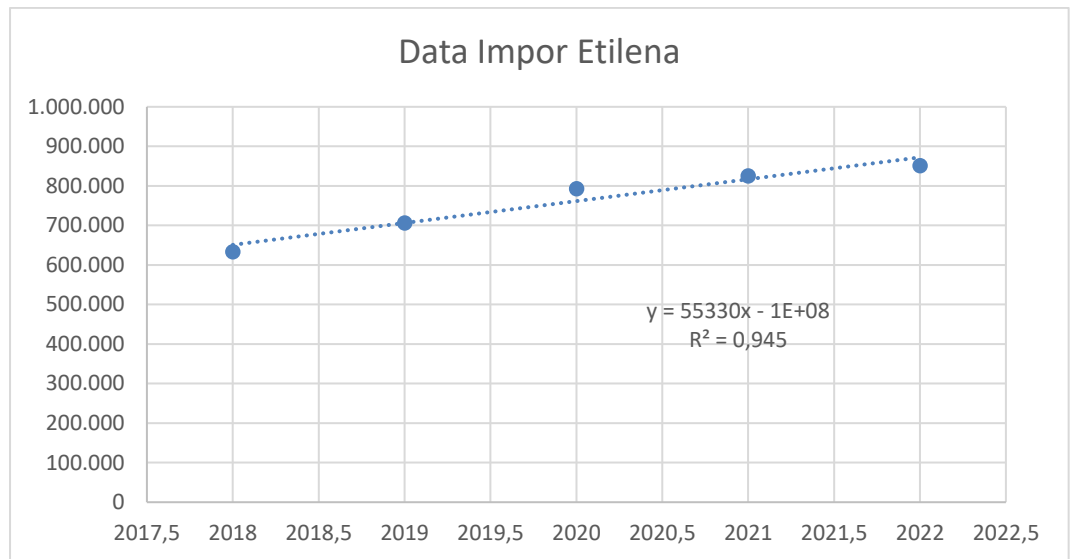
1. Kebutuhan Etilena di Indonesia yang hampir mencapai 1.000.000 ton pada tahun 2022.
2. Indonesia masih mengimpor etilen dari luar negeri karena di Indonesia hanya memiliki satu pabrik yang memproduksi etilena.
3. Konsumsi etilen di Indonesia cenderung meningkat dari tahun ke tahun, hal ini ditandai dengan meningkatnya impor etilena setiap tahunnya.

Kebutuhan etilen 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 etilena di indonesia dapat dilihat pada tabel 2.1.

Tabel 2.1. Data Impor Etilena di Indonesia

Tahun	Impor
	Ton/Tahun
2018	633.450,00
2019	706.301,00
2020	792.258,00
2021	825.238,00
2022	850.634,00

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia, 2023



Berdasarkan data tersebut, dengan menggunakan metode regresi linier didapatkan persamaan $y = 55330x - 100000000$, maka :

$$y = 55330 (2027) - 100000000$$

$$y = 12.153.910$$

Sehingga berdasarkan persamaan regresi linier tersebut dapat diperkirakan kebutuhan etilena indonesia pada tahun 2027 sebesar 12.153.910 ton.

Bahan baku utama dari pembuatan etilena dengan metode dehidrasi adalah etanol. Pada pra rancangan pabrik ini, etanol direncanakan diperoleh dari pabrik-pabrik etanol yang berlokasi disekitar indonesia. Berikut beberapa pabrik yang memproduksi etanol di indonesia disajikan pada tabel 2.2.

Tabel 2.2. Data Produksi Etanol Di Indonesia

Nama Perusahaan	Produksi	Lokasi
	Ton/Tahun	Di Indonesia
PT. Indo Lampung Distilery	47.358,0000	Kab Lampung Tengah
PT Aneka Kimia Nusantara	3.946,5000	Kab Mojokerto Jawa Timur
PT. Basis Indah	12.628,8000	Bone Sulawesi Selatan

PT. Energi Agro Nusantara	23.679,0000	Mojokerto Jatim
PT. Indo Acidata Chemichals	39.465,0000	Karanganyar Jateng
PT. Madu Baru	5.288,3100	Bantul Yogyakarta Jateng
PT. Molindo Raya Industrial	7.893,0000	Malang Jawa Timur
PT. PN XI	4.735,8000	Surabaya Jatim
PT. Sampurna	13.260,2400	Jawa Timur
PT. RNI Dan Choi Biofuel Co	8.840,1600	Cirebon Jabar
PT. Kanematsu Co	23.679,0000	Cikarang Jawa Barat
TOTAL	190.773,8100	

Lokasi pabrik direncanakan akan dibangun di daerah Jawa Timur, hal ini dikarenakan di daerah sekitar Jawa Timur 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 etilena, maka dipilihlah delapan perusahaan utama yang memproduksi etanol yakni PT Aneka Kimia Nusantara, PT. Energi Agro Nusantara, PT. Indo Acidata Chemichals, PT. Sampurna, PT. Madu Baru, PT. Molindo Raya Industrial, PT. PN XI, PT. Sampurna dan PT. Kanematsu Co dengan total produksi etanol per tahunnya sebesar 121.946,8500 ton/tahun.

Keseluruhan produk yang diproduksi oleh produsen tidak seluruhnya dapat dibeli, dengan mempertimbangkan etika perdagangan, maka pembelian produk direncanakan sebesar 50% dari total produksi setiap produsen etanol. Sehingga produk yang dapat terpenuhi yakni sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Total Produk} &= 123.762,2400 \text{ ton/tahun} \times 50\% \\
 &= 60.973,425 \text{ ton/tahun.}
 \end{aligned}$$

Produksi etilena di Indonesia hanya megandalkan satu pabrik yakni PT Chandra Asri Petrochemichal dengan kapasitas produksi 850.000 ton/tahun. Pemerintah merencanakan agar produksi etilena dapat mencapai 1.000.000 ton/tahun sehingga dapat memenuhi kebutuhan etilena dalam negri, berdasarkan pernyataan tersebut masih ada kekosongan pasar sebesar 150.000 ton/tahun.

Dengan mempertimbangkan keberadaan bahan baku serta peluang pasar yang ada, maka diambil total produksi etilena sebesar 0,5% dari total kebutuhan pada tahun 2027, maka :

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 12.153.910 \times 0,5\% \\ &= 60.769,55 \text{ ton} \\ &= 60.000 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Karena kemurnian produk sebesar 99,97% maka bahan baku yang dibutuhkan adalah :

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Bahan baku} &= \text{Kapasitas} / \text{Kemurnian produk} \\ &= 60.000 / 99,97\% \\ &= 60.021,55 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

2.3 Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan etilena yaitu etanol. Etanol merupakan salahsatu bahan kimia yang berbentuk cairan tak berwarna yang mudah menguap dan mudah tercampur dengan air, eter, metanol, chloroform, dan aseton. Indonesia memiliki beberapa pabrik etanol. Dengan kapasitas 60.000 ton/tahun. Etanol untuk produksi etilena akan disuplai oleh sembilan industri sekaligus, yakni PT Aneka

Kimia Nusantara, PT. Energi Agro Nusantara, PT. Indo Acidata Chemichals, PT. Sampurna, PT. Madu Baru, PT. Molindo Raya Industrial, PT. PN XI, PT. Sampurna dan PT. Kanematsu Co dengan total produksi etanol per tahunnya sebesar 121.946,8500 ton/tahun.

Pabrik akan memproduksi etilena dengan menggunakan bahan baku utama etanol dengan kemurnian 96,5%. Pengotor dari bahan baku etanol ini sebesar 4,5% nya merupakan air, sehingga air tersebut nantinya akan dipisahkan pada proses pemurnian produk.

2.4 Pemilihan Proses

Pembuatan etilen terdiri dari berbagai macam proses, namun ada dua proses umum yang digunakan yakni dehidrasi etanol dan *thermal cracking*. Pada pra-Rancangan Pabrik ini digunakan proses dehidrasi etanol karena pada proses ini memiliki keuntungan berupa konversi reaksi yang sangat tinggi yang mana pada proses ini konversi reaksi yang dihasilkan dapat mencapai 99,1%. Dibandingkan dengan proses sintesa etanol dari minyak bumi, proses dehidrasi etanol menjadi etilena memiliki keuntungan sebagai berikut :

1. Kemurnian etilena 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 yang tersedia, tidak terbatas dari distribusi sumber.
3. Tidak memerlukan teknologi yang kompleks dan proses mudah ditingkatkan.

Berdasarkan pertimbangan diatas proses yang dipilih pada pra rancangan pabrik etilena ini adalah proses dehidrasi etanol dengan berdasarkan dari *U.S. Patent No. US 11,358,911 B2*. tahun 2022.

2.5 Uraian Proses

1. Persiapan bahan baku

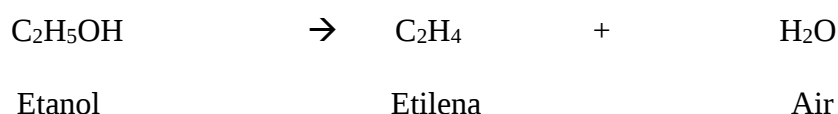
Bahan baku berupa etanol yang didapat dari PT. Energi Agro Nusantara, PT. Indo Acidata Chemichals, dan PT. Sampurna sebanyak 60.000 ton/tahun dengan disuplai menggunakan mobil tangki. Etanol tersebut kemudian diletakan di tangki penyimpanan (T-01) dengan tekanan 1 atm dan suhu 30 °C untuk dapat digunakan pada proses selanjutnya.

2. *Pretreatment*

Sebelum etanol direaksikan pada reaktor (R-01), etanol harus memiliki, wujud, tempratur dan tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi. Etanol akan direaksikan pada fase gas dengan suhu 430°C dan tekanan 18 atm. Sehingga etanol pada tangki 1 (T-01) akan dialirkan terlebih dahulu ke Vaporizer (VP-01) untuk mengubah fasa etanol menjadi gas dengan asumsi 80% akan menguap dan 20% akan tetap cair. Fasa gas akan dialirkan menuju kompresor (CO-01) untuk dinaikkan tekanannya, dan fasa cair akan di recylcle kembali ke vaporizer (VP-01) untuk kembali diuapkan. Etanol fasa gas akan dinaikkan tekanannya menjadi 18 atm sesuai dengan tekanan operasi, dan kemudian etanol tersebut akan dipanaskan menggunakan pemanas (HE-01) untuk dinaikkan suhunya agar mencapai suhu operasi, yakni 430°C sebelum dialirkan menuju reaktor (R-01)

3. Reaksi pembentukan etilena

Reaksi dehidrasi etanol dilakukan pada reaktor (R-01) dengan menggunakan reaktor jenis *Fix Bed Reactor* dan tipe *Multi Tubular Reactor*. Reaksi tersebut menggunakan bantuan katalis *ZSM-5 Zeolite*. Pada reaktor (R-01) etanol terkonversi menjadi etilena dan air. Reaksi berjalan pada fase gas dengan tekanan 18 atm dan suhu 430 °C. Konversi reaksi yang dihasilkan cukup tinggi yakni berkisar 99,1%. Mekanisme reaksi yang dihasilkan adalah sebagai berikut :

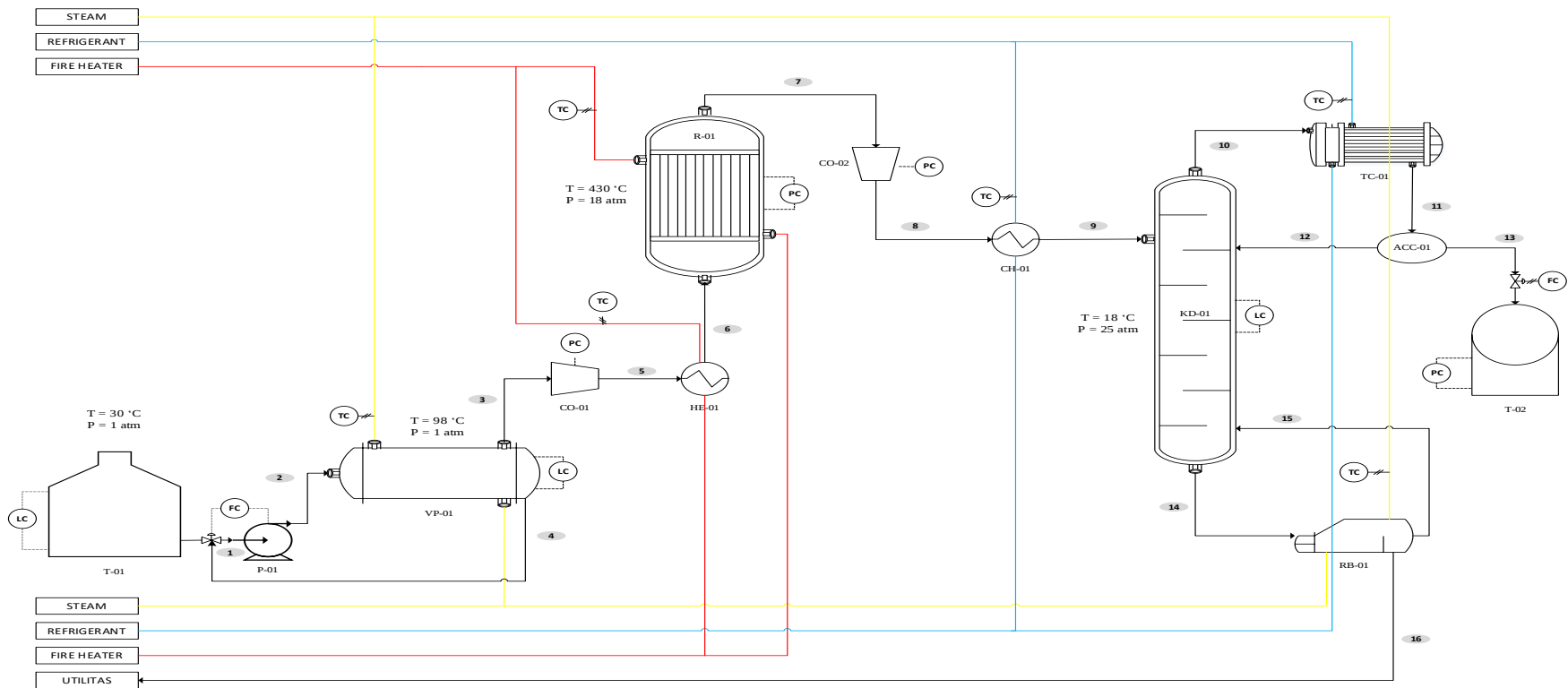


4. Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari reaktor (R-01) perlu dimurnikan lebih lanjut. Pemisahan yang dilakukan adalah antara etanol yang tidak terkonversi, produk utama yaitu etilen, dan produk samping yaitu berupa air.

Produk hasil reaksi yang berasal dari reaktor (R-01) dinaikan kembali tekanannya dari 18 atm menjadi 25 atm menggunakan kompresor 2 (CO-2) agar dapat dipisahkan sesuai dengan kondisi operasi kolom destilasi (KD-01). Kemudian setelah tekanan dinaikan, maka akan terjadi peningkatan suhu, selanjutnya aliran tersebut didinginkan menggunakan refrigerant yakni berupa chiller (CH-01) hingga suhu 18°C agar sesuai dengan suhu feed masuk kolom destilasi.

Proses pemisahan pada kolom destilasi dilakukan pada tekanan 25 atm dengan suhu feed adalah 18°C. Hasil atas kolom destilasi berupa produk utama yaitu Etilena, etilena kemudian dialirkan menuju Total Condenser (TC-01) dan kemudian disimpan ke tangki produk. Sedangkan hasil bawah berupa air dan etanol.



Kode Alat	Keterangan	Kode Alat	Keterangan
T	Tangki	R	Reaktor
P	Pompa	CH	Chiller
HE	Heater	KD	Kolom Destilasi
VP	Vaporizer	TC	Total Condenser
CO	Kompresor	ACC	Akumulator
RB	Reboiler		

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
FC	Flow Control	—	Aliran Produksi
TC	Temperature Control	—	Aliran Panas Fire Heater
LC	Level Control	—	Aliran Refrigerant
PC	Pressure Control	—	Aliran Steam Pemanas

	Prodi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi	Gambar 2.1.	
<i>Flowsheet</i> Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilena dari Dehidrasi Etanol dengan Kapasitas Produksi 60.000 Ton/Tahun			
Digambar Oleh : Muhammad Yudy M1B119022		Juni, 2023	
Diperiksa Oleh : 1. Lince Muis, S.T., M.T. 2. Ir Ira Galih Prabasari, S.T.,M.Si., IPM Disetujui Oleh : 1. Lince Muis, S.T., M.T. 2. Ir Ira Galih Prabasari, S.T.,M.Si., IPM		Paraf	Paraf

BAB III

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

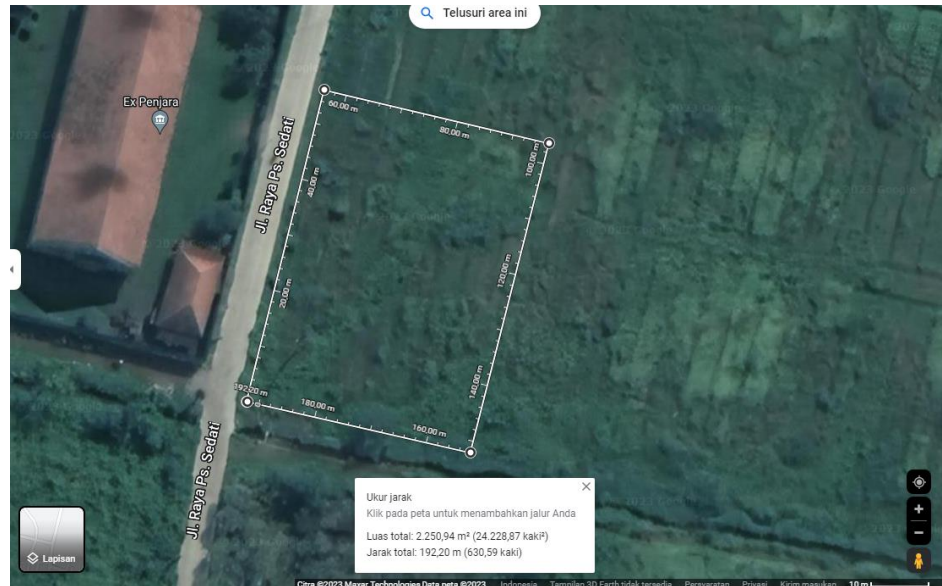
3.1 Lokasi Pabrik

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 Perbatasan Lokasi Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur

(Sumber: google.com, 2023)



Gambar 3.2. Peta Digital Lokasi Pabrik Etilena

(Sumber: google.com, 2023)

Pabrik Etilena ini direncanakan akan didirikan di wilayah Ngoro Industrial Park, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur. 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 Etilena adalah etanol. Lokasi pabrik direncanakan akan dibangun di daerah jawa timur, hal ini dikarenakan

didaerah sekitar Jawa Timur 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 etanol yakni PT. Energi Agro Nusantara, PT. Indo Acidata Chemicals, PT. Sampurna dengan total produksi etanol per tahunnya sebesar 76.404,24 ton/tahun.

Air yang digunakan pada pabrik ini merupakan air sungai yang dapat mendukung kelancaran operasional pabrik seperti air proses, air umpan ketel, air pendingin, serta air minum maupun air untuk keperluan lainnya. 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 Etilena yang telah diproduksi akan ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor. Seperti yang diketahui bahwa produksi etilena sendiri hanya diproduksi oleh PT. Chandra Asri Petrochemical, sehingga dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat membantu pemenuhan kebutuhan Etilena dalam negeri yang sebelumnya masih impor dari negara lain. Untuk sasaran ekspor Etilena diharapkan 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 Brantas yang akan mempermudah pemasaran produk baik di dalam maupun di luar negeri.

3.1.1.3 Sumber Daya Manusia

Provinsi Jawa Timur merupakan daerah dengan jumlah penduduk yang cukup tinggi yaitu sebanyak 3,55 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 Timur merupakan jalur transportasi yang sangat strategis. Provinsi Jawa timur memiliki akses jalan yang sangat baik yang akan memudahkan transportasi darat untuk distribusi sumber bahan baku dan pendistribusian produk Etilena.

3.1.2 Faktor Pendukung

3.1.2.1 Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah dan lahan kosong di Ngoro Industrial Park, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur 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 Etilena di kawasan Ngoro Industrial Park, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur 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.

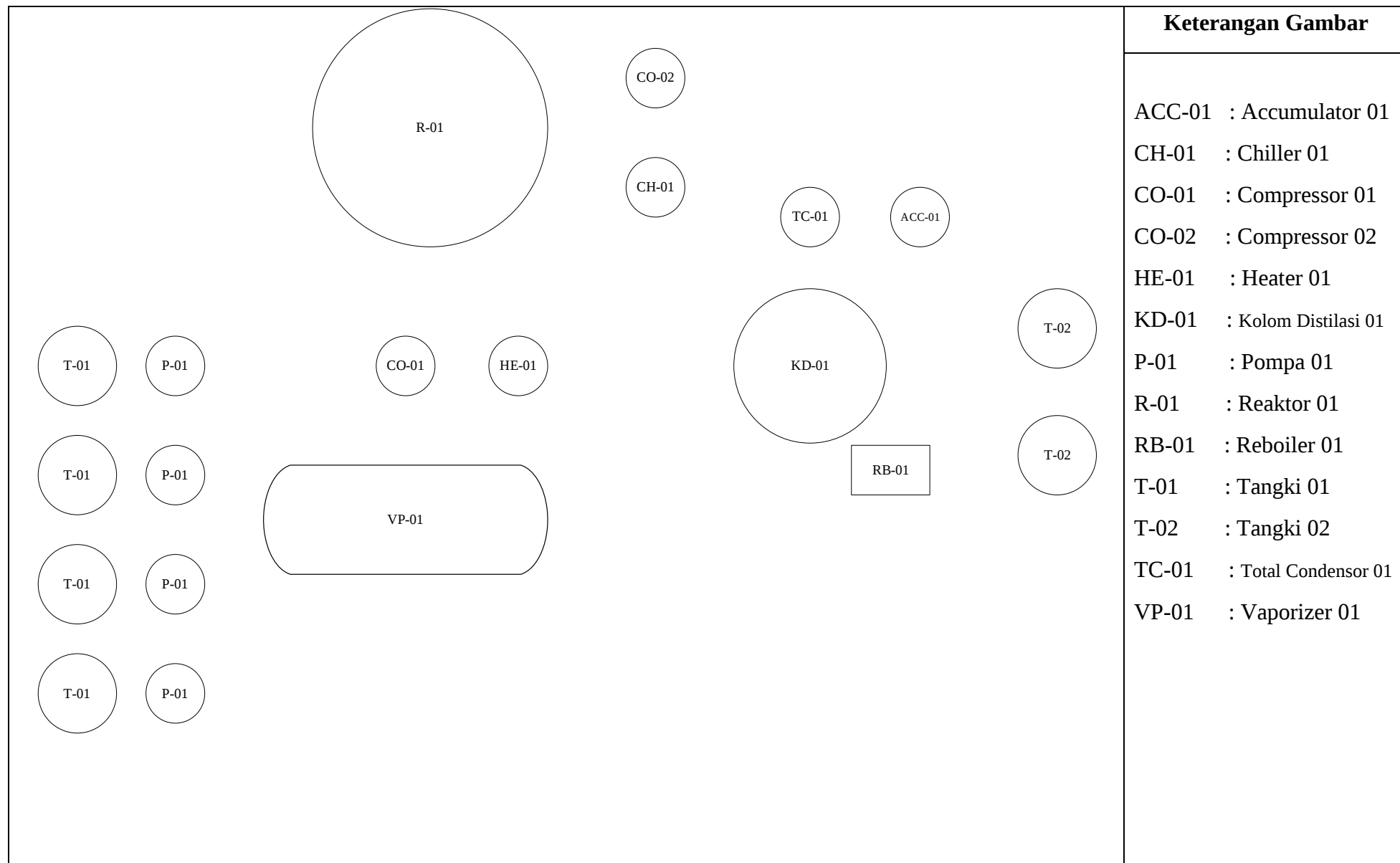
4. Pengawasan yang mudah terhadap operasi dan peralatan proses sehingga dapat memperkecil terjadinya kecelakaan.
5. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
6. Keamanan dan keselamatan kerja.
7. Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan mendirikan unit pengembangan sehingga diupayakan 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

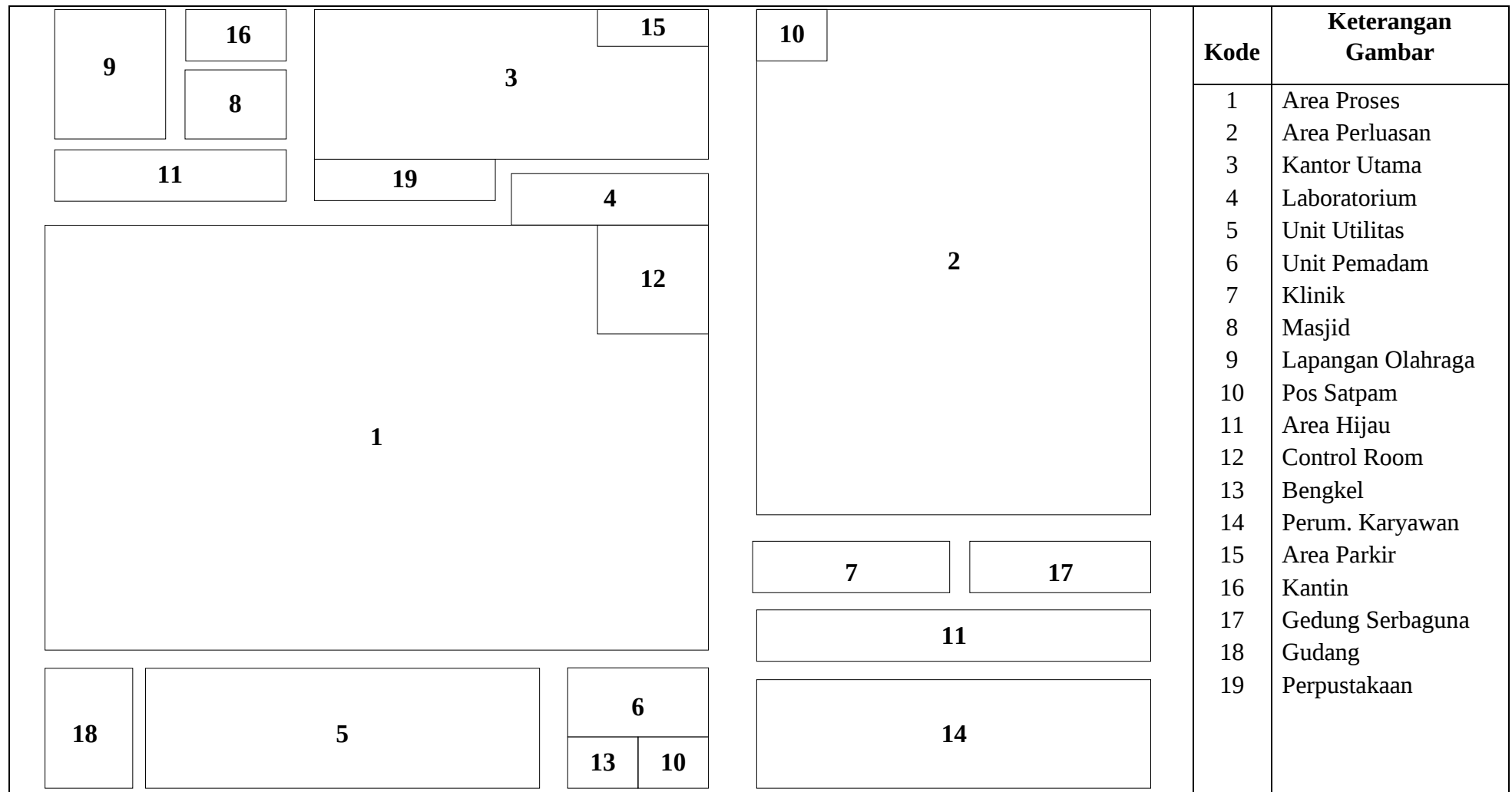
Perkiraan pabrik Etilena akan dibangun diatas tanah seluas 2,2541 Ha dengan perincian sebagai berikut:

- a. Luas area pabrik = 1,1813 Ha
- b. Luas area perkantoran = 0,3399 Ha
- c. Luas fasilitas penunjang = 0,4950 Ha
- d. Luas area perluasan pabrik = 0,2379 Ha

Berikut adalah denah pra rancangan pabrik pembuatan Etilena dengan kapasitas 60.000 ton/tahun.



Gambar.3.1. Tata letak Peralatan Pabrik



Gambar.3.2. Lay-Out Pabrik Etilena

BAB IV

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 60.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 jam operasi
Bahan Baku	: Etanol
Produk	: Etilena

Kapasitas Produksi :

$$= \frac{60.000}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 8.333,3333 \text{ kg/jam}$$

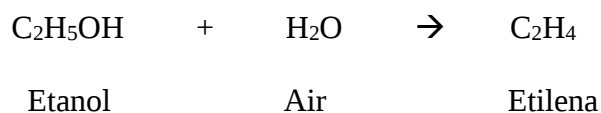
Kemurnian Etilena (C_2H_4) = 99 %. (Sumber : U.S. Patent No. 11,358,911 B2).

$$\begin{aligned}\text{Etilena} &= \text{Kemurnian Etilena} \times \text{Kapasitas Produksi} \\ &= 99 \% \times 8.333,3333 \\ &= 8.331,3253 \text{ Kg} \\ &= 296,9894 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Komposisi Etanol :

$$\begin{aligned}\text{a. Etanol} &= 96,5 \% \\ \text{b. Air} &= 4,5 \%\end{aligned}$$

Mekanisme Reaksi :



Konversi Etanol menjadi Etilena + air : 99,1%

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Feed} &= \text{Mol Etilena} / 99,1\% \\
 &= 299,6865 \text{ kmol} \\
 &= 8.406,9882 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Dari Trial dan Error, maka feed (Etanol) yang dibutuhkan untuk mencapai kapasitas produk yang diinginkan = 8.336,3264 Kg/jam

4.2. Pump (P-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2
C ₂ H ₅ OH	16.355,76	16.355,76
H ₂ O	593,214	593,214
Total	16.948,97427	16.948,97427

4.3. Vaporizer (VP-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 4
C ₂ H ₅ OH	16.355,76	13.629,8	2.725,9596
H ₂ O	593,214	494,345	98,8690
Total	16.948,97427	14.124,1434	28.24,8286
		16.948,97427	

4.4. Compressor (CO-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 3	Aliran 5
C ₂ H ₅ OH	13.629,8	13.629,8
H ₂ O	494,345	494,345
Total	14.124,1434	14.124,1434

4.5. Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 5	Aliran 6
C ₂ H ₅ OH	13.629,8	13.629,8
H ₂ O	494,345	494,345
Total	14.124,1434	14.124,1434

4.6. Reactor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7
C ₂ H ₅ OH	13.629,8	122,6682
H ₂ O	494,345	5.776,4752
C ₂ H ₄	0	8.225,0000
Total	14.124,1434	14.124,1434

4.7. Compressor (CO-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 7	Aliran 8
C ₂ H ₅ OH	122,6682	122,6682
H ₂ O	5.776,4752	5.776,4752
C ₂ H ₄	8.225,0000	8.225,0000
Total	14.124,1434	14.124,1434

4.8. Chiller (CH-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 8	Aliran 9
C ₂ H ₅ OH	122,6682	122,6682
H ₂ O	5.776,4752	5.776,4752
C ₂ H ₄	8.225,0000	8.225,0000
Total	14.124,1434	14.124,1434

4.9. Distillation Column (KD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 9	Aliran 13	Aliran 16
C ₂ H ₅ OH	122,6682	0,2528	122,4154
H ₂ O	5.776,4752	1,7329	5.774,7422
C ₂ H ₄	8.225,0000	8.222,5325	2,4675

Total	14.124,1434	8.224,5182	5.899,6252
		14.124,1434	

4.10. Total Condenser (TC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 10	Aliran 11	Aliran 12
C ₂ H ₅ OH	85,4512	0,2527	85,1984
H ₂ O	1.501,3512	1,7329	1.499,6183
C ₂ H ₄	10.608,6482	8.222,5325	2.386,1156
Total	12.195,4507	8.224,5182	3.970,9324
		12.195,4507	

4.11. Accumulator (ACC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 11	Aliran 13	Aliran 12
C ₂ H ₅ OH	85,4512	0,2527	85,1984
H ₂ O	1.501,3512	1,7329	1.499,6183
C ₂ H ₄	10.608,6482	8.222,5325	2.386,1156
Total	12.195,4507	8.224,5182	3.970,9324
		12.195,4507	

4.12. Reboiler (RB-01)

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

	Aliran 14	Aliran 15	Aliran 16
C ₂ H ₅ OH	272,6278	150,2124	122,4154
H ₂ O	12860,7613	7086,0191	5.774,7422
C ₂ H ₄	5,4953	3,0278	2,4675
		7239,2593	5.899,6252
Total	13.138,8845	13.138,8845	

BAB V
NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 60.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 jam operasi
Satuan	: Kilo Joule (kJ)
Temperatur Referensi	: 25°C

5.1. Vaporizer (VP-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q2	122.356,0491	-
Q3	-	15.034.994,6718
Q4	-	2.249.488,7158
Qs in	28.057.157,5608	-
Qs out		10.895.030,2224
Total	28.179.513,6100	28.179.513,6100

5.2. Compressor (CO-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q3	1.606.777,5191	-
Q5	-	6.287.421,2629
Qs in	4.680.643,7438	-

Total	6.287.421,2629	6.287.421,2629
--------------	-----------------------	-----------------------

5.3. Heater (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q5	6287421,2629	
Q6		11686139,5349
Qs In	5398718,2720	
Qs Out		-
Total	11.686.139,5349	11.686.139,5349

5.4. Reactor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q6	11.680.724,8437	
Q7		12.151.436,7179
Qr		1.228.950,9261
Qserap	1.699.662,8003	
Total	13.380.387,6440	13.380.387,6440

5.5. Compressor (CO-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q7	4.707.609,7577	
Q8		14.098.312,1380
Qs In	9.390.702,3803	

Qs Out 0,0000

Total	14.098.312,1380	14.098.312,1380
--------------	------------------------	------------------------

5.6. Chiller (CH-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q8	14.098.312,1380	
Q9		-165.215,7186
Qcw in	-15.616.932,0528	
Qcw out		-1.353.404,1961
Total	-1.518.619,9148	-1.518.619,9148

5.7. Distillation Column (KD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q9	-163.866,1741	
Q13		-122.475,8559
Q16		2.241.129,4707
Qc	1.448.253,2624	
Qv		-834.266,5265
Total	1.284.387,0883	1.284.387,0883

5.8. Total Condensor (TC-01)

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

Q10	-186.386,2239	
Q11	-	-63.901,4118
Q12	-	-122.484,8121
Qv	5.535.134,6904	-
Qc	-	-
Q _{CW in}	-5.941.725,1963	-
Q _{CW out}	-	-406.590,5059
Total	-592.976,7298	-592.976,7298

5.9. *Reboiler (RB-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₄	2.053.703,8899	
Q ₁₅		1.131.549,2542
Q ₁₆		2.241.129,4707
Q _v		2.458.951,3486
Q _{S in}	6.176.266,3858	
Q _{S out}		2.398.340,2021
Total	8.229.970,2757	8.229.970,2757

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 Brantas yang letaknya berdekatan dengan pabrik ini.

6.1.1. Unit Pengolahan Air

Air yang digunakan dalam unit utilitas berasal dari air Sungai Brantas. Dalam perancangan pabrik Etilena dari Dehidrasi Etanol 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 Brantas 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

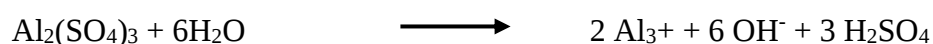
Kaporit digunakan sebagai pembunuh bakteri, jamur, dan mikroorganisme. Kaporit yang diinjeksikan berjumlah 1,2 % dari umpan dengan konsentrasi 33 % volume.

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 perpipaan.

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

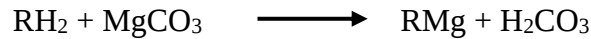
Unit demineralisasi air berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^{4-} , Cl^- , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*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.

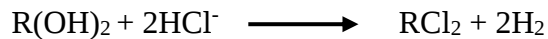
Reaksi:





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:

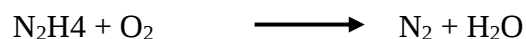


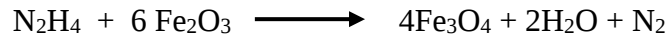
Kemudian dari Anion *Exchanger* dialirkan ke unit Deaerator.

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 Etilena dari 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	4.025,3813	kg/jam
2	P-02	4.025,3813	kg/jam
3	P-03	4.025,3813	kg/jam
4	P-04	4.025,3813	kg/jam
Total air pendingin		16.101,5252	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) = 16.101,5252 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 :

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \\ &= 0,00085 \times 16.101,5252 \text{ kg/jam} \times (302 - 86) ^\circ\text{F} \\ &= 2.956,2400 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

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 :

$$W_d = \text{Drift loss (kg/jam)}$$

$$W_c = \text{Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)} = 16.101,5252 \text{ kg/jam}$$

Maka :

$$\begin{aligned} W_d &= 0,2\% \times W_c \\ &= 0,2\% \times 16.101,5252 \text{ kg/jam} \\ &= 32,2031 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah total } \textit{make-up} \text{ air pendingin} &= W_e + W_d \\ &= 2.956,2400 + 32,2031 \\ &= 2.988,4430 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

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 116 orang.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan rumah tangga} &= 116 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 13.920 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kantor dan pabrik} &= (116 + 29) \times 120 \text{ liter/jam.} \\ &= 145 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 17.400 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

3. Laboratorium

Pada laboratorium terdapat 4 pegawai tiap shift, dengan jumlah 120 liter/jam. Sehingga didapatkan kebutuhan air domestik untuk laboratorium adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan laboratorium} &= 5 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 480.000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kantin dan masjid} &= 20 \% \times 17.400,0000 \text{ liter/jam} \\ &= 3.480 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

5. Poliklinik

Pada poliklinik terdapat 4 pegawai tiap shift, dengan jumlah 120 liter/jam. Poliklinik yang digunakan adalah 1 unit, sehingga kebutuhan air domestik adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan poliklinik} &= 4 \times 120 \text{ liter/jam} \\ &= 480.000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}\text{Air pemadam kebakaran dan cadangan} &= 40 \% \times 35.760,0000 \text{ liter/jam} \\ &= 14.304,0000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Tabel 6.4. Kebutuhan air domestik

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Kebutuhan rumah tangga	13.920,0000	liter/jam
2	Kantor dan pabrik	17.400,0000	liter/jam
3	Laboratorium	480,0000	liter/jam
4	Kantin dan Masjid	3.480,0000	liter/jam
5	Poliklinik	480,0000	liter/jam
6	Air pemadam dan cadangan	14.304,0000	liter/jam
Total		50.064,0000	liter/jam
		50.064,0000	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%. *Make-up* air umpan boiler untuk menghasilkan *steam* adalah sebagai berikut.

$$\text{Make-up} = 5 \% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5 \% \times 26.281,2744 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.314,0637 \text{ kg/jam}$$

Air Blowdown boiler masuk ke *Cooling Tower*

Air Blowdown boiler = 5% x make up umpan

$$= 5\% \times 1.314,0637$$

$$= 65,7032 \text{ kg/jam}$$

Tabel 6.5. Kebutuhan Air

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Air Pendingin	16.101,5252	kg/jam
2	Air Domestik	50.064,0000	kg/jam
3	Air Boiler	27.661,0413	kg/jam
Total		93.826,5665	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 Etilena meliputi:

Tabel 6.6. kebutuhan *steam* pemanas

No	Nama Alat	Jumlah <i>Steam</i> (kg/jam)
1	<i>Vaporizer</i> – 01	9.473,9869
2	<i>Reboiler</i> – 01	2.106,4021

Total	11.580,3890
-------	-------------

Digunakan Faktor keamanan sebanyak 10 %, sehingga jumlahnya sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam pemanas} &= (1 + 10 \%) \times 11.580,3890 \text{ kg/jam} \\ &= 12.738,4279 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

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.

$$\text{Daya turbin} = 5.256,7900 \text{ kW} = 7.049,4703 \text{ HP}$$

$$\text{Aliran Steam} = 10,02 \text{ lb/kW.jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kebutuhan steam} &= 5.256,7900 \times 10,02 \\ &= 23.892,0676 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah kebutuhan steam} \\ &= (1 + 10\%) \times 23.892,0676 \text{ kg/jam} \\ &= 26.281,2744 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel 6.7. Kebutuhan Steam Turbin

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Steam Pemanas (<i>saturated steam</i>)	12.738,4279
Steam Turbin (<i>Superheated steam</i>)	26.281,2744
Total	39.019,7023

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 (CO-01)	3.728,5000	kW
2	Compressor (C0-02)	596,5600	kW
3	Pump (P-01)	0,7457	kW
4	Pump (P-02)	0,7457	kW
5	Pump (P-03)	0,7457	kW
6	Pump (P-04)	0,7457	kW
Listrik peralatan		4.328,0428	kW

6.3.2. Pencahayaan

6.3.2.1 Pencahayaan Pabrik

Dalam menghitung energi listrik pada pabrik Etilena untuk penerangan menggunakan persamaan :

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

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	5.450	350	0.77	0.85	1.817.540,1070
Pusdiklat dan Perpustakaan	160	300	0.77	0.85	73.338,4263
Area proses produksi	14.301	1000	0.77	0.85	18.049.465,6134
Laboratorium	150	500	0.77	0.85	114.591,2911
Poliklinik	80	250	0.77	0.85	30.557,6776
Luas Perumahan Karyawan	2.325	250	0.77	0.85	888.082,5057
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	3.018	100	0.77	0.85	363.504,4582
Total					21.898.959,376

Dalam memenuhi kebutuhan pencahayaan di pabrik Etilena 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 (m²)	W/m²	Total (watt)
Pos Keamanan	50	4	22.9183
Parkir	200	4	800.000
Perkantoran	3.399	13	44.184,4000
Pusdiklat dan Perpustakaan	160	11	1.760
Area proses produksi	11.813	25	295.334,3811
Laboratorium	150	13	1.950
Poliklinik	80	15	1.200
Luas Perumahan Karyawan	1.450	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	5	2.250
Area perluasan	2.379	5	59.478,4170

Total	450.857,1981
--------------	---------------------

Dalam memenuhi kebutuhan pencahayaan di pabrik Etilena 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	<i>Lumen</i>	<i>Lumen Watt</i>	Jenis Lampu
Pos Keamanan	4.583,6516	22.9	Halogen
Parkir	30.557,6776	38.2	Merkuri
Perkantoran	1.817.540,1070	41.1	fluoresen kompak
Pusdiklat dan Perpustakaan	73.338,4263	41.7	fluoresen kompak
Area proses produksi	18.049.465,6134	61.1	Fluoresen tabung
Laboratorium	114.591,2911	58.8	Fluoresen tabung
Poliklinik	30.557,6776	25.5	Halogen
Luas Perumahan Karyawan	888.082,5057	76.4	fluoresen tabung
Masjid	122.230,7105	30.6	Merkuri
<i>Fire and Safety</i>	45.836,5164	20.9	Halogen
Gudang	55.003,8197	30.6	Merkuri
Area pengolahan limbah dan utilitas	305.576,7762	12.2	Pijar
Halaman, taman dan jalan	152.788,3881	30.6	Merkuri
Sarana Olahraga	206.264,3239	65.5	Fluoresen tabung
Area perluasan	363.504,4582	6.1	Pijar

Berdasarkan Tabel 6.9 dan Tabel 6.10., kebutuhan listrik untuk lampu pencahayaan sebesar 450.857,1981 Watt atau 450,857 kW.

Total kebutuhan Listrik total = Listrik Peralatan + Listrik Pencahayaan

$$= (4.328,0428 + 450,857) \text{ kW}$$

$$= 4.778,9000 \text{ kW}$$

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

$$= (1 + 10 \%) \times 4.778,9000 \text{ kW}$$

$$= 5.256,7900 \text{ kW}$$

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 Etilena dari dehidrasi etanol ini dipenuhi sendiri dengan menggunakan *boiler*, maka diperlukan adanya unit penyediaan bahan bakar yang akan menyuplai kebutuhan bahan bakar. Selain boiler pabrik Etilena 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 soalr 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 didapat data steam yang dipergunakan untuk menggerakkan turbin 9-stage adalah sebagai berikut :

$$\text{Daya turbin} = 5.256,7900 \text{ kW} = 7.049,4703 \text{ HP}$$

$$\text{Aliran Steam} = 10,02 \text{ lb/kW.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kebutuhan steam} &= 5.256,7900 \times 10,02 \\ &= 23.892,0676 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah kebutuhan steam} \\ &= (1 + 10\%) \times 23.892,0676 \text{ kg/jam} \\ &= 26.281,2744 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah *superheated steam* tekanan 60 bar, suhu 400°C, maka entalpi *superheated*nya 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 :

MP *steam* 250°C = HP *steam* masuk *header* x fraksi uap

$$= 26.281,2744 \times 0,8899$$

$$= 23.387,7061 \text{ kg/jam}$$

Kondensat = HP *steam* masuk *header* x fraksi cair

$$= 26.281,2744 \times 0,1101$$

$$= 2.893,5683 \text{ kg/jam}$$

Sisa *steam* berlebih = MP *steam* (250°C) – $\sum$ *Steam*

$$= 23.387,7061 - 12.738,4279$$

$$= 10.649,2782 \text{ kg/jam}$$

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%

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

Kebutuhan bahan bakar (boiler 1 power + MP)

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

$$= \frac{26.281,2744 \times 3.178,68}{0,8 \times 25.104,0000}$$

$$= 4.159,6838 \text{ kg/jam}$$

6.4.2 Boiler *Furnace* Penghasil Panas Pembakaran

Boiler *Furnace* penghasil panas pembakaran ini disuplai oleh boiler 1 yang berfungsi untuk menghasilkan power sekaligus MP *steam* proses.

Efisiensi boiler = 80%

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

Total Panas Pembakaran yang dihasilkan

$$\begin{aligned}
 &= \text{Massa bahan bakar kg/jam} \times \text{LHV bahan bakar} \\
 &= 4.159,6838 \text{ kg/jam} \times 25.104,0000 \text{ kJ/kg} \\
 &= 104.424.701,6747 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan bahan bakar untuk memanaskan Heater (HE-01) adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{\text{LHV BB} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) \times \text{Eff. pembakaran}} \\
 &= \frac{5.398.718,2720 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) \times 0,8} \\
 &= 268,8176 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan bahan bakar untuk memanaskan reaktor (R-01) 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 6.12. Kebutuhan Bahan bakar

No.	Nama alat	Kebutuhan	Kebutuhan Bahan
		Panas (kJ/kg)	Bakar (kg/jam)
1	Heater (HE-01)	84,6311	84,6311
2	Reaktor (R-01)	268,8176	268,8176
Total		4.328,0428	353,4487

6.4.3 Kebutuhan Bahan Bakar

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan bakar Boiler} &= (1+10\%) \times 4.159,6838 \text{ kg/jam} \\
 &= 4.575,6522 \text{ kg/jam} \\
 &= 4,5756 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan bahan bakar} &= (\text{Bahan bakar Boiler} + \text{Bahan bakar pemanas}) \\
 &= 4.964,4457 \text{ kg/jam} \\
 &= 4,9644 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

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 Asam Oksalat adalah Karbon

dioksida (CO_2). Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penyediaan pendingin CO_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 CO_2 adalah sebagai berikut.

1. Karbon dioksida melimpah dilingkungan
2. Biaya yang cukup murah
3. Koefisien perpindahan panas yang sangat baik
4. Relatif tidak sensitif terhadap kehilangan tekanan
5. Viskositas yang sangat rendah

Berikut ini adalah jumlah pendingin CO_2 yang dibutuhkan pada pabrik Asam Oksalat dari tandan kosong kelapa sawit oleh alat proses berdasarkan hasil perhitungan dari neraca massa, sebagai berikut.

Tabel 6.13. Kebutuhan *Refrigerant* CO_2

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	Chiller-01	231.442.031,3313	kg/jam
2	Total Condensor-01	702.006.214,5311	kg/jam
Total CO_2 pendingin		933.448.245,8624	kg/jam

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan } \textit{refrigerant} &= (1 + 10\%) \times \text{jumlah kebutuhan } \textit{Refrigerant} \\ &= (1 + 10\%) \times 933.448.245,8624 \text{ kg/jam} \\ &= 1.026.793.070,4486 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

BAB VII

SPESIFIKASI PERALATAN

7.1. *Storage Tank -01*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki Bahan Baku Etanol	
Kode Alat	T – 01	
Jumlah	4	
Fungsi	Tangki penyimpanan etanol input <i>vaporizer</i>	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder Vertikal	
Temperatur	30	°C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
OD	29,3734	m
ID	29,3713	m
Tebal Silinder	0,0021	m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	
Waktu Tinggal	2	hari

7.2. *Pump-01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-01
Kode Alat	P-01

Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan Ethanol ke <i>Vaporizer</i>

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	30 °C
Densitas	791,0447 kg/m ³
Laju alir massa	16.948,9739 kg/jam
Tekanan uap	1,4420 psi
Kapasitas	103,8149 gal/min

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	3 in	1 in
SN	40	40
ID	3,0680 in	1,0490 in
OD	3,5000 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
<i>Velocity</i>	0,2522 ft/s	0,6724 ft/s
Total friction loss	0,0031 ft.lbf/lb	1,1087 ft.lbf/lb
NPSH		45,0782 ft.lbf/lb
<i>Required motor driver</i>	1	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

7.3. Vaporizer-01

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Vaporizer (VP-01)	
Kode Alat	VP-01	
Jumlah	1	
Fungsi	Untuk menaikkan suhu dan mengubah fase etanol	
DATA DESIGN		
Tipe	silinder horizontal	
Tempreatur Design	98	
Tekanan Design	1	
DATA MEKANIK		
Laju Alir Uap	2,23865222	m ³
Laju Alir Liquid	0,00046984	m ³
Diameter Vessel	5,403874006	m
Panjang Vessel	16,21162202	m
Tebal dinding	1,003021759	cm
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	

7.4. Compressor-01

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-01
Kode Alat	CO-01
Jumlah	2 unit (1 cadangan)

Mengalirkan dan menaikkan tekanan etanol
 Fungsi menuju reaktor R-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>
Temperatur	247 °C
Tekanan	23,52 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

DATA MEKANIK

Rasio Panas	1,0027
Densitas	0,09117 lb/ft ³
Laju Volumetrik	6.259,8393 ft ³ /min
Tekanan Masuk	1 atm
Tekanan Keluar	18 atm
Efisiensi	75%
Power Compressor	642,3017 HP
Jumlah Stage	3

Stage 1		Stage 2		Stage 3	
Rc	18,0000	Rc	4,8497	Rc	2,8651
T1	269,1443	T1	269,1445	T1	269,1448
T2	269,1445	T2	269,1448	T2	269,1451

7.5. *Heater-01*

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	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	61,0212 Btu/jam ft F		
UD	6,3796 Btu/jam ft F		
Rd	0,1404		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	29 in	Length	16,45 ft
B	14,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	1,0556 psi	ΔP_t	5,9285 psi

7.6. *Reactor-01*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Jenis	Multi Tubular Fixed Bed Reaktor
Jumlah	1 Buah

Fungsi	Tempat reaksi pembentukan Etilen	
KONDISI OPERASI		
Tempreatur	430	C
Tekanan	18	atm
VESSEL		
	Silinder	Head
Jenis	Silinder	Elipsoidal
material	Stainless Steel 316	Stainless Steel 316
diameter	1,6453 m	1,6453 m
tebal dinding	0,0158 m	0,0158 m
volume silinder	4,2497 m3	
volume head	1,1654 m3	
tinggi total reaktor	8,8220 m	
volume total reaktor	5,4151 m3	
TUBE		
Jumlah	381,0000	tube
material	Stainless Steel 316	
panjang	7,9994	m
volume	0,0079	m3
diameter luar	0,0381	m
diameter dalam	0,0356	m
BWG	18	
a" (Flow area per tube)	0,0391	m2

7.7. Compressor-02

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-02
Kode Alat	CO-02
Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan input <i>Distillation Column (KD-01)</i>
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>
Temperatur	430 °C
Tekanan	25 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
DATA MEKANIK	
Rasio Panas	1,0027
Densitas	0,4827 lb/ft ³
Laju Volumetrik	1.182,3277 ft ³ /min
Tekanan Masuk	18 atm
Tekanan Keluar	25 atm
Efisiensi	75%
Power Compressor	22,0284 HP
Jumlah Stage	1
Stage 1	
Rc	1,3889
T1	430,0000

T2	440,0018
----	----------

7.8. Chiller-01

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Chiller-01	
Kode Alat		CH-01	
Fungsi		Mendinginkan input <i>Distillation Column</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		80 Btu/jam ft F	
UD		189,0534 Btu/jam ft F	
Rd		0,0364	
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	29 in	Length	16,45 ft
B	14,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	28,1800 psi	ΔPt	20,2113 psi

7.9. Distillation Column-01

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Kolom Destilasi-01	
Kode Alat	KD-01	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Memisahkan Etilena dari etanol dan air	
DATA DESAIN		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	25 atm	25 atm
Temperatur	15,2794 °C	223,8913 °C
DATA MEKANIK		
Tinggi	14,7452 m	
Stage	27 stage	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	0,8518	0,5291
Tray spacing		
t silinder	0,02064	0,0323
t head	0,02060	0,02060
Material	Carbon steel	
PELAT		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Active Area	0,4328 m ²	0,1670 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm

<i>Hole Area</i>	0,04328 m ²	0,01670 m ²
Panjang Weir	45 mm	45 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	2203 holes	846 holes

7.10. *Total Condensor -01*

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Total Condensor-01		
Kode Alat	TC-01		
Fungsi	Merubah fase Etilena menjadi liquid dan refluks		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel		
UC	563 Btu/jam ft F		
UD	150,0761 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
ΔPs	1,3365 psi	ΔPt	1,1047 psi

7.11. 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	15,2794 °C
Tekanan	1 atm
Kapasitas	12.195,4507 kJ/jam
DATA MEKANIK	
Diameter	4,2214 m
Panjang	16,8857 m
Tebal dinding	0,0085 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.12. Storage Tank -02

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Produk Etilena
Kode Alat	T – 02
Jumlah	2

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	0,0992 psi	ΔP_t	0,1653 psi

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Etilena dari Etanol yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk:

Bentuk Perusahaan : PT (Perseroan Terbatas)

Status Perusahaan : PMDN (Penanaman Modal Dalam Negeri)

Lokasi : Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur

Kapasitas Produksi : 60.000 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 etilen dari dehidrasi etanol 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 etilen dari dehidrasi etanol ini direncanakan beroperasi 300 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah *shut down*. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan *Non-shift*

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

Jam kerja karyawan *non-shift* ditetapkan sesuai UU Cipta Kerja No.11/2020 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur. Perincian jam kerja *non-shift* 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) = 200.000 ton/tahun = 666,6667 ton/hari

Masukkan harga (P) ke persamaan:

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

$$M = 15,2 \times (200)^{0,25}$$

$$= 57,1612 \text{ Pekerja}$$

= 58 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:

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{M}{\text{Time work}} \times \text{PS} \\
 &= \frac{58}{8 \text{ Jam}} \times 8 \\
 &= 58 \text{ Pekerja/hari} \\
 &= 58 \text{ Pekerja/hari}
 \end{aligned}$$

Jadi, jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk *direct operating labor* adalah 58 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 etilen 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
Analisis	2
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	6
	Kepala Seksi <i>Execution</i>	1
	Staff	6

Tabel 8.4. Jumlah Karyawan (lanjutan)

Posisi Jabatan		Jumlah
II	Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1
	Kepala Seksi IT	1
	Ahli IT	3
	Kepala Seksi Instrumentasi	1
	Instrumentasi	2
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	2
Perawat	2
Satpam	8
Pemadm Kebakaran	4
Supir	4
Penjaga Gudang	2
Jumlah Karyawan	116

Tabel 8.5. Jumlah Karyawan *Shift*

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

Instrumentasi	4	<i>Shift</i>
Jumlah Karyawan	40	

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	3	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Instrumentasi	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pendanaan Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pendapatan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer SDM dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pemasaran	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Penjualan dan promosi	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>
Dokter	4	<i>Non-Shift</i>
Perawat	4	<i>Non-Shift</i>
Satpam	8	<i>Non-Shift</i>
Pemadam Kebakaran	4	<i>Non-Shift</i>
Supir	4	<i>Non-Shift</i>
Penjaga Gudang	4	<i>Non-Shift</i>
Jumlah Karyawan	76	

8.6 Sistem Penggajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian, dan resiko kerja. Berdasarkan Keputusan Gubernur Jawa timur Nomor 188/889/KPTS/013/2022 Tahun 2023, jumlah upah minimum provinsi (UMP) untuk Provinsi Jawa timur Mojokerto adalah sebesar Rp. 2.710.452. Perincian gaji karyawan pada pabrik pembuatan etilen ini dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 8.7. Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	General Manager	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	3	7.000.000,00	21.000.000,00
15	Instrumentasi	4	8.000.000,00	32.000.000,00
16	Dokter	2	10.000.000,00	20.000.000,00
17	Perawat	2	3.200.000,00	6.400.000,00
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	2	2.900.000,00	5.800.000,00
22	Sekretaris	3	3.000.000,00	9.000.000,00
Total		116		1.146.200.000,00

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 Penyelenggaraan 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 etilen dari bahan etanol. 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 etilen , 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 etilen dari dehidrasi etanolada 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 menghindari 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 listrik 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 etilen dari dehidrasi etanolpekerja/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 akan menyebabkan	Pompa, Reaktor, <i>heat exchanger</i> , utilitas	 

		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), <i>heat exchanger</i> (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>	(Dapat menahan	Reaktor
	<i>Ear muff</i>	suara sampai 39dB) (dapat menahan suara sampai 41dB)	



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 etilen dari dehidrasi etanol yaitu:

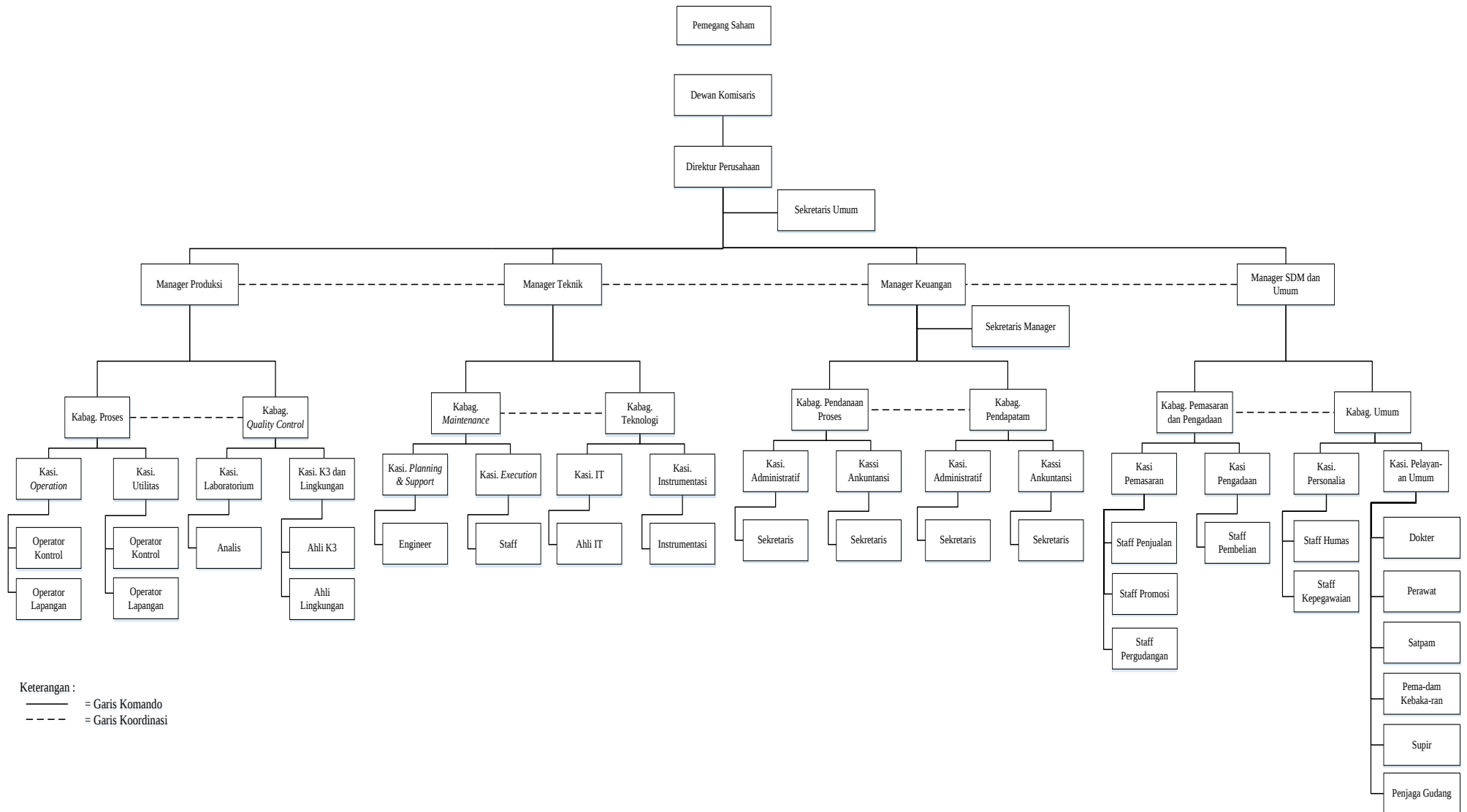
1. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
2. Suku cadang mudah diperoleh
3. Mudah dalam pengoperasian
4. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

Sistem pengontrolan yang dipasang pada peralatan pabrik etilen dari TKKS sebagai berikut:

Tabel 8.9. Sistem Pengontrolan pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
			<i>Temperature controller</i>
1.	Reaktor	R-01	<i>Pressure Indicator</i>
			<i>Flow controller</i>
2.	Heater	H-01	<i>Temperature controller</i>
3.	Chiller	CH-01	<i>Temperature controller</i>
			<i>Flow controller</i>
5.	Pompa	P-01	<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
6.	Kompresor	CO-01 dan CO-02	<i>Pressure controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
			<i>Flow controller</i>
8.	Tangki	T-01 dan T-02	<i>Pressure controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
			<i>Level controller</i>

			<i>Temperature controller</i>
15.	Kolom Destilasi	KD-01	<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
16.	Total Condensor	TC-01	<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
17.	Accumulator	ACC-01	<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
	Reboiler	RB-01	<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
			<i>Temperature Controller</i>
18.	Vaporizer	VP-01	<i>Flow controller</i>
			<i>Level 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 3 jenis, yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan limbah yaitu metode penanganan limbah yang tepat dan efisien sehingga tidak mencemari lingkungan,

Dalam pembuatan Etilen, limbah yang di hasilkan di klasifikasikan menjadi limbah cair dan padat. Pada limbah cair, instalasi pengolahan air limbah (IPAL) dirancang untuk mengelola air limbah cair dari aktivitas proses, maupun operasional pabrik. Limbah cair di proses dengan sistem biofilter anaerob – aerob yang didesain berdasarkan kapasitas buangan limbah proses dan limbah domestik dengan karyawan sebanyak 116 orang, sedangkan limbah padat dan gas yang dihasilkan, akan diserahkan kepada pihak ketiga.

9.1. Limbah Cair

Limbah cair berasal dari buangan limbah cair oleh karyawan pabrik sebanyak 116 orang, dimana berdasarkan limbah hasil karyawan diperhitungkan mengkonsumsi air sebanyak 120 liter/orang/hari dikali dengan 0,8 liter/orang/hari.

Limbah Cair Domestik = 116 orang x 120 liter/orang/hari

$$= 13.920 \text{ liter/hari} \times 0,8 \text{ liter/orang/hari}$$

$$= 11,136 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Berdasarkan Peraturan pemerintah lingkungan hidup nomor 5 tahun 2014 tentang baku mutu air limbah, kadar etanol yang diizinkan maksimal sebesar 1,5 kg/ton. Pada pabrik pembuatan etilena dari dehidrasi etanol ini kadar etanol pada hasil akhir destilasi adalah 0,000021 kg/ton sehingga aman apabila digunakan untuk mencukupi kebutuhan air domestik.

Limbah cair domestik diolah dengan kapasitas IPAL yang direncanakan pada pabrik Etilena adalah sebagai berikut.

Kapasitas Pengolahan = 11,136 m³/hari

BOD air limbah rata-rata : 300 mg/liter

Konsentrasi SS : 300 mg/liter

Total efisiensi pengolahan : 85-90 %

BOD air olahan : 30 mg/l

SS air olahan : 30 mg/l

9.1.1. Desain Bak Pemisah Lemak/ Minyak

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

Kapasitas Pengolahan : 11,136 m³/hari

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

$$\begin{aligned} \text{Volume bak yang diperlukan} &= \frac{30}{60 \times 24} \text{ hari} \times 11,136 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 0,2320 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi Bak direncanakan	:
Panjang	: 3 m
Lebar	: 3 m
Tinggi	: 3 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 27 m ³
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

$$\text{Volume bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 11,136 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 0,9280 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 4 m
Lebar	: 3 m
Tinggi	: 3 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 36 m ³
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 20 cm

9.1.3. Desain Bak Pengendapan Awal

Debit Air Limbah : 11,136m³/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

$$\text{Voluma bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 11,136 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 0,9280 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang : 4 m

Lebar : 2,5 m

Tinggi : 3 m

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

Volume efektif : 30 m³

Konstruksi : Beton K275

Tebal dinding : 20 cm

9.1.4. Bak Biofilter Anaerob

Debit air limbah : 11,136 m³/hari

BOD masuk : 225 mg/liter

Efisiensi : 80 %

BOD keluar : 75 mg/liter

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

$$\begin{aligned}\text{Beban BOD di dalam air limbah} &= 11,136 \text{ m}^3/\text{hari} \times 225 \text{ g/m}^3 \\ &= 2.505,6 \text{ g/hari} \\ &= 2,5056 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{2,5056 \text{ kg/hari}}{3 \text{ kgBOD/m}^3.\text{hari}} = 0,8352 \text{ m}^3$$

Volume media = 40 % dari total volume reaktor

$$\text{Volume reaktor diperlukan} = \frac{100}{40} \times 0,8352 \text{ m}^3 = 2,0880 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal di dalam reaktor anaerob} = \frac{2,0880 \text{ m}^3}{11,136 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}} = 4,5 \text{ jam}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 4 m
Lebar	: 2 m
Tinggi	: 3 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 24 m ³
Jumlah ruang	: Di bagi menjadi 3 ruangan
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 20 cm

Dilakukan Pengecekan pada waktu tinggal :

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

$$td = \frac{24 \text{ m}^3}{11,136 \text{ m}^3/\text{hari}} = 2,1551 \text{ hari}$$

Jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 2,1551 hari

$$= 2,1551 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 51,7241 \text{ jam}$$

$$\text{Beban BOD per volume media} = \frac{0,8352 \text{ kg BOD}/\text{hari}}{(4 \times 2 \times 3) \text{ m}^3} / 3 = 0,41 \text{ kg BOD}/\text{m}^3 \cdot \text{hari}$$

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 : 11,136 m³/hari

BOD masuk : 75 mg/liter

Efisiensi : 50 %

BOD keluar : 30 mg/liter

$$\text{Beban BOD di dalam air limbah} = 11,136 \text{ m}^3/\text{hari} \times 75 \text{ g}/\text{m}^3$$

$$= 835,2 \text{ g}/\text{hari}$$

$$= 0,8352 \text{ kg}/\text{hari}$$

$$\text{Jumlah BOD dihilangkan} = \frac{50}{100} \times 0,8352 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,4176 \text{ kg}/\text{hari}$$

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

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{0,4176 \text{ kg}/\text{hari}}{0,3 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{hari}} = 1,3920 \text{ m}^3$$

Volume media = 50% dari total volume reaktor.

$$\text{Volume reaktor yang diperlukan} = \frac{100}{50} \times 1,3920 \text{ m}^3 = 2,7840 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal di dalam reaktor aerob} = \frac{2,7840 \text{ m}^3}{11,136 \text{ m}^3/\text{hari}} \times 24 \text{ jam}/\text{hari}$$

$$= 6 \text{ jam}$$

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 3 Kg/hari. Faktor keamanan di tetapkan $\pm 1,4$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan oksigen teoritis} &= 1,4 \times 2,7840 \text{ Kg/hari} \\ &= 3,8976 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

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

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

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 : $\frac{3}{4}$ 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,

$$\text{jumlah diffuser yang diperlukan} = \frac{199,005 \text{ liter/menit}}{193 \text{ liter/menit}} = 2 \text{ buah.}$$

9.1.6. Bak Pengendapan Akhir

Kapasitas Pengolahan : 11,136 m^3/hari

BOD masuk : 75 mg/liter

BOD keluar : 30 mg/liter

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

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

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

Dimensi Bak direncanakan

Panjang : 4 m

Lebar : 2 m

Kedalaman air efektif : 3 m

Ruang bebas (*Free board*) : 0.5 m

Volume efektif : 24 m^3

Tebal dinding : 20 cm

Digunakan pengecekan pada waktu tinggal :

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

$$td = \frac{24 \text{ m}^3}{11,136 \text{ m}^3\text{/hari}} = 2,1551 \text{ jam}$$

jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 2,1551 jam

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

$$= \frac{11,136 \text{ m}^3\text{/hari}}{4 \text{ m} \times 2 \text{ m}} = 1,392 \text{ m}^3\text{/m}^2\text{hari}$$

9.2. Limbah Cair Komunal

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

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

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

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

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

Debit puncak (Q peak) menggunakan rumus:

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

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

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

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

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

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

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

9.2.1. Sistem Jaringan Pemipaan

A. Pipa dari kloset (*black water*)

$$\text{Diameter pipa minimal} = 75 \text{ mm}$$

$$\text{Bahan} = \text{PVC}$$

$$\text{Asbes} = \text{Semen}$$

$$\text{Kemiringan pipa} = 1 - 3\%$$

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

$$\text{Diameter pipa minimal} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Bahan} = \text{PVC}$$

$$\text{Asbes} = \text{Semen}$$

$$\text{Kemiringan} = 0,5 - 1 \%$$

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

9.2.2. Perencanaan Teknis IPAL komunal

Kapasitas IPAL yang direncanakan yaitu:

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

Dimana :

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

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

Jadi,

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas IPAL} &= Q_{\text{peak}} \times P_n \\
 &= 88,2 \text{ liter/orang/hari} \times 116 \text{ orang} \\
 &= 16.954,56 \text{ liter/ hari}
 \end{aligned}$$

Desain bak pemisahan lemak/minyak :

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

Dimana, *Retention time* = ± 30 menit

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{30 \text{ menit}}{6 \times 24} \times 16.954,56 \text{ liter/ hari} \\
 &= 3.532,2 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

Desain bak ekualisasi :

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

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

$$\begin{aligned}
 \text{Volume yang diperkirakan} &= \frac{HRT}{24} \times \text{Kapasitas pengolahan} \\
 &= \frac{4 \text{ jam}}{24} \times 16.954,56 \text{ liter/orang/hari} \\
 &= 2.825,76 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

Reaktor *Biofilter* Anaerob :

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

$$\begin{aligned}
 \text{BOD yang digunakan} &= \frac{300 \text{ mg/l}}{16.954,56 \frac{\text{liter}}{\text{orang}}/\text{hari}} \\
 &= 0,0176 \text{ mg/hari}
 \end{aligned}$$

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 Cair Proses

Limbah cair hasil proses produksimerupakan limbah yang sangat penting untuk diolah, hal ini dikarenakan limbah tersebut merupakan limbah yang mengandung berbagai macam senyawa kimia yang apabila dibuang namun tidak diolah terlebih dahulu akan menimbulkan dampak buruk bagi lingkungan.

Pada pabrik pemuatan etilena ini, limbah cair hasil proses yang dihasilkan berupa 99,97% air, dan 0,3 % berupa etanol dan sangat sedikit sekali etilena. Walaupun demikian konsentrasi etanol sangat kecil, namun tetap harus diolah karena belum memenuhi baku mutu air limbah yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Berdasarkan peraturan menteri lingkungan hidup, nomor 5 tahun 2014, standar baku mutu air limbah untuk usaha atau kegiatan industri petrokimia hulu adalah sebagai berikut :

Tabel 9.1. Standar baku mutu air limbah industri petrokimia hulu

Parameter	Satuan	Kadar tertinggi
pH	-	6-9
COD	mg/l	100
BOD	mg/l	200
TSS	mg/l	150
Minyak dan Lemak	mg/l	15

Fenol	mg/l	1
Cr	mg/l	1
Cu	mg/l	3
Zn	mg/l	10
Ni	mg/l	0,5
Kuantitas air limbah paling tinggi	m ³ /ton bahan baku	0,6

Sumber : Permen LH RI, No.5 th.2014

Berikut tahapan pengolahan limbah hasil destilasi etilena ;

1) Unit Screen

Dalam pengolahan air limbah distilasi ini bak penampung di setiap industri terletak didalam ruangan dan terhindar dari adanya sampah, kayu atau partikel yang besar. Maka dari itu saringan yang cocok untuk digunakan adalah saringan jenis mesh. Dalam perencanaan ini akan digunakan saringan mesh berbentuk silinder dengan spesifikasi sebagai berikut:

a. Direncanakan: Jenis saringan : Wedge wire screen

b. Hasil perencanaan:

Nama Saringan : Wedge Wire Screen

Ukuran Bukaannya : 0,1 mm

Bahan : Stainless Steel

Diameter : 20 cm

Tinggi : 80 cm

Bentuk : Silinder

Merek : Lehrer, China

2) Unit Bak Penampung

Bak penampung akan digunakan sebagai penyimpanan sementara air limbah sebelum dipompakan ke unit ABR.

a. Direncanakan:

Produksi air limbah rerata per jam : 5971,14 kg

Faktor peak : 1,6

Faktor safety : 20% P:L : 1:1

Kedalaman : 3 m

b. Hasil perencanaan:

Panjang : 2 m

Lebar : 2 m

Kebutuhan head pompa : 3,2 m

Spesifikasi pompa : HCP F-21P

3) Unit Anaerobic Baffled Reactor

Anaerobic Baffle Reactor (ABR) merupakan salah satu jenis pengolahan suspended growth yang memanfaatkan sekat (baffle) dalam pengadukan yang bertujuan memungkinkan terjadinya kontak antara air limbah dan mikroorganisme.

a. Direncanakan:

Periode pengurasan : 2 – 3 tahun

Td tangki pengendap : 2 – 6 jam

SS/COD : 0,35 – 0,45

Organic Loading Rate (OLR) : $<3 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{hari}$

Hydraulic Retention Time : : 8 – 20 jam

Kecepatan Aliran : $<0,6 \text{ m/jam}$

Panjang Kompartemen : 50 – 60% kedalaman

b. Hasil perencanaan zona pengendap:

Debit Rencana : $0,000436 \text{ m}^3 / \text{detik}$

Waktu Detensi : 3 jam

Kedalaman : 3 m

Luas Permukaan : $9,4 \text{ m}^2$

Lebar : 1,5 m

Panjang : 6,3 m

Removal BOD : 39%

Removal COD : 60%

Removal TSS : 60%

c. Hasil perencanaan zona kompartemen:

Debit Rencana : $0,000436 \text{ m}^3 / \text{detik}$

Kecepatan aliran : $0,6 \text{ m/jam}$

Luas Permukaan : $15,68 \text{ m}^2$

Kedalaman : 3 m

Lebar : 10,5 m : 1,5 m (per kompartemen)

Panjang : 1,5 m

HRT : 30 jam

Removal BOD : 85%

Removal COD : 80%

Removal TSS : 20%

4) Unit Moving Bed Bioreactor

Moving Bed Bioreactor (MBBR) merupakan proses pengolahan yang sederhana yang menggunakan kombinasi antara sistem terlekat dan tersuspensi. Teknologi MBBR menggunakan media biofilm sebagai media tumbuh mikroorganisme dalam reaktor dengan aerasi.

a. Direncanakan:

Jumlah bak : 1 unit

Removal Flux : 15 g./m² .hari (96%removal)

P:L : 1:1 MLSS : 3500 mg/L

MLVSS/MLSS : 0,8

Jenis Media : Kaldness K3 Luas

Permukaan media : 500 m² /m³

b. Hasil Perencanaan:

- Perhitungan Bak BOD Flux :

BOD removal flux/(%removal/100) : 15,7 g BOD/m² .hari

Area Media : BOD flux x BOD in / Q : 15,7 x 1682 / 0,000361 x 60

x 60 x 6 : 833 m²

Volume media : Area media / Luas biofilm : 833 / 500 : 1,66 m³

Volume bak : Volume media / 60% : 1,66 / 0,6 : 2,7 m³ H

rencana : 2 m

As bak : 1,38 m²

P bak : 1,2 m

L bak : 1,2 m

HRT : 8,8 jam

- Kebutuhan Oksigen

$$\begin{aligned} P_{x \text{ bio}} &: yQ(S_o - S_e) / 1 + (k_d \times \text{srt}) \\ &: 0,72 \times 7,8 \times (1,682 - 0,1682) / 1 + (0,1 \times 6) \\ &: 5,6 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Kebutuhan O₂ : $Q(S_o - S_e) - R_e(P_{x \text{ bio}})$

$$\begin{aligned} &: (7,8 (1,682 - 0,1682)) - 1,42(5,6) \\ &: 4,5 \text{ kg/hari} : 0,7 \text{ kg/jam (6 jam operasi)} \end{aligned}$$

- Diffuser Udara

Faktor Keamanan : 1,5

Kandungan O₂ dalam udara : 20%

Densitas udara : 1,157 kg/m³

Efisiensi diffuser : 27%

Jenis Diffuser : Coarse bubble

SOTR : 0,21 kg O₂/jam

Jumlah diffuser : 4 difuser

SAE : 7,5 kg O₂/kwh

Kebutuhan energi : 4,5 / 7,5 : 0,6 kwh

- Produksi Lumpur

$$P_{x \text{ TSS}} : P_{x \text{ bio}} / (\text{MLVSS}/\text{MLSS})$$

$$: 5,6 / 0,8$$

$$: 7 \text{ kg/hari}$$

5) Unit Bak Pengendap

Bak pengendap digunakan untuk mengendapkan lumpur hasil dari pengolahan pada unit MBBR.

a. Direncanakan : $X \text{ MLSS} : 3500 \text{ mg/L } Q$

$$: 0,000361 \text{ m}^3 / \text{detik } X_r$$

$$: 9000 \text{ mg/L}$$

$$\text{Jumlah bak} : 1 \text{ F}$$

$$\text{reeboard} : 0,3 \text{ m}$$

$$\text{SLR} : 50 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hari}$$

b. Hasil Perencanaan:

$$\text{Volume} : \text{SLR} \times \text{MLSS} / Q$$

$$: 50 \times 3500 / 0,000361 \times 60 \times 60 \times 6$$

$$: 0,54 \text{ m}^3$$

$$\text{Kedalaman} : 1,5 \text{ m } A_s : 0,36 \text{ m}^2$$

$$\text{MBBR} : \text{MLSS} \times \text{Volume media} : 3500 \times 1,66$$

$$: 5,8 \text{ kg}$$

$$\text{Lebar} : 0,45$$

$$\text{Panjang} : 0,85$$

$$\text{OFR} : A_s / Q$$

$$: 0,38 / 7,8$$

$$: 20,4 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{hari}$$

Waktu Detesi : V / Q : 1,68 jam

Densitas : 1015 kg/m³ %solid : 3%

Volume : 0,191 m³ /hari

6) Unit Bak Penampung Lumpur

Penampung lumpur digunakan sebagai tempat penyimpanan lumpur IPAL sementara. Berdasarkan Lampiran 9 Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No 22 Tahun 2021 tentang penyelenggaraan perlindungan dan pengelolaan lingkungan hidup lumpur IPAL dari fasilitas IPAL terpadu di kawasan industri tergolong sebagai limbah B3 kategori 2 dengan kode limbah B108d. Akan tetapi ada kemungkinan bahwa lumpur ini dapat dimanfaatkan kembali. Pemanfaatan lumpur IPAL ini perlu dikaji lebih lanjut.

a. Direncanakan:

Waktu penyimpanan : 26 hari kerja (1 bulan)

Lumpur BP2 : 0,19 m³ /hari

Total lumpur : 0,19 m³ /hari

b. Hasil Perencanaan:

Volume lumpur : 4,9 m³ /bulan

Kedalaman : 2 m P:L : 1:1

Panjang : 1,6 m

Lebar : 1,6

9.4. Limbah Padat

Pada pabrik Etilen ini dihasilkan limbah padat berupa *fly ash* dari proses pembakaran batubara pada boiler. Limbah padat berupa *fly ash* ini akan diberikan

kepada pihak ketiga, yaitu 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 Etilena dari segi ekonomi. Parameter yang diambil dalam menentukan layak tidaknya pendirian pabrik pembuatan Etilen 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	= 60.000 ton/tahun	
	= 600.000.000 kg/tahun	
Harga jual Etilena	US \$ 6,20 /kg	
Harga jual Abu	US \$ 0,1777 /kg	
Hasil penjualan produk per tahun	US \$ 371.910.363,3260	
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	US \$ 363.922.883,8649	—
<i>Net Profit Before Tax (NPBT)</i>	US \$ 7.987.479,4611	
<i>Income Tax (35% NPBT)</i>	US \$ 2.795.617,8114	—
<i>Net Profit After Tax (NPAT)</i>	US \$ 5.191.861,6497	
<i>Depreciation</i>	US \$ 1.003.482,6776	+
<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	US \$ 6.195.344,3273	

Uang tunai yang diperoleh setiap tahun (ACF) adalah sebesar US \$ 15.098.525,2844 Kelayakan keuntungan yang didapat setiap tahun dapat diketahui dari perbandingan %ACF terhadap TCI.

$$\begin{aligned}\% \text{ ACF terhadap TCI} &= \frac{\text{ACF}}{\text{TCI}} \times 100\% \\ &= \$ 6.195.344,3273 / \$ 12.264.788,2814 \times 100\% \\ &= 50,5133 \%\end{aligned}$$

Karena %ACF terhadap TCI (50,5133%) jauh lebih besar dari bunga bank (14 %), maka dari segi keuntungan, pabrik Etilena 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:

$$\begin{aligned}\text{Total Capital Investment (TCI)} &= \text{US\$ } 12.264.788,2814 \\ \text{Annual Cash Flow (ACF)} &= \text{US\$ } 6.195.344,3273 \\ \text{Bunga Modal (Bank BRI)} &= 14 \%\end{aligned}$$

Tabel 10.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI

TAHUN KE-	PINJAMAN	BUNGA	TOTAL HUTANG	ANGSURAN	SISA HUTANG
0	9.198.591,2111	-	9.198.591,2111	-	9.198.591,2111
1	9.198.591,2111	1.287.802,7696	10.486.393,9806	5.586.209,8775	4.900.184,1031
2	4.900.184,1031	686.025,7744	5.586.209,8775	5.586.209,8775	0,00
Total		1.973.828,5440	25.271.195,0692	11.172.419,7551	14.098.775,3142

Dari tabel di atas dapat dihitung lama pengangsuran modal TCI:

Total Capital Investement = US\$ 12.264.788,2814

Modal awal yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik Etilena sebesar US\$ 12.264.788,2814

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 =

dengan:

FCI (*Fixed Capital Investment*) = US \$ 11.038.309,4533

Total bunga + TCI = US \$ 14.238.616,8254

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 6.195.344,3273

$$\begin{aligned}\text{POT (Pay Out Time)} &= 4,0800 \text{ tahun} \\ &= 4 \text{ Tahun}\end{aligned}$$

Karena POT (4 tahun) kurang dari setengah umur pabrik, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

10.3. Total Modal Akhir

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

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

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

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

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

Keterangan:

CCP = *Cummulative Cash Position*

CR = *Capital Recovery*

- 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:

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

Keterangan :

n (umur pabrik) = 11 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 6.195.344,3273

TCI (*Total Capital Investment*) = US\$ 12.264.788,2814

CCP = n . ACF - TCI

= (11 US \$ 6.195.344,3273) - US\$ 12.264.788,2814

= US \$ 55.883.999,3187

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:

$$CR = WC + SV + L$$

Keterangan:

WC (*Working Capital*) = US \$ 2.444.577,8851

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

L (*Land*) = US \$ 1.277.089,8480

CR = US \$ 2.452.957,6563 + US \$ 0 + 1.277.089,8480

= US \$ 3.730.047,5042

NPOTLP = CCP + CR

$$= \text{US \$ } 55.883.999,3187 + \text{US \$ } 3.730.047,5042$$

$$= \text{US \$ } 59.614.046,8229$$

$$\text{TCI} + \text{bunga} = \text{US\$ } 12.222.889,4255 + \text{US \$ } 1.967.085,5692 \quad (\text{Tabel 10.1.})$$

$$= \text{US \$ } 14.238.616,8254$$

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapat sebesar US \$ 59.614.046,8229 karena nilai tersebut lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI, yaitu US \$ 14.238.616,8254, 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:

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

Keterangan:

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

$$\text{ACF (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 6.195.344,3273$$

$$\Sigma \text{Angsuran TCI} = \text{US \$ } 12.264.788,2814$$

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

$$= (11 \cdot \text{US \$ } 6.195.344,3273) - \text{US \$ } 12.222.889,4255$$

$$= \text{US \$ } 56.976.367,8450$$

Nilai TCS yang didapat sebesar US \$ 56.976.367,8450. Nilai ini lebih besar dari TCI, yaitu US \$ 12.264.788,2814. 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:

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

Dengan:

Net Profit After Tax = US \$ 5.191.861,6497

TCI = US \$ 12.264.788,2814

ROI = 42,33 %

Nilai *Rate of Return on Investment (ROI)* yang diperoleh adalah 42,33%. 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:

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

Keterangan :

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 12.264.788,2814

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 6.195.344,3273

WC (*Working Capital*) = US \$ 2.444.577,8851

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 50,0466 %. Pabrik ini layak didirikan karena nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR) lebih besar dari bunga bank.

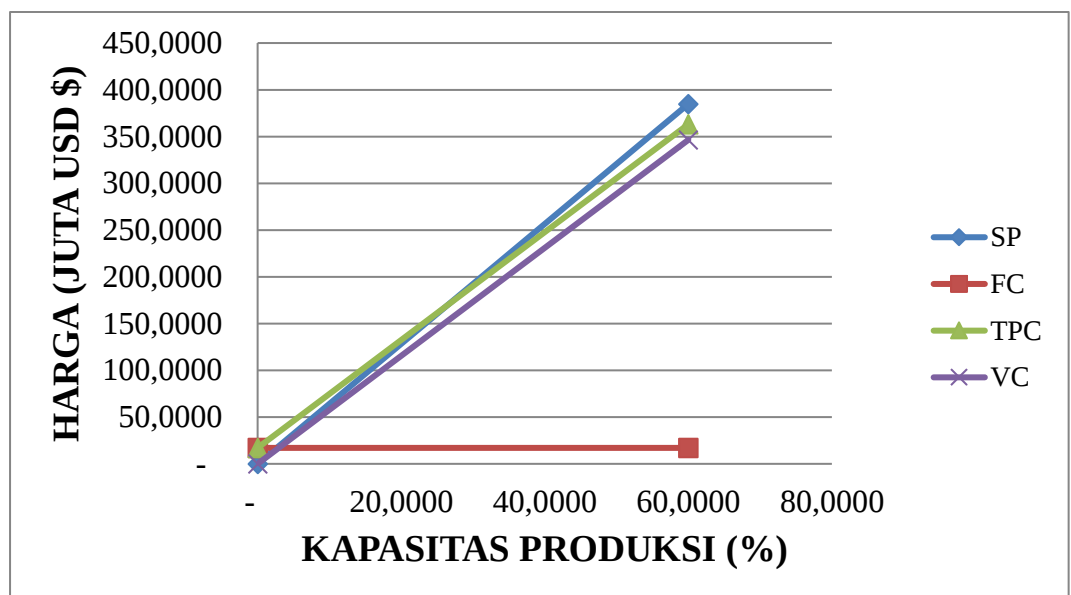
10.5. Break Even Point (BEP)

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 20% hingga 40%. Titik impas (BEP) dapat ditentukan secara

grafis atau matematis. Langkah–langkah penentuan *Break Even Point* (BEP) secara grafis adalah sebagai berikut:

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

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



Gambar 10.1. *Break Even Point*

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

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

dengan:

$$\text{Fixed Charge} = \text{US \$ } 1.332.294,9474$$

$$\text{Plant Overhead Cost} = \text{US \$ } 649.677,2028$$

$$\text{General Expenses} = \text{US \$ } 7.262.491,3217$$

$$\begin{aligned} \text{Fixed Cost} &= \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{US \$ } 16.738.847,8576 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Selling Price} &= \text{Total Income} \\ &= \text{US \$ } 371.910.363,3260 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Variable Cost} &= \text{Direct Production Cost} \\ &= \text{US \$ } 347.184.036,0074 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{US \$ } 16.738.847,8576}{\text{US \$ } 371.910.363,3260 - \text{US \$ } 347.184.036,0074} \times 100\% \\ &= 67,6965 \%. \end{aligned}$$

Dari perhitungan *Break Even Point* (BEP) didapat nilai BEP 67,6965 %.
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 \$ 15.098.525,2844 50,5133 %	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
2.	<i>Pay Out Time</i> (POT)	4,0800 tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11	Layak didirikan

tahun)				
3.	<i>Net Profit Over</i>		Lebih besar dari TCI	
	<i>Total Lifetime of</i>	US \$	+ total bunga	Layak
	<i>The Project</i>	59.614.046,8229	pinjaman	didirikan
	<i>(NPOTLP)</i>		(>US \$	
			14.189.974,9948)	
4.	<i>Total Capital Sink</i>	US\$	Lebih besar dari <i>Total</i>	
	<i>(TCS)</i>	56.976.367,8450	<i>Capital Investment</i>	Layak
			(>US \$	didirikan
			12.222.889,4255.)	
5.	<i>Rate of Return on</i>			
	<i>Investment</i>	42,33%	Lebih besar dari	Layak
	<i>(ROI)</i>		bunga bank (>14 %)	didirikan
6	<i>Rate of Return</i>			
	<i>based on</i>	50,0466 %.	Lebih besar dari	Layak
	<i>Discounted Cash</i>		bunga bank (>14 %)	didirikan
	<i>Flow (DCF)</i>			
7	<i>Break Even Point</i>			Layak
	<i>(BEP)</i>	67,6965 %.	40% < BEP < 70%	didirikan

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

BAB XI

TUGAS KHUSUS

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).

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.

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.

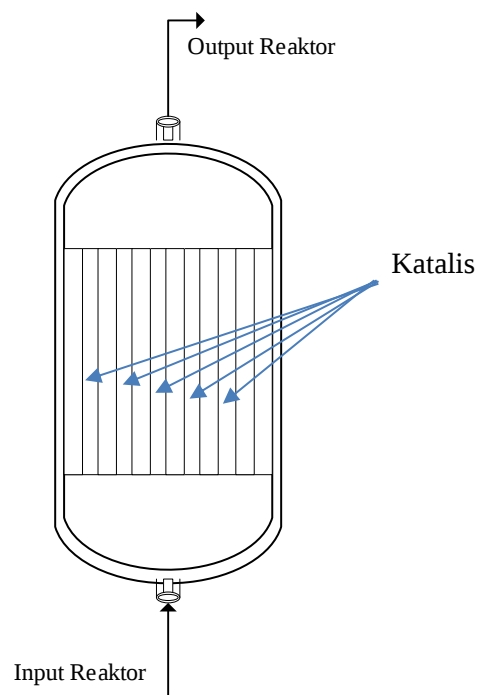
Reaktor Fixed Bed Multitube

Fungsi : sebagai tempat untuk terjadinya reaksi pembentukan etilen dari dehidrasi etanol

Tipe : *Multitubular Fixed Bed Reactor*

Operasi : *Continuous Reactor*

Gambar :



Gambar 11.1. Reaktor Fix Bed Multitubular

A. Data Design

Tempreatur = 430 °C

Tekanan = 18 atm

Konversi = 99,1 %

Laju aliran massa, W = 14124,14347 kg/jam

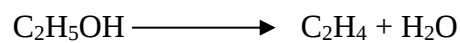
Katalis = ZSM-5 Zeolite

Porositas = 0,5

Diameter katalis = 0,5 mm

Densitas katalis (ρ_c) = 850 kg/m³

Reaksi Yang Terjadi :



$$P.V = n.R.T$$

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

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

$$\rho = \frac{18 \text{ atm} \times 32,0409 \text{ gr/mol}}{82,00 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{mol}} \times 453.1500 \text{ K}} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ kg}} = 20,6947 \text{ kg/m}^3$$

B. Volumetric Flowrate Reactan (Q)

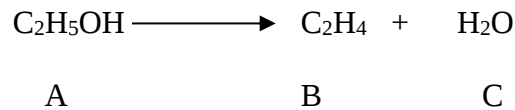
$$q = \frac{w}{\rho}$$

$$= \frac{14124,14347 \text{ kg/jam}}{14,0036 \text{ kg/m}^3} = 1008,608035 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,2801 \text{ m}^3/\text{s}$$

C. Menentukan Persamaan Laju Reaksi

Reaksi :



Asumsi reaksi orde satu

$$\begin{aligned}
 -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} \\
 &= k C_A
 \end{aligned}$$

Dimana pada saat $t=t$:

$$\begin{aligned}
 C_A &= \frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A} = \frac{C_{AO}-C_{AO}X_A}{1+\epsilon X_A} \\
 &= \frac{\sum \epsilon_{\text{produk}} - \sum \epsilon_{\text{reaktan}}}{\sum \epsilon_{\text{reaktan}}}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

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

D. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan.

Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B, kecepatan tumbukan dapat dihitung dengan persamaan *Arrhenius* (Levenspiel, 1972) :

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

dimana:

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

Keterangan :

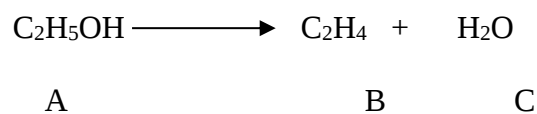
σ = konstanta *Lennard-Jones*

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

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

T	= Temperatur reaksi	= 703,1500 K
M	= Berat molekul, kg/kmol	
E	= Energy aktivasi, kkal/mol	
R	= konstanta gas	= 8,3140 J/mol.K
C	= Konsentrasi reaktan	

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Diketahui:

$$\sigma_A = 3,5850 \text{ \AA}$$

$$M_A = 46,0681 \text{ kg/kmol}$$

$$\Delta H_{f298A} = 1,6054 \text{ kJ/mol}$$

$$= 1.605,4338 \text{ J/mol}$$

Mencari nilai energi aktivasi

$$\begin{aligned}
 E_A &= H_{f298A} - R \cdot T \\
 &= (1.605,4338 \text{ J/mol}) - (8,314 \text{ J/molK} \cdot 703,15 \text{ K}) \\
 &= -5844,383666 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= E_A \\
 &= -5844,383666 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

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

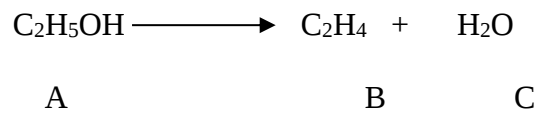
$$k = 2,654 \times 10^{05} \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

$$k = 265.482.000 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Mencari konsentrasi awal reaktan

$$\begin{aligned} C_{AO} &= F_{AO} / q \\ &= 293,199204 \text{ kmol/jam} / 947,7165425 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,3093 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Diketahui:

$$\sigma_A = 3,5850 \text{ A}$$

$$M_A = 46,0681 \text{ kg/kmol}$$

$$\Delta H_{f298A} = 1,6054 \text{ kJ/mol}$$

$$= 1.605,4338 \text{ J/mol}$$

Mencari nilai energi aktivasi

$$\begin{aligned} E_A &= H_{f298A} - R \cdot T \\ &= (1.605,4338 \text{ J/mol}) - (8,314 \text{ J/molK} \cdot 703,15 \text{ K}) \\ &= -5844,383666 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= E_A \\ &= -5844,383666 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

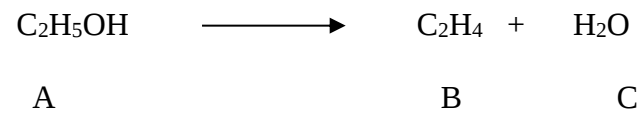
$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

$$k = 2,654 \times 10^{05} \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

$$k = 265.482.000 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

E. Menentukan kecepatan reaksi

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Dimana:

$$C_{AO} = 0,3093 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 99,1 \%$$

Maka:

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

$$C_A = 0,002784369 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-r_A = 73.745,0000 \text{ m}^3/\text{kmol.s} \times 0,002784369 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = 205,3333135 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$\text{Mass flowrate (W)} = 14124,14347 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 14,0036 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow rate (Q)} = 1008,608035 \text{ m}^3/\text{jam}$$

F. Volume Reaktor

$$V_{tr} = \bar{t} \cdot Q$$

$$= 0,003 \text{ jam} \times 1008,608035 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3,025824104 \text{ m}^3$$

G. Menentukan Desain Tube Reaktor

Menentukan Diameter dan Panjang Tube Reaktor, D_T

$$d_k / D_T = 0,15 \text{ dengan } d_k = 0,0500 \text{ cm} \quad (J.M.Smith, Page 571)$$

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

$$D_T = 0,0500 / 0,15 = 0,3333 \text{ cm} = 0,0033 \text{ m}$$

Dipilih spesifikasi berdasarkan literatur Tabel 10, Kern :

BWG	18	
OD	1,5 in	= 0,0381 m
ID	1,4 in	= 0,0356 m
a"	1,54 in ²	= 0,0391 m ²
L _T	16,4050 ft	= 5 m

H. Menentukan jumlah *tube* dalam reaktor, N_t

Volume 1 buah *tube*, V_t

$$\begin{aligned} V_t &= A \times L_t \\ &= 0,007940572 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jumlah total *tube*, N_t

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{V_{tr}}{V_t} \\ &= \frac{0,007940572 \text{ m}^3}{3,025824104 \text{ m}^3} \\ &= 381,0587035 \text{ tube} \end{aligned}$$

faktor keamanan = 10%

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

$$= (1 + 0,1) \times 381,0587$$

$$= 419,1645739$$

$$\approx 419$$

Volume satu buah tube reaktor,

$$V_T = A \times L_t$$

$$= 0,007940572 \text{ m}^3$$

Volume tube reaktor,

$$V_{TR} = N_T \times V_T$$

$$= 419 \times 0,007940 \text{ m}^3$$

$$= 3,328406 \text{ m}^3$$

I. Menentukan Volume Katalis (V_k) dan Berat Katalis (W_k)

Menghitung Volume Katalis

$$\varphi = 0,5$$

$$V_{TR} = 3,328406 \text{ m}^3$$

$$V_k = (1 - \Phi) \cdot V_{TR}$$

$$= (1 - 0,5) \times 3,328406 \text{ m}^3$$

$$V_k = 1,664203257 \text{ m}^3$$

Menghitung Berat Katalis

$$\rho_k = 850 \text{ kg/m}^3$$

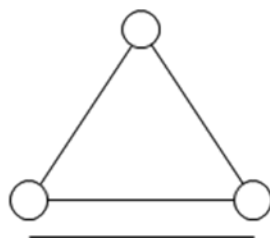
$$W_k = \rho_k \cdot V_k$$

$$W_k = 850 \text{ kg/m}^3 \times 1,664203257 \text{ m}^3$$

$$= 1,414,5727 \text{ kg}$$

J. Menentukan Desain Shell Reaktor

Diameter Shell Equivalent, D_s



Tube disusun secara *triangular pitch* dengan alasan :

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

Dipilih *triangular pitch* :

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance} &= \frac{1}{2} \times \text{OD} \\
 &= \frac{1}{2} \times 0,0381 \text{ m} \\
 &= 0,0191 \text{ m} \\
 \text{Tube pitch, } p_t &= \text{OD} + C \\
 &= 0,0381 \text{ m} + 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0572 \text{ m} \\
 \text{Luas } \textit{triangular pitch} (A) &= \frac{1}{2} P_t (P_t \cdot \sin 60) \\
 &= \frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m} (0,0572 \text{ m} \cdot \sin 60) \\
 &= 0,0014 \text{ m}^2 \\
 \text{Free area, } (A_f) &= A - \pi \times \text{OD}^2 / 4 \\
 &= 0,0014 \text{ m}^2 - (0,0381)^2 / 4 \\
 &= 0,00027 \text{ m}^2 \\
 \text{Total free volume, } (V_f) &= A_f \times N_t \times L_t \\
 &= 0,00027 \text{ m}^2 \times 419 \times 7,999 \text{ m} \\
 &= 0,921286 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell, (V}_S\text{)} &= V_f + V_{Tr} \\
 &= 0,921286 \text{ m}^3 \times 3,328406 \text{ m}^3 \\
 &= 4,2496928 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Areashell, (A}_S\text{)} &= V_S / L_t \\
 &= 4,2496928 \text{ m}^2 / 7,999 \\
 &= 0,531252 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter shell, (D}_S\text{)} &= \frac{4 \times A_S}{3,14^{1/2}} \\
 &= \frac{4 \times 0,531252 \text{ m}^2}{3,14^{1/2}} \\
 &= 1,645301 \text{ m}
 \end{aligned}$$

K. Tinggi Head Reaktor, H_S

Head Reaktor berbentuk *ellipsoidal*

$$\begin{aligned}
 H_S &= 0,25 \times D_S \\
 &= 0,25 \times 1,645301 \text{ m} \\
 &= 0,411325 \text{ m}
 \end{aligned}$$

L. Tinggi Reaktor Total, H_R

$$\begin{aligned}
 H_R &= \text{Panjang tube reaktor} + 2 \cdot \text{Tinggi Head reaktor} \\
 &= 7,999 \text{ m} + (2 \times 0,411325 \text{ m}) \\
 &= 8,822041 \text{ m}
 \end{aligned}$$

M. Volume Head Reaktor, V_{H_F}

$$\begin{aligned}
 V_{H_R} &= 2 \times \frac{\pi}{24} D_S^3 \\
 &= 2 \times \frac{3,14}{24} \times 1,64530^3 \\
 &= 1,165426 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

N. Volume Total Reaktor, V_R

$$\begin{aligned} V_R &= \text{volume shell} + \text{volume head reaktor} \\ &= 4,2496928 \text{ m}^3 + 1,165426 \text{ m}^3 \\ &= 5,415119 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

O. Tebal Dinding Reaktor, t

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

Dimana

t = tebal tangki bagian silinder (in)

P = tekanan *design* = 5 x tekanan operasi
 = 5 x 18 atm
 = 90 atm

D_s = diameter *shell* = 1,645301 m

r = 0,822650 m = 38,9632 in

S = *working stress allowable* bahan *Stainless Steel 304*
 = 10.500 psia

= 714,4801 atm (Peters, table4, p.537)

E = *welding joint efficiency*

= 0,85 (Peters, table4, p. 537)

Dari *Handbook of Corrosion Data* (Craig,B.D.danD.B.Anderson,1995), laju

korosi untuk *Stainless Steel 316* pada lingkungan Etilena sebesar 0,22 mm/tahun.

C = Tebal korosi yang diizinkan

= laju korosi x *service life*

= 0,22 mm/tahun x 11 tahun

$$= 2,42 \text{ mm}$$

$$= 0,00242 \text{ m}$$

Maka:

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

$$= 0,015801074 \text{ m}$$

P. Outside Diameter Reaktor, OD

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 1,645301488 \text{ m} + 2 (0,015801074 \text{ m}) \\ &= 1,676903635 \text{ m} \\ \text{Ds} &= 1,645301488 \text{ m} \end{aligned}$$

Reaktor 01		
Jumlah	1 buah	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Mendehidrasi etanol	
Tipe	Multitubular Fixed Bed Reactor	
Kondisi Operasi		
Tekanan	18	atm
Temperatur	430	°C
Vessel		
Jenis	Silinder	Head
	Silinder	Ellipsoidal

Material	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Diameter	1,6453m	1,6453m
Tebal Dinding	0,0158	m
Volume Silinder	4,2497	m ³
Volume Head	1,1654	m ³
Tinggi Total Reaktor	8,8220	m
Volume total Reaktor	5,4151	m ³
Tube		
Jumlah	419	
Material	<i>Stainless Steel 316</i>	
Panjang	7,999	m
Volume per tube	0,0079	m ³
Diameter luar	0,0381	m
Diamter dalam	0.0356	m
BWG	18	
a" (<i>flow area per tube</i>)	0.0391	m ²
Katalis	ZSM-5 Zeolite	

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perhitungan Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilena dari Dehidrasi Etanol kapasitas 60.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Kapasitas produksi Etilena 60.000 ton/tahun menggunakan bahan baku Etanol sebanyak 8.336,3264 kg/jam
2. Berdasarkan faktor bahan baku, transportasi, pemasaran, dan bahan penunjang, pabrik Etilena akan didirikan di Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur. Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh direktur dengan jumlah pekerja sebanyak 116 orang.
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk pembangunan pabrik 2,25 Ha.
4. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik Etilena ini dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian:
 - a. *Annual Cash Flow (ACF)* : US\$ 6.195.344,3273
 - b. NPOTLP : US \$ 59.614.046,8229
 - c. *Total Capital Sink (TCS)* : US \$ 56.976.367,8450
 - d. *Rate of Return on Investment (ROI)* : 42,33%
 - e. *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)* : 50,0466 %.
 - f. *Break Even Point (BEP)* : 67,6965 %.
 - g. *Pay Out Time (POT)* : 4,0800 tahun = 4 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.
- 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 11,358,911 B2."
- "US 9,085,502 B2."
- "US 9,663,414 B2."

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

A.1. Pompa

Nama Alat : Pompa 01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan etanol ke input vaporizer

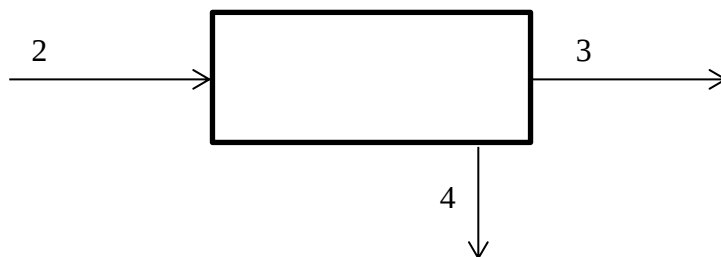


Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	355,0344	16355,75989	355,0344	16355,75989
H ₂ O	32,92798	593,213964	32,92798	593,213964
Total		16948,97386		16948,97386

A.2. Vaporizer

Nama Alat : Vaporizer (VP-01)

Fungsi : Mengubah fase ethanol dari liquid ke gas



Feed Masuk

Komponen	Aliran Masuk(2)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	355,0343924	16355,75989
H ₂ O	32,92797669	593,213964
Total	387,9623691	16948,97386

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 98 °C

Efisiensi : 80%

Aliran Recycle

Komponen	Aliran Recycle (4)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	59,1723924	2725,95969
H ₂ O	5,487996687	98,86900432
Total	64,66038909	2824,828695

Aliran Output

Komponen	Aliran Output (3)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	295,862	13629,79845
H ₂ O	27,43998	494,3450216

Total	64,66038909	14124,14347
--------------	--------------------	--------------------

Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 2	Aliran 4	Aliran 3
C ₂ H ₅ OH	16355,75989	2725,95969	13629,79845
H ₂ O	593,213964	98,86900432	494,3450216
Total	16948,97386	2824,828695	14124,14347
		16948,97386	

Feed Masuk

Komponen	Aliran Masuk(2)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	355,0343924	16355,75989
H ₂ O	32,92797669	593,213964
Total	387,9623691	16948,97386

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 98 °C

Efisiensi : 80%

Aliran Recycle

Komponen	Aliran Recycle (4)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	59,1723924	2725,95969

H ₂ O	5,487996687	98,86900432
Total	64,66038909	2824,828695

Aliran Output

Komponen	Aliran Output (3)	
	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	295,862	13629,79845
H ₂ O	27,43998	494,3450216
Total	64,66038909	14124,14347

Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 2	Aliran 4	Aliran 3
C ₂ H ₅ OH	16355,75989	2725,95969	13629,79845
H ₂ O	593,213964	98,86900432	494,3450216
Total	16948,97386	2824,828695	14124,14347
		16948,97386	

A.3. Kompresor

Nama Alat : Vaporizer (VP-01)

Fungsi : Mengubah fase ethanol dari liquid ke gas



Komponen	Input(jam)		Output(jam)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
C ₂ H ₅ OH	295,862	13629,79845	295,862	13629,79845
H ₂ O	27,43998	494,3449597	27,43998	494,3449597
Total		14124,14341		14124,14341

A.4. Dehidrasi Reaktor

Nama Alat : Dehidrasi Reaktor (DR-01)

Fungsi : Menghidrasi ethanol menjadi etilena



1. Tekanan 18 atm
2. Suhu 430 C
3. Jenis reaktor *Fixed Bed Multitube*
4. Katalis ZSM-5 Zeolite

Konversi 95,1 %

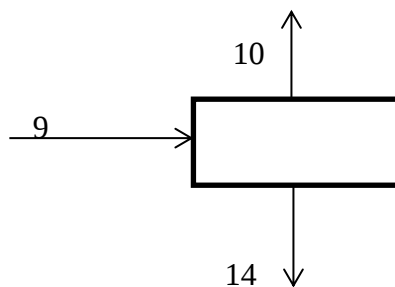
	C ₂ H ₅ OH	→	C ₂ H ₄	+	H ₂ O
M =	295,861962				
T =	293,1992044		293,1992044		293,1992044
S =	2,662757658		293,1992044		293,1992044

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7
C ₂ H ₅ OH	13.629,8002	122,6682
H ₂ O	494,3449597	5.776,4752
C ₂ H ₄	-	8.225,0000
Total	14 124,14516	14 124,14516

A.5. Kolom Distilasi

Nama Alat : Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan Etilena dengan air dan etanol



Komponen	Input (jam)	
	kmol	kg
C ₂ H ₅ OH	2,6628	122,6682
H ₂ O	320,6391844	5776,475226
C ₂ H ₄	293,1992	8225,0000
Total	616,5011	14 124,14516

Komposisi Feed :

Temperatur = 18,05747982 °C = 291,2074798 K

Tekanan = 25 atm = 19000 mmHg

Komponen	Jumlah		X	Ln Pv	Pv	K	Y	A	Log α (X)
C ₂ H ₅ OH	2,6628	Kmol/jam	0,004	3,667	39,140	0,002	0,0008	2,5496	0,4064
H ₂ O	320,6392	Kmol/jam	0,520	2,731	15,351	0,0008	0,0004	1	0
C ₂ H ₄	293,1992	Kmol/jam	0,475	10,603	40285,065	2,120	1,00836873	2624,1637	3,4189
Total	1279,8568	Kmol/jam	1				0.9999		

K ref (Air) = 0,000807978

Diinginkan distribusi LK di *top* = 0,9997

Light key (C₂H₄) *top* = 293,1112446 kmol/jam

Diinginkan distribusi LK di *bottom* = 0,0003

Light key (C₂H₄) *bottom* = 0,087959761 kmol/jam

Log $\frac{\text{LK (C}_2\text{H}_4\text{) top}}{\text{LK(C}_2\text{H}_4\text{) bottom}}$ = Log $\frac{293,1112446 \text{ kmol/jam}}{0,087959761 \text{ kmol/jam}}$
= 3,5227

Diinginkan dsitribusi HK di *top* = 0,0003

Diinginkan distribusi HK di *bottom* = 0,9997

Heavy Key top = 0,096191755kmol/jam

Heavy Key bottom = 320,5429926kmol/jam

Log $\frac{\text{LK (DEE) top}}{\text{LK(DEE) bottom}}$ = Log $\frac{0,1825 \text{ kmol/jam}}{608,3893 \text{ kmol/jam}}$
= -3,5227

Komponen	$X = \log \alpha$	$Y = \log D_i/B_i$	XY	X^2
C ₂ H ₄	3,418990924	3,522748437	12,04424493	11,68949894
H ₂ O	0	-3,522748437	0	0
Total	3,418990924	0,00000000	12,04424493	11,68949894

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan :

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

$$\text{Log} \left(\frac{XD}{XB} \right) = m \log \alpha + b \quad (\text{Van Winkle Pg. 291})$$

Didapatkan *Slope* dan *Intercept* sebesar:

Slope (a) : 2,0606

Intercept (b) : -3,5227

Distribusi komponen

Komponen	Log D/B (Y)	D/B	B	D
C ₂ H ₅ OH	-2,6851235	0,0020647	2,6572709	kmol/jam
H ₂ O	-3,5227484	0,000300	320,54299	kmol/jam
C ₂ H ₄	3,5227484	3332,3333	0,0879597	kmol/jam
Total		323,2882233	293,2129231	

Bagian atas kolom (*Top Distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 15,27942593°C = 288,4294259 K

Tekanan = 25 atm = 19000 mmHg

Komponen	Jumlah	y	Ln Pv	Pv	K	x	α
C ₂ H ₅ OH	0,0055 kmol/jam	0,0000	3,4955	32,9678	0,0017	0,0108	1,0000
H ₂ O	0,0962 kmol/jam	0,0003	2,5527	12,8414	0,0007	0,4854	0,3895
C ₂ H ₄	293,1112 kmol/jam	0,9997	10,5530	38.293,3614	2,0154	0,4960	1.161,5377
total	293,2129 kmol/jam	1,0000				0,9922	

Bagian bawah kolom (*bottom distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 159,2258333 °C = 432,3758333 K

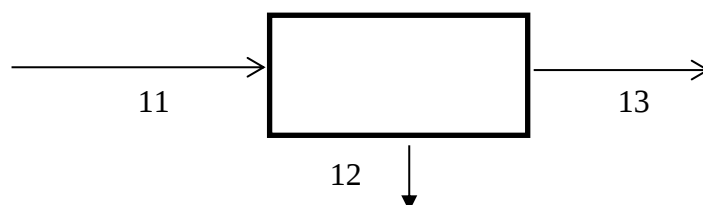
Tekanan = 7 atm = 5320 mmHg

Komponen	Jumlah	y	Ln Pv	Pv	K	x	α
C ₂ H ₅ OH	2,6573 kmol/jam	0,0082	10,5581	38.489,4184	2,0258	0,0167	1,0000
H ₂ O	320,5430 kmol/jam	0,9915	9,8398	18.765,2729	0,9876	0,9793	0,4875
C ₂ H ₄	0,0880 kmol/jam	0,0003	12,7240	335.719,9188	17,6695	0,0048	8,7224
total	323,2882 kmol/jam	1,0000				1,0007	

A.6. Accumulator

Nama Alat : Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Tempat penampungan sementara Etilena, Etanol dan Air



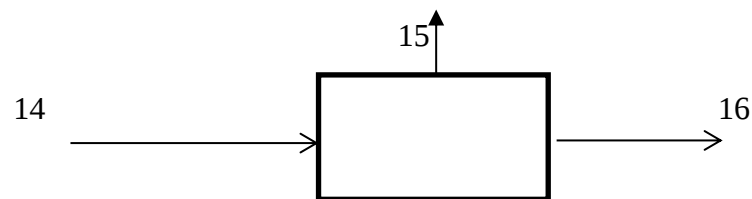
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
----------	----------------	-----------------

	Aliran 11	Aliran 12	Aliran 13
C2H5OH	85,45122805	85,1984656	0,252762453
H2O	1501,351273	1499,618331	1,732942568
C2H4	10608,6482	2386,115697	8222,5325
		3970,932494	8224,518205
Total	12195,4507	12195,4507	

A.7. Reboiler

Nama alat : *Reboiler* (RB-01)

Fungsi : Mengubah fase air dan etanol menjadi *reflux*



$$L' = L + qF \quad (13.26)$$

$$V = V' + (1-q) F \quad (13.27)$$

(Perry, 1999)

$$L' = 14.826,74912 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 7.239,259279 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fraksi berat D} = 0,978832058$$

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 14	Aliran 15	Aliran 16	

C2H5OH	272,6278	150,2124	122,4154
H2O	12860,7613	7086,0191	5774,7423
C2H4	5,4953	3,0278	2,4675
		7239,2593	5899,6252
Total	13138,8845	13138,8845	

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 60.000 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

ΔH = Panas laten, kJ/kmol

3) Panas reaksi

$$\Delta H_R^0(298,15 \text{ K}) = \sum_{\text{produk}} n. \Delta H_f^0 - \sum_{\text{reaktan}} n. \Delta H_f^0$$

dengan : ΔH_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	ΔH_f^0
	Struktur	
Etanol	C ₂ H ₅ OH	-56,12 kcal/gmol
Etilena	C ₂ H ₄	12,5 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

Etanol	-325,1370	4,1379	-0,0140	0,0000	-
Etilena	3,4436	1,0842	-0,0071	0,0000	-
Air	18,2964	0,4721	-0,0013	0,0000	-

(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:

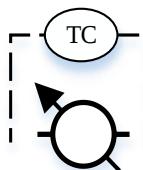
Senyawa	Cp gas (J/mol.K)			
	A	B	C	D
Etanol	9,0140	0,2141	-0,0001	1,E-09
Etilena	3,8060	0,1566	-0,0001	2,E-08
Air	32,243	0,0019	1,E-05	-4,E-09

(Sumber : coulson, 2003)

B.1. Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan gas ethanol input reaktor (R-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di H-01

$$Q_{fh} = Q_6 - Q_5$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_5 pada temperature 269,1443°C fase gas

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	295.861,962	20.465,9930	6.055.108,846
H ₂ O	27.439,9834	8.466,2011	232.312,4168
Total			6.287.421,263

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_6 pada temperature 430°C fase gas.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	295.861,962	38.165,7895	11.291.805,37
H ₂ O	27.439,98344	14.370,7872	394.334,1631
Total			11.686.139,53

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned}
 Q_f &= Q_6 - Q_5 \\
 &= 11.686.139,53 - 6.287.421,263 \\
 &= 5.398.718,2720 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}\text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{\text{LHV BB} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times \text{Eff.pembakaran}} \\ &= \frac{5.398.718,2720 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times 0,8} \\ &= 268,8176 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

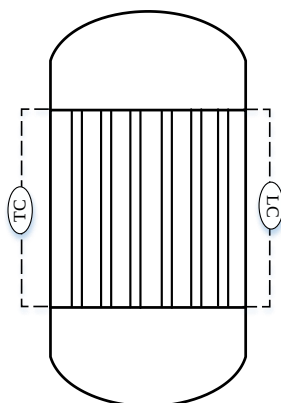
Tabel 10. Neraca Panas H-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₅	6.287.421,263	
Q ₆		11.686.139,53
Q _{fh}	5.398.718,2720	
Total	11.686.139,53	11.686.139,53

B.2. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mendehidrasi metanol menjadi etilena

Gambar :



BR-01

Panas Masuk

1. Panas masuk dari Q₆ pada temperature 430°C fase gas.

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	295.861,962	38.165,7895	11.291.805,37
H ₂ O	27.439,98344	14.370,7872	394.334,1631
Total			11.686.139,53

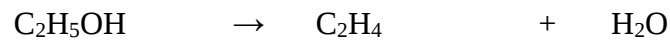
Panas Keluar

1. Panas keluar dari Q₅₁ pada temperature 180 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q24c sensibel
C ₂ H ₅ OH	2.662,7577	38.148,0107	101.578,9076
H ₂ O Reaksi	293.199,2044	14.365,1527	4.211.851,3468
C ₂ H ₄	293.199,2044	25.388,2918	7.443.826,9603
H ₂ O Imp.	27.439,9800	14.365,1527	394.179,5032

Total	12.151.436,7179
--------------	------------------------

2. Reaksi



Mula-

mula 295,861962

Reaksi 293,1992044 293,1992044 293,1992044

Sisa 2,662757658 293,1992044 293,1992044

Panas Reaksi pembentukan standar

komponen	keterangan	n . ΔH^0_f (kJ/mol)	Cp Dt (j/mol)	n. Cp dT
C ₂ H ₅ OH	Reaktan	-0,00503735	38.148,0107	38,1480107
C ₂ H ₄	Produk	1,01897E-05	25.388,2918	25,38829182
H ₂ O Reaksi	Produk	-0,000503454	14.365,1527	14,36515272
		-0,005530614		1,605433836

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \left(\sum_{produk} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT - \sum_{reaktan} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \right)$$

$$\Delta H_R = 4,191522036 \text{ kJ}$$

$$Q_r = r \times \Delta H_R$$

$$= 1.228.950,9261 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{serap}} = Q_{\text{in}} - (Q_r + Q_{\text{out}})$$

$$= 11.680.724,8437 \text{ kJ/jam} - (12.151.436,7179 \text{ kJ/jam} + 1.228.950,9261 \text{ kJ})$$

$$= -1.699.662,8003 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi berlangsung secara endotermis, sehingga membutuhkan suplai panas sebanyak 1.699.662,8003 kJ/jam untuk menjaga kondisi operasi, 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

$$\begin{aligned} \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{panas yang dibutuhkan (kJ/jam)}}{\text{LHV BB} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times \text{Eff.pembakaran}} \\ &= \frac{1.699.662,8003 \text{ (kJ/jam)}}{25.104 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) \times 0,8} \\ &= 84,6311 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 25. Dehydration (DE-01)

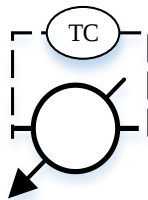
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₆	11.680.724,8437	
Q ₇		12.151.436,7179
Q _r		1.228.950,9261
Q _{fh}	1.699.662,8003	

Total	13.380.387,6440	13.380.387,6440
--------------	-----------------	-----------------

B.3. Chiller (CH-01)

Fungsi : Mendinginkan gas keluaran Kompresor-01 (CO-01)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CH-01

$$Q_{in} + Q_{out} = Q_8 + Q_9$$

Panas masuk dari Q_8 temperatur 484°C

Komponen	Jumlah mol/jam	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	2.662,7577	44.686,8367	118.990,2166
H ₂ O	320.639,1844	16.410,3422	5.261.798,7417
C ₂ H ₄	293.199,2044	29.732,4244	8.717.523,1797
Total	616.501,1464		14.098.312,1380

Panas Keluar dari Q₉ temperatur 18 °C

Komponen	Jumlah mol/jam	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (KJ/Jam)
CH ₃ OH	2.662,7577	-453,7098	-1.208,1193
CH ₃ OCH ₃	320.639,1844	-235,4322	-75.488,8028
H ₂ O	293.199,2044	-301,9067	-88.518,7966
Total	616.501,1464		-165.215,7186

$$Q_{cw \text{ out}} - Q_{cw \text{ in}} = 14.263.527,8567 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p 1 = -2.988,7005 \text{ J/kmol}$$

$$C_p 2 = -259,0086 \text{ J/kmol}$$

$$n = 5.225.325,1963 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w \text{ in}} = C_{p1} \times n$$

$$= -2.988,7005 \text{ kmol/jam} \times 5.225.325,1963 \text{ J/kmol}$$

$$= -15.616.932.052,7936 \text{ J/jam}$$

$$= -15.616.932,0528 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{w \text{ out}} = C_{p2} \times n$$

$$= -259,0086 \text{ kmol/jam} \times 5.225.325,1963 \text{ J/kmol}$$

$$= -1.353.404.196,1358 \text{ J/jam}$$

$$= -1.353.404,1961 \text{ kJ/jam}$$

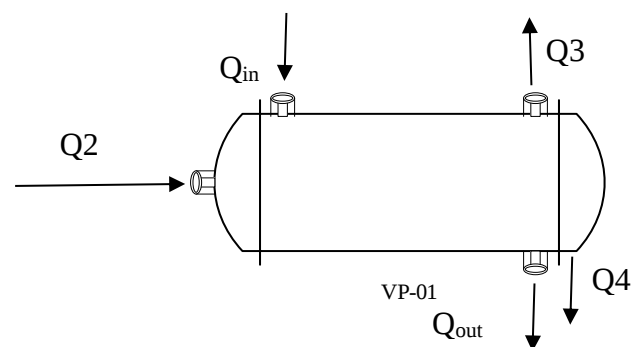
Tabel 28. Neraca Panas Chiller-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q8	14.098.312,1380	
Q9		-165.215,7186
Q _{cw in}	-15.616.932,0528	
Q _{cw out}		-1.353.404,1961
Total	-1.518.619,9148	-1.518.619,9148

B.4. Vaporizer (VP-01)

Fungsi : Mengubah fasa etanol menjadi gas

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di VP-01

$$Q_{in} + Q_{out} = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Panas masuk dari Q₂ pada tempreatur 30°C fase liquid

Komponen	Jumlah	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q
----------	--------	------------------------------------	---

	(mol/jam)		(KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	355034,3924	329,0147	116.811,5281
H ₂ O	32927,97669	168,3833	5.544,5210
Total			122.356,0491

Panas keluar dari Q₄ pada tempreatur 98°C fase liquid

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	59.172,3924	5.201,0730	307.759,9324
H ₂ O	5.487,9967	2.477,3287	13.595,5714
Total			321.355,5038

Panas keluar dari Q₃ pada tempreatur 98°C fase uap

Komponen	Jumlah (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	355.034,3924	5.201,0730	1.846.559,7919
H ₂ O	32.927,9767	2.477,3287	81.573,4201
Total			1.928.133,2120

Panas laten penguapan(Q_{lv}) pada tempreatur 98°C

Komponen	Jumlah (mol/jam)	Hv (Laten Heat) j/mol	Q (KJ/Jam)
C ₂ H ₅ OH	355.034,3924	38.577,3000	13.696.268,2660
H ₂ O	32.927,9767	40.656,2000	1.338.726,4058

Total	15.034.994,6718
--------------	------------------------

Panas yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} &= Q_4 + Q_3 - Q_2 \\
 &= ((15.034.994,6718 + 1.928.133,2120) + 321.355,5038) - \\
 &\quad 122.356,0491 \\
 &= 17.162.127,3385 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 250°C dan tekanan 23 atm 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, $H_L = 1.085,687 \text{ kJ/kg}$
- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2.801,012 \text{ kJ/kg}$
- Panas laten penguapan, $\lambda = 1.715,325 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\
 &= \frac{17.162.127,3385}{1.715,3250} \\
 &= 10.019,3399 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{in}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{s, \text{in}} &= m \times H_V \\
 &= 10.019,3399 \text{ kg} \times 2.801,012 \text{ kJ/kg} \\
 &= 28.057.157,5608 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, out}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{s, out} &= m \times H_L \\
 &= 10.019,3399 \text{ kg} \times 1.085,687 \text{ kJ/kg} \\
 &= 10.895.030,2224 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

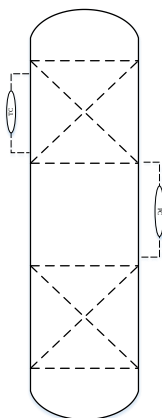
Neraca Panas VP-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q2	122.356,0491	
Q3		15.034.994,6718
Q4		2.249.488,7158
Qs in	28.057.157,5608	
Qs out		10.895.030,2224
Total	28.179.513,6100	28.179.513,6100

B.5. Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan Etilena dari Etanol dan Air

Gambar :



Kondisi Operasi :

$$\text{Temperatur } feed = 18,0574^{\circ}\text{C} = 291,0574 \text{ K}$$

$$\text{Temperatur } top = 15,2794^{\circ}\text{C} = 288,2794 \text{ K}$$

$$\text{Temperatur } bottom = 223,8913^{\circ}\text{C} = 496,8913 \text{ K}$$

Panas Masuk

1. Panas masuk dari Q₈ pada temperatur 18,0574 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C ₂ H ₅ OH	2662,7577	-450,0172	-1.198,2867
H ₂ O	326127,1810	-233,5004	-76.150,8435
C ₂ H ₄	293199,2044	-299,4500	-87.798,4936
Total			-165.147,6238

Panas Keluar

1) Panas laten kondensasi

Komponen	kmol/jam	ΔH_c (J/kmol)	Q laten (Kj/jam)
C ₂ H ₅ OH	0,0055	43.155.415,0286	236,7814
H ₂ O	0,0978	43.104.880,7184	4.217,3020
C ₂ H ₄	293,1112	4.926.014,1790	1.443.870,1469
Total			1.448.324,2302

2. Panas distilat (Q₉) pada temperatur 15,2794 °C fase uap.

Komponen	N	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$	Q
----------	---	---------------------------	---

	(mol/jam)	(J/kmol)	(kJ)
C ₂ H ₅ OH	2662,7577	-450,0172	-1.198,2867
H ₂ O	326127,1810	-233,5004	-76.150,8435
C ₂ H ₄	293199,2044	-299,4500	-87.798,4936
Total			-165.147,6238

3. Panas keluaran *bottom* (Q₁₂) pada temperatur 223,89134 °C fase liquid.

Komponen	N (Kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ)
C ₂ H ₅ OH	2657,2709	16.042,0060	42.627,9565
H ₂ O	326029,3429	6.855,7455	2.235.174,1931
C ₂ H ₄	87,9598	10.690,5963	940,3423
Total			2.278.742,4919

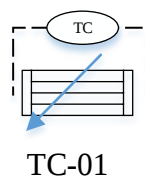
Tabel 30. Neraca Panas KD-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q8	-165.147,6238	
Q9		-122.476,2408
Q12		2.278.742,4919
Qc	1.448.324,2302	
Qv		-873.089,6447
Total	1.283.176,6064	1.283.176,6064

B.6. Total Kondensor (TC-01)

Fungsi : Merubah fase metanol menjadi liquid dan reflux

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di TC-01

$$Q_9 + Q_{cw \text{ in}} + Q_v = Q_{10} + Q_{11} + Q_{cw \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_9 pada temperature 15,2794 °C fase liquiud.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	1.853,6333	-627,8593	-1.163,8208
H ₂ O	84.705,5123	-326,8389	-27.685,0591
C ₂ H ₄	378.112,1034	-417,7592	-157.959,8214
Total			-186.808,7013

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{10} pada temperature 15,2794 °C fase liquiud

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	1.848,1466	-627,8593	-1.160,3759
H ₂ O	84.607,6742	-326,8389	-27.653,0818

C ₂ H ₄	85.000,8588	-417,7592	-35.509,8934
Total			-64.323,3511

Panas keluar dari Q₁₁ pada temperature 15,2794 °C fase liquiud.

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} c_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	5,4867	-627,8593	-3,4449
H ₂ O	97,8382	-326,8389	-31,9773
C ₂ H ₄	293.111,2446	-417,7592	-122.449,9281
Total			-122.485,3503

Panas kondensasi fase liquid.

Komponen	jumlah (kmol/jam)	ΔH_v (J/kmol)	Q9 laten
C ₂ H ₅ OH	1,8536	43.155.415,0286	79.994,3130
H ₂ O	84,7055	43.104.880,7184	3.651.221,0054
C ₂ H ₄	378,1121	4.926.014,1790	1.862.585,5824
Total			5.593.800,9008

Aliran Pendingin :

$$Q_9 + Q_{cw \text{ in}} + Q_v = Q_{10} + Q_{11} + Q_{cw \text{ out}}$$

$$= 5.593.800,9008 \text{ kJ}$$

$$C_p 1 = -376,4495 \text{ J/kmol}$$

$$C_{p2} = -25,7603 \text{ J/kmol}$$

$$n = 15.950.880,2338 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w \text{ in}} = C_{p1} \times n$$

$$= -376,4495 \text{ J/kmol} \times 15.950.880,2338 \text{ kmol/jam}$$

$$= -6.004.700.809,4189 \text{ J/jam}$$

$$= -6.004.700,8094 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{w \text{ out}} = C_{p2} \times n$$

$$= -25,7603 \text{ J/kmol} \times 15.950.880,2338 \text{ kmol/jam}$$

$$= -410.899.908,5946 \text{ J/jam}$$

$$= -410.899,9086 \text{ kJ/jam}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_9 pada temperature 15,2794 °C fase liquid.

Komponen	N (mol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	1.853,6333	-627,8593	-1.163,8208
H ₂ O	84.705,5123	-326,8389	-27.685,0591
C ₂ H ₄	378.112,1034	-417,7592	-157.959,8214
Total			-186.808,7013

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{10} pada temperature 15,2794 °C fase liquid

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)
----------	-----------------	---------------------------------------	---------------

C ₂ H ₅ OH	1.848,1466	-627,8593	-1.160,3759
H ₂ O	84.607,6742	-326,8389	-27.653,0818
C ₂ H ₄	85.000,8588	-417,7592	-35.509,8934
Total			-64.323,3511

Panas keluar dari Q₁₁ pada temperature 15,2794 °C fase liquiud.

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	5,4867	-627,8593	-3,4449
H ₂ O	97,8382	-326,8389	-31,9773
C ₂ H ₄	293.111,2446	-417,7592	-122.449,9281
Total			-122.485,3503

Panas kondensasi fase liquid.

Komponen	jumlah (kmol/jam)	ΔH_v (J/kmol)	Q₉ laten
C ₂ H ₅ OH	1,8536	43.155.415,0286	79.994,3130
H ₂ O	84,7055	43.104.880,7184	3.651.221,0054
C ₂ H ₄	378,1121	4.926.014,1790	1.862.585,5824
Total			5.593.800,9008

Aliran Pendingin :

$$\begin{aligned}
 Q_9 + Q_{cw \text{ in}} + Q_v &= Q_{10} + Q_{11} + Q_{cw \text{ out}} \\
 &= 5.593.800,9008 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$C_p 1 = -376,4495 \text{ J/kmol}$$

$$C_p 2 = -25,7603 \text{ J/kmol}$$

$$n = 15.950.880,2338 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_w \text{ in} = C_{p1} \times n$$

$$= -376,4495 \text{ J/kmol} \times 15.950.880,2338 \text{ kmol/jam}$$

$$= -6.004.700.809,4189 \text{ J/jam}$$

$$= -6.004.700,8094 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_w \text{ out} = C_{p2} \times n$$

$$= -25,7603 \text{ J/kmol} \times 15.950.880,2338 \text{ kmol/jam}$$

$$= -410.899.908,5946 \text{ J/jam}$$

$$= -410.899,9086 \text{ kJ/jam}$$

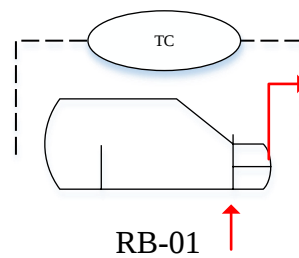
Tabel 31. Neraca panas TC-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q9	-186.808,7013	
Q10		-64.323,3511
Q11		-122.485,3503
Qv	5.593.800,9008	
Qcw in	-6.004.700,8094	
Qcw out		-410.899,9086
Total	-597.708,6099	-597.708,6099

B.7. Reboiler (RB-01)

Fungsi : mengubah fase air menjadi refluxs

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di RB-01

$$Q_{12} + Q_{s, \text{ in}} = Q_{13} + Q_{14} + Q_v + Q_{s, \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas dari Q_{32} masuk pada temperatur $223,891344^\circ\text{C}$ fase liquid.

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} c_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	8.508,7449	16.042,0060	136.497,3
H ₂ O	279.173,9316	6.855,7455	191.3945
C ₂ H ₄	305,0469	10.690,5963	3.261,133
Total			2.053.704

Panas Keluar

Panas Q_{76} pada temperatur $223,891344^\circ\text{C}$ fase uap.

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} c_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)

C ₂ H ₅ OH	4688,1462	1,60E+04	75207,27
H ₂ O	153819,1828	6,86E+03	1054545
C ₂ H ₄	168,0747	1,07E+04	1796,818
Total			1.131.549

Panas (Q₇₇) pada temperatur 223,891344°C fase liquid

Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	2.657,2709	16.042,0060	42627,96
H ₂ O	320.542,9926	6.855,7455	2197.561
C ₂ H ₄	87,9598	10.690,5963	940,3423
Total			2.241.129

Panas laten penguapan RB-01 (Q_v)

Komponen	jumlah (kmol/jam)	ΔH_v (J/kmol)	Q laten
C ₂ H ₅ OH	4,688.146	1,81E+07	84.933,12
H ₂ O	153,8192	1,54E+07	23.68.535
C ₂ H ₄	0,168075	3,26E+07	5.483,581
Total			2.458.951

Panas yang ditransfer:

$$Q_s \text{ in} - Q_s \text{ out} = Q_{77} + Q_{76} + Q_v - Q_{75}$$

$$= 37.77.926,18 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 250°C dan tekanan 23 atm 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, $H_L = 1087,4 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2800,3 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 1712,9 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{37.77.926,18}{1712,9} \\ &= 2205,573112 \text{ kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 2205,573112 \text{ kg} \times 2800,3 \text{ kJ/kg} \\ &= 6176266,386 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 2205,573112 \text{ kg} \times 1087,4 \text{ kJ/kg} \\ &= 2.398.340 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned} Q_{s \text{ in}} - Q_{s \text{ out}} &= Q_{77} + Q_{76} + Q_v - Q_{75} \\ &= 37.77.926,18 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 250°C dan tekanan 23 atm 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, $H_L = 1087,4 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2800,3 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 1712,9 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{37.77.926,18}{1712,9} \\ &= 2205,573112 \text{ kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 2205,573112 \text{ kg} \times 2800,3 \text{ kJ/kg} \\ &= 6176266,386 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 2205,573112 \text{ kg} \times 1087,4 \text{ kJ/kg} \\ &= 2.398.340 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 33. Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_{14}	2.053.703,8899	

Q_{15}		1.131.549,2542
Q_{16}		2.241.129,4707
Q_v		2.458.951,3486
$Q_{s \text{ in}}$	6.176.266,3858	
$Q_{s \text{ out}}$		2.398.340,2021
Total	8.229.970,2757	8.229.970,2757

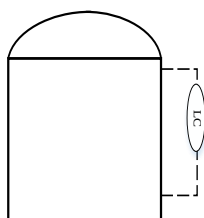
LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

Kapasitas Produksi	: 60.000 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 input vaporizer
Tipe	: silinder tegak dengan tutup atas elipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel ss 316</i>
Gambar	:



1. Data-data

Temperatur	: 30°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 16.948,9739kg/jam

Densitas : 0,7910kg/m³

Waktu tinggal : 3 Hari

Jumlah : 4buah

2. Volume tangki

Massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 305.081,5294 kg

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

Volume larutan = 385.669,1231 m³

Volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

Volume tangki = 106.059,0089 m³

3. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (Vs)

Asumsi bahwa

Di : Hs = 1 : 3

Maka, Vs

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

Di = diameter tangki

Hs = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = \frac{4}{3} \times \pi \times r^3$$

$$D = 29,3693 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{3}{2} \times D$$

$$H_s = 44,0539 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$H_h = 7,3423 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + H_h$$

$$H = 51,3962 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{\text{larutan}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = \text{m}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$P_h = 73559,7441 \text{ Pa} = 0,7356 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1,3 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2069 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 2,4427 \text{ atm}$$

berdasarkan buku megyesy (1983), ditentukan tebal dinding tank spherical sebagai berikut :

$$f = 300.000,0000 \text{ Psi}$$

$$L = 51,3962 \text{ m} = 2.023,4729 \text{ in}$$

$$T \text{ silinder} = 0,0821 \text{ in}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \text{ t silinder}$$

$$OD = 29,3734 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-01
Jumlah	4
Fungsi	Tempat penyimpanan input vaporizer

DATA DESIGN

Tipe	<i>vertikal</i>
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK

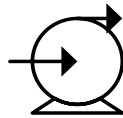
Volume Tangki	329,5077 m ³
Tinggi Tanki	51,3962 m
OD	29,3693m
Tebal Dinding	0,0021 m
Bahan Konstruksi	<i>stainless Steel ss 316</i>
Waktu Tinggal	3 hari

C.2. Pompa-01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan Ethanol Ke Vaporizer

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



Data data

Temperatur : 30°C

Densitas : 49.3612 lb/ft³

Viskositas : 1,7796 cP = 4,3047 lb/ft hr

Tekanan uap : 1.4420 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)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 13.8781 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q_f = 0,2313 \text{ ft}^3/\text{s}$$

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)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3.3503 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Qern, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ in} = 0,2499 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3.0680 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3.5000 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$$

$$A = 132.0480 \text{ in}^2 = 0,9170 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

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, Hfs*

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned} V_s &= Q_f/a \\ &= 0,2522 \text{ ft/s} \\ &= 908.0524 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbf ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0010 \text{ lbf ft/ lbf}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 2,661.0253$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft} \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$\text{Pada } N_{re} = 2.661,0253$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0025 \quad (\text{fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0006 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0006 \text{ ft lbf/lb}$$

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 :

$$H_{ff} = 0,0020 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0031 \text{ ft lbf/lb}$$

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)*

$$\text{NPSH} = \frac{gC}{g} \times \frac{P_a' - P_V}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH} = 45.0782 \text{ lbf ft/lb}$$

Dimana :

$$P_v / \rho = 4,2066 \text{ ft}$$

$$G_c / g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0006 \text{ ft.lb/lb}$$

$$Z_a = 6,4160 \text{ ft}$$

5. Perhitungan Desain *Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f / a$$

$$V_d = 0,6724 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 2.420,5933 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32.174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,1821 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 2.425,3814$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,0001 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0011 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 2.425,3814$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,3000 \quad (\text{Fig. 14.1 Peters})$$

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fs} = 1,0907 \text{ ft lbf/lb}$$

- b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0040 \text{ ft lbf/lb}$$

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 :

$$L_e/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \quad (\text{tabel 13.1, Peters})$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 0,0141 \text{ ft lbf/lb}$$

- d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_f \text{ suc} = 1.1087 \text{ ft lbf/lb}$$

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, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 32,0800 \text{ ft lbf/lb}$$

7. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 43,6502 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 27,1572 \text{ psi}$$

$$\text{Total diferential pressure} = 10,2631 \text{ psi}$$

8. *Total head*

$$\text{Discharge head, H}_d = 79.2251 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, H}_s = 49,2848 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 29.9403 \text{ ft (lbf/lb)}$$

9. *Efisiensi pompa*

$$\text{kapasitas pompa, qf} = 103.8149 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Effisiensi pompa} = 70 \%$$

10. *Break Horse Power*

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 29.9403 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,0358 \text{ HP}$$

11. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{MHP} = 3,8564 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih pompa} &= 4 \text{ HP} \\ &= 2,9828 \text{ Kw} \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-01
Kode Alat	P-01
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan Ethanol Ke Vaporizer

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Temperatur	30 °C
Densitas	791.0447 kg/m ³
Laju alir massa	16,948.9739 kg/jam

Tekanan uap	0,0981 psi
Kapasitas	103,8149 gal/min

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	3 in	1 in
SN	40	40
ID	3,0680 in	1,0490 in
OD	3,5000 in	1,3200 in
L	4 m	5 m
Velocity	0,2522 ft/s	0,6724 ft/s
Total friction loss	0,0031 ft.lbf/lb	1,1087 ft.lbf/lb
NPSH		45,0782 ft.lbf/lb
Required motor driver	1	
Bahan konstruksi	Carbon steel	

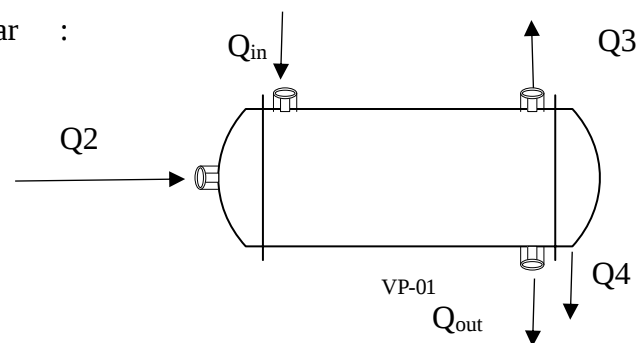
C.3. Vaporizer-01 (V-01)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu dan mengubah fase etanol

Bentuk : Silinder Horizontal

Bahan : Carbon Steel

Gambar :



Gambar 11.1. Vaporizer-01

Data-data design:

$$\text{Tempreatur (T)} = 98\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1\text{ atm}$$

$$W_v = 16.948,9739\text{ kg/jam}$$

$$W_l = 2.824,8287\text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = 2,1031\text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l = 1.670,0890\text{ kg/m}^3$$

Perhitungan:

1. Setting Veolocity

$$U_t = 0,07 \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.461})$$

$$= 27,7591\text{ m/s}$$

Menggunakan separator dengan *demister pad* sehingga,

$$U_a = U_t$$

$$= 27.7591\text{ m/s}$$

2. Laju Alir Uap, Qv

$$\text{Laju Alir Uap, } Q_v = \frac{w_v}{\rho_v} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.461})$$

$$= 2,2387\text{ m}^3/\text{det}$$

Dari hal 463 buku Coulson & Richardon's vol 6 diperoleh data,

$$h_{\text{vesel}} = 0,5 D_{\text{vesel}}$$

$$L_{\text{vesel}}/D_{\text{vesel}} = 3 \quad (\text{untuk tekanan operasi 0-20 bar})$$

3. Cross-sectional area untuk uap

$$A_v = \frac{\pi D_v^2}{4} \times \frac{h_v}{D_v} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$$

$$= \frac{3,14 \times D_v^2}{4} \times 0,5$$

$$= 0,3925 D_v^2$$

4. Vapour Velocity

$$U_v = Q_v / A_v \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$$

$$= 5,7036$$

5. Menghitung Diameter Vessel

- Required residence time $= \frac{h_{\text{vessel}}}{U} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$

$$= 0,0180 D_{\text{vessel}}$$

- Actual residence time $= \frac{L_{\text{vessel}}}{U} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$

$$= 0,5260 D_{\text{vessel}}^3$$

- Pada buku Coulson & Richardson's p.464 untuk satisfactory separator

required residence time = actual

$$0,0180 D_{\text{vessel}} = 0,5260 D_{\text{vessel}}^3$$

$$D_{\text{vessel}} = 5,4039 \text{ m}$$

$$= 0,8620 \text{ m} / 16 \text{ inch (standard pipe size)}$$

- Liquid height (h_v) $= 0,5 \times D_{\text{vessel}}$

$$= 0,4310 \text{ m}$$

6. Menghitung Panjang Vessel

$$L_{\text{vessel}} = 3 D_{\text{vessel}} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.461})$$

7. Liquid hold-up time

- Liquid volumetric flow rate

$$Q_1 = \frac{w_l}{\rho_l}$$

$$= 1,6914 \text{ m}^3/\text{det}$$

- Liquid cross-sectional area

$$A_1 = \frac{\pi D_v^2}{4} \times \frac{h_v}{D_v}$$

$$= 2,1210 \text{ m}^2$$

- Hold-up volume

$$= A_1 \times L_v$$

$$= 3,5875 \text{ m}^3$$

- Jadi hold up time = hold-up volume/Q1

$$= 2,1210 \text{ s}$$

$$= 0,0354 \text{ menit}$$

Hold-up time min 10 menit (Coulson halaman 461). Maka diperlukan peningkatan dari diameter vessel dan diameter harus dikalikan dengan faktor pengali sebesar $(10/3)^{0,5} = 1,8257$

$$\text{Maka } D_v = 1,8257 \times 5,4039 \text{ m} = 9,8661 \text{ m}$$

$$L_v = 3 \times 9,8661 \text{ m} = 29,5982 \text{ m}$$

$$\text{Liquid volume} = (\pi \times D_v^2 / 4) \times 0,5 \times L_v$$

$$= (3,14 \times (9,8661)^2) \times 0,5 \times 29,5982$$

$$= 1.130,8231 \text{ m}^3$$

$$\text{New Residence time} = 1.130,8231 / 1,6914$$

$$= 668,5628 \text{ det}$$

$$= 11,1427 \text{ menit}$$

8. Tebal Dinding.t

Dimana:

$$Tr = \frac{PxR}{(SxEj) - (0,6xP)} + C$$

Keterangan

P = Tekanan Design = 1 atm = 14,969 psi

R = Jari-jari = 4,9330 m

S = Working Stress Allowable = 13.700 psi (Tabel 4, Peter hal.538)

Ej = Welding Joint Efficiency = 0,8500

C = Tebal Korosi yang diizinkan = 0,0038 m (Tabel 6. Peter hal. 542)

Sehingga, tebal dinding tangki adalah:

$$= 0,0100 \text{ m}$$

$$= 1,0030 \text{ cm}$$

Data-data design:

Tempreatur (T) = 98 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Wv = 16.948,9739 kg/jam

Wl = 2.824,8287 kg/jam

ρ_v = 2,1031 kg/m³

ρ_l = 1.670,0890 kg/m³

Perhitungan:

9. Setting Veolocity

$$Ut = 0,07 \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.461})$$

$$= 27,7591 \text{ m/s}$$

Menggunakan separator dengan *demister pad* sehingga,

$$Ua = Ut$$

$$= 27.7591 \text{ m/s}$$

10. Laju Alir Uap, Q_v

$$\text{Laju Alir Uap, } Q_v = \frac{wv}{\rho v} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.461})$$

$$= 2,2387 \text{ m}^3/\text{det}$$

Dari hal 463 buku Coulson & Richardson's vol 6 diperoleh data,

$$h_{\text{vesel}} = 0,5 D_{\text{vesel}}$$

$$L_{\text{vesel}}/D_{\text{vesel}} = 3 \text{ (untuk tekanan operasi 0-20 bar)}$$

11. Cross-sectional area untuk uap

$$A_v = \frac{\pi D_v^2}{4} \times \frac{h_v}{D_v} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$$

$$= \frac{3,14 \times D_v^2}{4} \times 0,5$$

$$= 0,3925 D_v^2$$

12. Vapour Velocity

$$U_v = Q_v/A_v \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$$

$$= 5,7036$$

13. Menghitung Diameter Vessel

- Required residence time $= \frac{h_{\text{vessel}}}{U_2} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$

$$= 0,0180 D_{\text{vessel}}$$

- Actual residence time $= \frac{L_{\text{vessel}}}{U_2} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.464})$

$$= 0,5260 D_{\text{vessel}}^3$$

- Pada buku Coulson & Richardson's p.464 untuk satisfactory separator

required residence time = actual

$$0,0180 D_{\text{vessel}} = 0,5260 D_{\text{vessel}}^3$$

$$D_{\text{vessel}} = 5,4039 \text{ m}$$

$$= 0,8620 \text{ m}/16 \text{ inch (standard pipe size)}$$

- Liquid height (hv) = $0,5 \times D_{\text{vessel}}$
= 0,4310 m

14. Menghitung Panjang Vessel

$$L_{\text{vessel}} = 3 D_{\text{vessel}} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, p.461})$$

15. Liquid hold-up time

- Liquid volumetric flow rate

$$Q_1 = \frac{wl}{\rho l}$$

$$= 1,6914 \text{ m}^3/\text{det}$$

- Liquid cross-sectional area

$$A_1 = \frac{\pi D_v^2}{4} \times \frac{hv}{D_v}$$

$$= 2,1210 \text{ m}^2$$

- Hold-up volume

$$= A_1 \times L_v$$

$$= 3,5875 \text{ m}^3$$

- Jadi hold up time = hold-up volume/ Q_1

$$= 2,1210 \text{ s}$$

$$= 0,0354 \text{ menit}$$

Hold-up time min 10 menit (Coulson halaman 461). Maka diperlukan peningkatan dari diameter vessel dan diameter harus dikalikan dengan faktor pengali sebesar $(10/3)^{0,5} = 1,8257$

$$\text{Maka } D_v = 1,8257 \times 5,4039 \text{ m} = 9,8661 \text{ m}$$

$$L_v = 3 \times 9,8661 \text{ m} = 29,5982 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Liquid volume} &= (\pi \times D_v^2 / 4) \times 0,5 \times L_v \\ &= (3,14 \times (9,8661)^2) \times 0,5 \times 29,5982 \\ &= 1.130,8231 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{New Residence time} &= 1.130,8231 / 1,6914 \\ &= 668,5628 \text{ det} \\ &= 11,1427 \text{ menit} \end{aligned}$$

16. Tebal Dinding.t

Dimana:

$$Tr = \frac{P \times R}{(S \times E_j) - (0,6 \times P)} + C$$

Keterangan

$$P = \text{Tekanan Design} = 1 \text{ atm} = 14,969 \text{ psi}$$

$$R = \text{Jari-jari} = 4,9330 \text{ m}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 13.700 \text{ psi (Tabel 4, Peter hal.538)}$$

$$E_j = \text{Welding Joint Efficiency} = 0,8500$$

$$C = \text{Tebal Korosi yang diizinkan} = 0,0038 \text{ m (Tabel 6. Peter hal. 542)}$$

Sehingga, tebal dinding tangki adalah:

$$= 0,0100 \text{ m}$$

$$= 1,0030 \text{ cm}$$

Spesifikasi Vaporizer-01 (VP-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Vaporizer
-----------	-----------

Kode Alat	VP-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Untuk meanaikan suhu dan mengubah fase etanol

DATA DESIGN

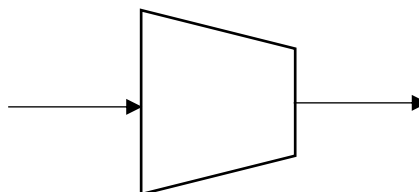
Tipe	Silinder horizontal
Temperatur Design	98 °C
Tekanan Design	1 atm

DATA MEKANIK

Laju Alir uap	2,2387 m ³ /det
Laju Alir Liquid	0,0005 m ³ /det
Diameter Vessel	5,4039 m
Panjang Vessel	16,2116 m
Tebal dinding	1,0030 m
Bahan Konstruksi	Carbon steel

C.4. Kompresor-01 (C-01)

Nama	: Kompresor gas menuju Reaktor
Fungsi	: Mengalirkan dan menaikkan tekanan etanol, etilen dan air fasa gas keluaran evaporator
Tipe	: Multistage centrifugal compressor



1. Data

Temperatur : 269,1443 °C = 215, 315 R

Tekanan in : 1 atm

Tekanan out : 18 atm

Laju alir : 14124,14347 kg/jam = 31129,6 lb/jam =
518,827 lb/menit

Faktor keamanan : 0,1

Maka, laju alir : 570,7095573 lb/menit

Densitas : 0,09117 lb/ft³

Laju volumetrik (Q) : 6259, 839391 ft³/menit = 104, 331 ft³/detik

Cp campuran : 74191, 8500 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 1$$

2. Power Kompresor

$$P_c = \frac{0,0643 \text{ kT } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 642, 301785 \text{ HP} = 650 \text{ HP}$$

$$= 484, 705 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 215, 315 R

K = rasio panas gas spesifik = 1

Q = Laju volumetric = 6259, 84 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 1 atm

P2 = tekanan keluar = 18 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

3. 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).

$$N = 1$$

$$Rc = 18$$

$$N = 2$$

$$Rc = 4,24264$$

$$N = 3$$

$$Rc = 2,620741394$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 3.

Stage 1

$$T1 = 269,1443 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$T2 = 269,1445866 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Stage 2

$$T1 = 269,1445866 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN}$$

$$T_2 = 269,1448732 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Stage 3

$$T_1 = 269,1448732 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN}$$

$$T_2 = 269,1451598 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4. Data

Temperatur : 269,1443 $^\circ\text{C}$ = 215,315 R

Tekanan in : 1 atm

Tekanan out : 18 atm

Laju alir : 14124,14347 kg/jam = 31129,6 lb/jam =
518,827 lb/menit

Faktor keamanan : 0,1

Maka, laju alir : 570,7095573 lb/menit

Densitas : 0,09117 lb/ft³

Laju volumetrik (Q) : 6259,839391 ft³/menit = 104,331 ft³/detik

Cp campuran : 74191,8500 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 1$$

5. Power Kompresor

$$P_c = \frac{0,0643 \text{ } kT \text{ } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 642,301785 \text{ HP} = 650 \text{ HP}$$

$$= 484,705 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 215, 315 R

K = rasio panas gas spesifik = 1

Q = Laju volumetric = 6259, 84 ft³/menit

P_1 = tekanan masuk = 1 atm

P_2 = tekanan keluar = 18 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

6. 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).

$$N = 1$$

$$R_c = 18$$

$$N = 2$$

$$R_c = 4,24264$$

$$N = 3$$

$$R_c = 2,620741394$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 3.

Stage 1

$$T1 = 269,1443 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$T2 = 269,1445866 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Stage 2

$$T1 = 269,1445866 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN}$$

$$T2 = 269,1448732 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Stage 3

$$T1 = 269,1448732 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN}$$

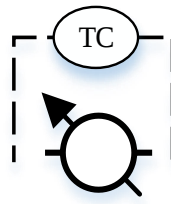
$$T2 = 269,1451598 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-01
Kode Alat	C-01
Jumlah	2 unit (1 cadangan)
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan etanol, etilen dan air fasa gas keluaran evaporator
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage Centrifugal Compressor</i>
Temperatur	269,1443 °C

Tekanan	18 atm					
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel</i>					
DATA MEKANIK						
Rasio Panas	1					
Densitas	0,09117 lb/ft ³					
Laju Volumetrik	6259, 839391 ft ³ /min					
Tekanan Masuk	1 atm					
Tekanan Keluar	18 atm					
Efisiensi	75%					
Power Compressor	642, 301785 HP					
Jumlah Stage	3					
Stage 1			Stage 2		Stage 3	
Rc	18	Rc	4, 24264	Rc	2,620741394	
T1	269, 1443	T1	269,1445866	T1	269,1448732	
T2	269,1445866	T2	269,1448732	T2	269,1451598	

C.5. Heater-01 (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan input Reaktor
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Gambar	:



Fluida Panas :

$$W = 1594,235256 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 600 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1112 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 440 \text{ }^{\circ}\text{C} = 824 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 14124,14347 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 269,1443^{\circ}\text{C} = 516,45974 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 430 \text{ }^{\circ}\text{C} = 806 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 496.068 \text{ kJ/jam}$$

$$= 470179,63 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
1112	Suhu tinggi	806	306
824	Suhu rendah	516,45974	307,54026

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 306,7694855^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 306,7694855^\circ\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 968^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 661,22987^\circ\text{F}$$

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,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 218,9543684 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$N_t = 67,8058 \text{ tube}$$

$$= 744 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 2402,47644$$

$$\text{UD} = 6,3796 \text{ (terpenuhi)}$$

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)	= 744 <i>tube</i>	
<i>Tube sheet</i>	= 0,9375 in <i>triangular pitch</i>	
Rd yang diijinkan	= 0,003	

Shell side :

ID	= 29 in	= 0,7366 m
<i>Baffle space</i> min	= 14,5 in	= 0,3683 m
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
= 0,862833333 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
= 1594,2352 / 0,862833333
= 4073,38348 lb/(hr) (ft²)
- d. Bilangan Reynold, Ret

$$Dt = 0,652 \text{ in} = 0,05433333 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,023 \text{ cP} = 0,05566 \text{ lb/ft.hr}$$

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$\text{Ret} = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= 3976,293612$$

e. h_{io}

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$h_{io} = 1.500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

f. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o/\Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v/\Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 674,0456145$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clerance (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,19 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,5840 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 14124,14347 / 0,584027778$$

$$= 53316,10565 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,01594 \text{ cP} = 0,0386 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 85558,95965$$

e. jH = 200 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. Prandlt Number (Pr)

$$T_{avg} = 968$$

$$k = 0,00891$$

$$C_p = 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 2,271737845 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 65,39659769 \text{ /hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. tube-wall temperature (tw)

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,01943 \text{ cp}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726625$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 63,60881819 \text{ btu/jam ft F}$$

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 (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c x U_d} = 0,1216$$

9. Pressure drop

a. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 3976,2936$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 482 F

$$V = 0,3293$$

$$s = 0,048587914$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta P_t) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t} \\ &= 0,001109173 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 4073,38348 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta P_r = 5,9274 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 5,928509173 \text{ psi}$$

b. Shell Side

Faktor friksi

$$Re_s = 85558,95965$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,187 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,620238553$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L / B}$$

$$= 163,3655172$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi_s} = 1,0556 \text{ psi}$$

10. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
1112	Suhu tinggi	806	306
824	Suhu rendah	516,45974	307,54026

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 306,7694855^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 306,7694855^\circ\text{F}$$

11. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{avg} = 968^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 661,22987^\circ\text{F}$$

12. 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,

$$A = \frac{Q}{U_D x \Delta t}$$

$$A = 218,9543684 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L x a''}$$

$$N_t = 67,8058 \text{ tube}$$

$$= 744 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 2402,47644$$

$$UD = 6,3796 \text{ (terpenuhi)}$$

13. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 744 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

Shell side :

$$\text{ID} = 29 \text{ in} = 0,7366 \text{ m}$$

$$\text{Baffle space min} = 14,5 \text{ in} = 0,3683 \text{ m}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

14. Fluida Panas (*Tube Side*)

g. *Flow area per tube* (at') = 0,334 in²

h. *Total flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
= 0,862833333 ft²

i. *Mass Velocity*, Gt = W / at
= 1594,2352 / 0,862833333
= 4073,38348 lb/(hr) (ft²)

j. *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 = $\frac{Dt \times Gt}{\mu}$
= 3976,293612

k. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

hio = 1.500 Btu/hr ft² F

l. *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 = 674,0456145

15. *Fluida Dingin: Shell Side*

i. *Clerance* (C') = pitch – OD
= 0,19 in

j. Luas area laluan (as) $= \frac{IDxC'xB}{144xP_T}$

$$= 0,5840 \text{ ft}^2$$

k. Laju alir, (Gs) $= W / as$

$$= 14124,14347 / 0,584027778$$

$$= 53316,10565 \text{ lbm/hr ft}^2$$

l. Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,7428 \text{ in} = 0,0619 \text{ ft}$$

Viskositas (u) $= 0,01594 \text{ cP} = 0,0386 \text{ lb/ft.hr}$

Jadi, Res $= \frac{Ds \times Gs}{\mu}$

$$= 85558,95965$$

m. jH $= 200$ (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

n. Prandlt Number (Pr)

T avg $= 968$

k $= 0,00891$

Cp $= 2,708 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$ (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 2,271737845$$

o. ho

$$ho = jHx \frac{k}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi s$$

ho/ ϕs $= 65,39659769 / \text{hr ft}^2 ^0\text{F}$

p. tube-wall temperature (tw)

pada μ_w , didapatkan :

$$\mu_w = 0,01943 \text{ cp}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0,9726625$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 63,60881819 \text{ btu/jam ft F}$$

16. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 61,0212 \text{ Btu/jam ft F}$$

17. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,1216$$

18. *Pressure drop*

c. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 3976,2936$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

Pada suhu = 482 F

$$V = 0,3293$$

$$s = 0,048587914$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta P_t) &= \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_{et} \times s \times \phi_t} \\ &= 0,001109173 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 4073,38348 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,036$$

Maka :

$$\Delta P_r = 5,9274 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 5,928509173 \text{ psi}$$

d. **Shell Side**

Faktor friksi

$$Re_s = 85558,95965$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,187 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,620238553$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 163,3655172$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s} = 1,0556 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-01</i>
Kode Alat	H-01
Fungsi	Memanaskan input Reaktor (R-01)
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	7 Btu/jam ft F
Rd	0,1216

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	0,65 in	Length	16,45 ft
B	14,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	2	Passes	2
ΔP_s	5,9539 psi	ΔP_t	9,2545 psi

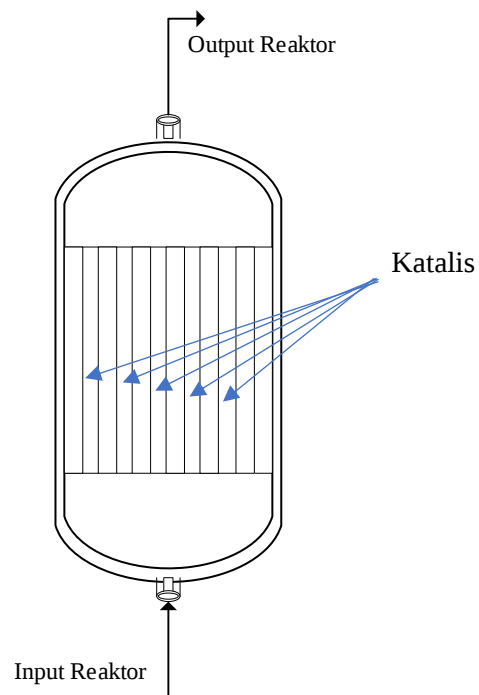
C.6. Reaktor-01 (R-01)

Fungsi : sebagai tempat untuk terjadinya reaksi pembentukan etilen dari dehidrasi etanol

Tipe : *Multitubular Fixed Bed Reactor*

Operasi : *Continous Reactor*

Gambar :



Gambar 11.1. Reaktor Fix Bed Multitubular

A. Data Design

Tempreatur = 430 °C

Tekanan = 18 atm

Konversi = 99,1 %

Laju aliran massa, W = 14124,14347 kg/jam

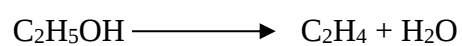
Katalis = ZSM-5 Zeolite

Porositas = 0,5

Diameter katalis = 0,5 mm

Densitas katalis (ρ_c) = 850 kg/m³

Reaksi Yang Terjadi :



$$P.V = n.R.T$$

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

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

$$\rho = \frac{18 \text{ atm} \times 32,0409 \text{ gr/mol}}{82,00 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{mol}} \times 453.1500 \text{ K}} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ kg}} = 20,6947 \text{ kg/m}^3$$

B. Volumetric Flowrate Reactan (Q)

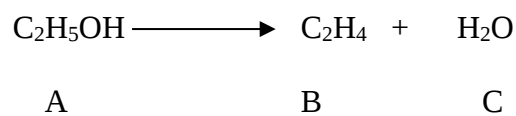
$$q = \frac{w}{\rho}$$

$$= \frac{14124,14347 \text{ kg/jam}}{14,0036 \text{ kg/m}^3} = 1008,608035 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,2801 \text{ m}^3/\text{s}$$

C. Menentukan Persamaan Laju Reaksi

Reaksi :



Asumsi reaksi orde satu

$$\begin{aligned} -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} \\ &= k C_A \end{aligned}$$

Dimana pada saat $t=t$:

$$\begin{aligned} C_A &= \frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A} = \frac{C_{AO}-C_{AO}X_A}{1+\epsilon X_A} \\ &= \frac{\Sigma \epsilon_{\text{produk}} - \Sigma \epsilon_{\text{reaktan}}}{\Sigma \epsilon_{\text{reaktan}}} \end{aligned}$$

Sehingga:

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

D. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan. Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B, kecepatan tumbukan dapat dihitung dengan persamaan *Arhenius (Levenspiel, 1972)* :

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

dimana:

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

Keterangan :

σ = konstanta *Lennard-Jones*

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

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

T = Temperatur reaksi = 703,1500 K

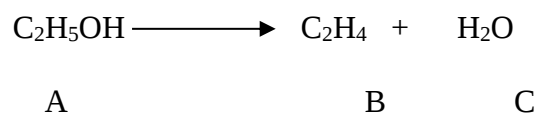
M = Berat molekul, kg/kmol

E = Energy aktivasi, kkal/mol

R = konstanta gas = 8,3140 j/mol.K

C = Konsentrasi reaktan

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Diketahui:

σ_A = 3,5850 A

M_A = 46,0681 kg/kmol

$\Delta H_{f298A} = 1,6054 \text{ kJ/mol}$

$$= 1.605,4338 \text{ J/mol}$$

Mencari nilai energi aktivasi

$$E_A = H_{f298A} - R.T$$

$$= (1.605,4338 \text{ J/mol}) - (8,314 \text{ J/molK} \cdot 703,15 \text{ K})$$

$$= -5844,383666 \text{ kJ/mol}$$

$$E = E_A$$

$$= -5844,383666 \text{ kJ/mol}$$

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

$$k = 2,654 \times 10^{05} \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

$$k = 265.482.000 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Mencari konsentrasi awal reaktan

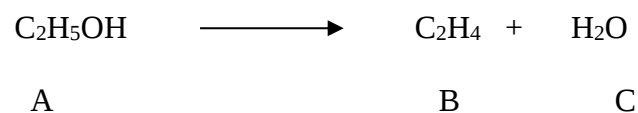
$$C_{AO} = F_{AO} / q$$

$$= 293,199204 \text{ kmol/jam} / 947,7165425 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,3093 \text{ kmol/m}^3$$

E. Menentukan kecepatan reaksi

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Dimana:

$$C_{AO} = 0,3093 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 99,1 \%$$

Maka:

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

$$C_A = 0,002784369 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-r_A = 73.745,0000 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{s} \times 0,002784369 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = 205,3333135 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$\text{Mass flowrate (W)} = 14124,14347 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 14,0036 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow rate (Q)} = 1008,608035 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

F. Volume Reaktor

$$\begin{aligned} V_{tr} &= \bar{t} \cdot Q \\ &= 0,003 \text{ jam} \times 1008,608035 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3,025824104 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

G. Menentukan Desain Tube Reaktor

Menentukan Diameter dan Panjang Tube Reaktor, D_T

$$d_k / D_T = 0,15 \text{ dengan } d_k = 0,0500 \text{ cm} \quad (J.M.Smith, \text{ Page } 571)$$

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

$$D_T = 0,0500 / 0,15 = 0,3333 \text{ cm} = 0,0033 \text{ m}$$

Dipilih spesifikasi berdasarkan literatur Tabel 10, Kern :

BWG	18	
OD	1,5 in	= 0,0381 m
ID	1,4 in	= 0,0356 m
a''	1,54 in ²	= 0,0391 m ²
L _T	16,4050 ft	= 5 m

H. Menentukan jumlah *tube* dalam reaktor, N_t

Volume 1 buah *tube*, V_t

$$V_t = A \times L_t$$

$$= 0,007940572 \text{ m}^3$$

Jumlah total *tube*, N_t

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

$$= \frac{0,007940572 \text{ m}^3}{3,025824104 \text{ m}^3}$$

$$= 381,0587035 \text{ tube}$$

faktor keamanan = 10%

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

$$= (1 + 0,1) \times 381,0587$$

$$= 419,1645739$$

$$\approx 419$$

Volume satu buah *tube* reaktor,

$$V_T = A \times L_t$$

$$= 0,007940572 \text{ m}^3$$

Volume *tube* reaktor,

$$\begin{aligned}
 V_{TR} &= N_T \times V_T \\
 &= 419 \times 0,007940 \text{ m}^3 \\
 &= 3,328406 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

I. Menentukan Volume Katalis (V_k) dan Berat Katalis (W_k)

Menghitung Volume Katalis

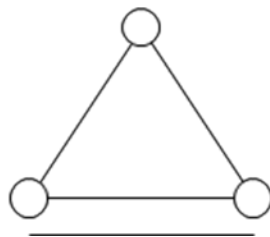
$$\begin{aligned}
 \phi &= 0,5 \\
 V_{TR} &= 3,328406 \text{ m}^3 \\
 V_k &= (1 - \Phi) \cdot V_{TR} \\
 &= (1 - 0,5) \times 3,328406 \text{ m}^3 \\
 V_k &= 1,664203257 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Berat Katalis

$$\begin{aligned}
 \rho_k &= 850 \text{ kg/m}^3 \\
 W_k &= \rho_k \cdot V_k \\
 W_k &= 850 \text{ kg/m}^3 \times 1,664203257 \text{ m}^3 \\
 &= 1.414,5727 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

J. Menentukan Desain Shell Reaktor

Diameter Shell Equivalent, D_s



Tube disusun secara *triangularpitch* dengan alasan :

- 1) Susunan *tube* lebih kuat
- 2) Koefisien perpindahan panas lebih baik
- 3) Lebih mudah dibersihkan secara kimiawi
- 4) Jumlah lubang tiap satuan lebih besar dari pada susunan *square pitch*

- 5) Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi terjamin.

Dipilih *triangular pitch* :

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance} &= \frac{1}{2} \times \text{OD} \\
 &= \frac{1}{2} \times 0,0381 \text{ m} \\
 &= 0,0191 \text{ m} \\
 \text{Tube pitch, } p_t &= \text{OD} + C \\
 &= 0,0381 \text{ m} + 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0572 \text{ m} \\
 \text{Luas } \textit{triangular pitch} (A) &= \frac{1}{2} p_t (p_t \cdot \sin 60) \\
 &= \frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m} (0,0572 \text{ m} \cdot \sin 60) \\
 &= 0,0014 \text{ m}^2 \\
 \text{Free area, } (A_f) &= A - \pi \times \text{OD}^2 / 4 \\
 &= 0,0014 \text{ m}^2 - (0,0381)^2 / 4 \\
 &= 0,00027 \text{ m}^2 \\
 \text{Total free volume, } (V_f) &= A_f \times N_t \times L_t \\
 &= 0,00027 \text{ m}^2 \times 419 \times 7,999 \text{ m} \\
 &= 0,921286 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume shell, } (V_s) &= V_f + V_{Tr} \\
 &= 0,921286 \text{ m}^3 \times 3,328406 \text{ m}^3 \\
 &= 4,2496928 \text{ m}^3 \\
 \text{Areashell, } (A_s) &= V_s / L_t \\
 &= 4,2496928 \text{ m}^3 / 7,999 \\
 &= 0,531252 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter } \textit{shell}, (D_S) &= \frac{4 \times A_s}{3,14^{1/2}} \\
 &= \frac{4 \times 0,531252 \text{ m}^2}{3,14^{1/2}} \\
 &= 1,645301 \text{ m}
 \end{aligned}$$

K. Tinggi Head Reaktor, H_S

Head Reaktor berbentuk *ellipsoidal*

$$\begin{aligned}
 H_S &= 0,25 \times D_S \\
 &= 0,25 \times 1,645301 \text{ m} \\
 &= 0,411325 \text{ m}
 \end{aligned}$$

L. Tinggi Reaktor Total, H_R

$$\begin{aligned}
 H_R &= \text{Panjang } \textit{tube} \text{ reaktor} + 2 \cdot \text{Tinggi } \textit{Head} \text{ reaktor} \\
 &= 7,999 \text{ m} + (2 \times 0,411325 \text{ m}) \\
 &= 8,822041 \text{ m}
 \end{aligned}$$

M. Volume Head Reaktor, V_{H_F}

$$\begin{aligned}
 V_{H_R} &= 2 \times \frac{\pi}{24} D_S^3 \\
 &= 2 \times \frac{3,14}{24} \times 1,645301^3 \\
 &= 1,165426 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

N. Volume Total Reaktor, V_R

$$\begin{aligned}
 V_R &= \text{volume } \textit{shell} + \text{volume } \textit{head} \text{ reaktor} \\
 &= 4,2496928 \text{ m}^3 + 1,165426 \text{ m}^3 \\
 &= 5,415119 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

O. Tebal Dinding Reaktor, t

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

(Peters, table 4, p. 537)

Dimana

t = tebal tangki bagian silinder (in)

P = tekanan *design* = 5 x tekanan operasi

= 5 x 18 atm

= 90 atm

D_s = diameter *shell* = 1,645301 m

r = 0,822650 m = 38,9632 in

S = *working stress allowable* bahan *Stainless Steel 304*

= 10.500psia

= 714,4801 atm (Peters, table4, p.537)

E = *welding joint efficiency*

= 0,85 (Peters, table4, p. 537)

Dari *Handbook of Corrosion Data* (Craig,B.D.danD.B.Anderson,1995), laju korosi untuk *Stainless Steel 316* pada lingkungan Etilena sebesar 0,22 mm/tahun.

C = Tebal korosi yang diizinkan

= laju korosi x *service life*

= 0,22 mm/tahun x 11 tahun

= 2,42 mm

= 0,00242 m

Maka:

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

$$= 0,015801074\text{m}$$

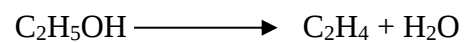
P. Outside Diameter Reaktor, OD

$$\begin{aligned}\text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 1,645301488\text{m} + 2 (0,015801074\text{m}) \\ &= 1,676903635 \text{ m} \\ \text{Ds} &= 1,645301488 \text{ m}\end{aligned}$$

Q. Data Design

$$\begin{aligned}\text{Tempreatur} &= 430 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 18 \text{ atm} \\ \text{Konversi} &= 99,1 \% \\ \text{Laju aliran massa, W} &= 14124,14347 \text{ kg/jam} \\ \text{Katalis} &= \text{ZSM-5 Zeolite} \\ \text{Porositas} &= 0,5 \\ \text{Diameter katalis} &= 0,5 \text{ mm} \\ \text{Densitas katalis } (\rho_c) &= 850 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Reaksi Yang Terjadi :



$$P.V = n.R.T$$

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

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

$$\rho = \frac{18 \text{ atm} \times 32,0409 \text{ gr/mol}}{82,00 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{mol}} \times 453.1500 \text{ K}} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ kg}} = 20,6947 \text{ kg/m}^3$$

R. Volumetric Flowrate Reactan (Q)

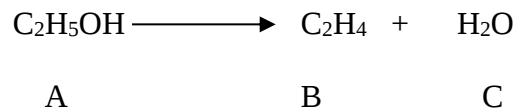
$$q = \frac{w}{\rho}$$

$$= \frac{14124,14347 \text{ kg/jam}}{14,0036 \text{ kg/m}^3} = 1008,608035 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,2801 \text{ m}^3/\text{s}$$

S. Menentukan Persamaan Laju Reaksi

Reaksi :



Asumsi reaksi orde satu

$$\begin{aligned} -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} \\ &= k C_A \end{aligned}$$

Dimana pada saat $t=t$:

$$\begin{aligned} C_A &= \frac{C_{AO}(1-X_A)}{1+\epsilon X_A} = \frac{C_{AO}-C_{AO}X_A}{1+\epsilon X_A} \\ &= \frac{\Sigma \epsilon_{\text{produk}} - \Sigma \epsilon_{\text{reaktan}}}{\Sigma \epsilon_{\text{reaktan}}} \end{aligned}$$

Sehingga:

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

T. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan.

Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B, kecepatan tumbukan dapat dihitung dengan persamaan *Arrhenius* (*Levenspiel, 1972*) :

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

dimana:

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

Keterangan :

σ = konstanta *Lennard-Jones*

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

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

T = Temperatur reaksi = $703,1500 \text{ K}$

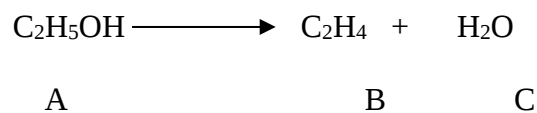
M = Berat molekul, kg/kmol

E = Energy aktivasi, kkal/mol

R = konstanta gas = $8,3140 \text{ j/mol.K}$

C = Konsentrasi reaktan

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Diketahui:

σ_A = $3,5850 \text{ A}$

M_A = $46,0681 \text{ kg/kmol}$

$\Delta H_{f298A} = 1,6054 \text{ kJ/mol}$

= $1.605,4338 \text{ J/mol}$

Mencari nilai energi aktivasi

$$E_A = H_{f298A} - R \cdot T$$

$$= (1.605,4338 \text{ J/mol}) - (8,314 \text{ J/molK} \cdot 703,15 \text{ K})$$

$$= -5844,383666 \text{ kJ/mol}$$

$$E = E_A$$

$$= -5844,383666 \text{ kJ/mol}$$

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

$$k = 2,654 \times 10^{05} \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

$$k = 265.482.000 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Mencari konsentrasi awal reaktan

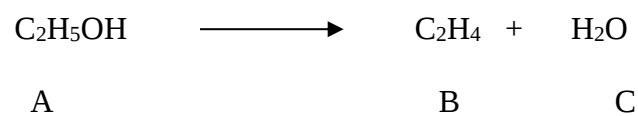
$$C_{AO} = F_{AO} / q$$

$$= 293,199204 \text{ kmol/jam} / 947,7165425 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,3093 \text{ kmol/m}^3$$

U. Menentukan kecepatan reaksi

Untuk reaksi



$$-r_A = k \cdot C_A$$

Dimana:

$$C_{AO} = 0,3093 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = 99,1 \%$$

Maka:

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

$$C_A = 0,002784369 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-r_A = 73.745,0000 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{s} \times 0,002784369 \text{ kmol/m}^3$$

$$-r_A = 205,3333135 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$\text{Mass flowrate (W)} = 14124,14347 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 14,0036 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow rate (Q)} = 1008,608035 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

V. Volume Reaktor

$$V_{tr} = \bar{t} \cdot Q$$

$$= 0,003 \text{ jam} \times 1008,608035 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3,025824104 \text{ m}^3$$

W. Menentukan Desain Tube Reaktor

Menentukan Diameter dan Panjang Tube Reaktor, D_T

$$d_k / D_T = 0,15 \text{ dengan } d_k = 0,0500 \text{ cm} \quad (J.M.Smith, \text{ Page } 571)$$

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

$$D_T = 0,0500 / 0,15 = 0,3333 \text{ cm} = 0,0033 \text{ m}$$

Dipilih spesifikasi berdasarkan literatur Tabel 10, *Kern* :

BWG	18	
OD	1,5 in	= 0,0381 m
ID	1,4 in	= 0,0356 m

a''	$1,54 \text{ in}^2$	$= 0,0391 \text{ m}^2$
L_T	$16,4050 \text{ ft}$	$= 5 \text{ m}$

X. Menentukan jumlah *tube* dalam reaktor, N_t

Volume 1 buah *tube*, V_t

$$V_t = A \times L_t$$

$$= 0,007940572 \text{ m}^3$$

Jumlah total *tube*, N_t

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

$$= \frac{0,007940572 \text{ m}^3}{3,025824104 \text{ m}^3}$$

$$= 381,0587035 \text{ tube}$$

faktor keamanan = 10%

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

$$= (1 + 0,1) \times 381,0587$$

$$= 419,1645739$$

$$\approx 419$$

Volume satu buah *tube* reaktor,

$$V_T = A \times L_t$$

$$= 0,007940572 \text{ m}^3$$

Volume *tube* reaktor,

$$V_{TR} = N_T \times V_T$$

$$= 419 \times 0,007940 \text{ m}^3$$

$$= 3,328406 \text{ m}^3$$

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

Menghitung Volume Katalis

$$\phi = 0,5$$

$$V_{TR} = 3,328406 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V_k &= (1 - \phi) \cdot V_{TR} \\ &= (1 - 0,5) \times 3,328406 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_k = 1,664203257 \text{ m}^3$$

Menghitung Berat Katalis

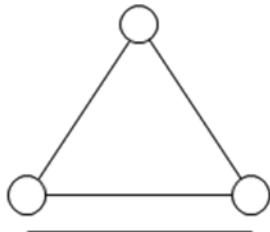
$$\rho_k = 850 \text{ kg/m}^3$$

$$W_k = \rho_k \cdot V_k$$

$$\begin{aligned} W_k &= 850 \text{ kg/m}^3 \times 1,664203257 \text{ m}^3 \\ &= 1.414,5727 \text{ kg} \end{aligned}$$

Z. Menentukan Desain Shell Reaktor

Diameter Shell Equivalent, Ds



Tube disusun secara *triangularpitch* dengan alasan :

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

Dipilih *triangular pitch* :

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

$$\begin{aligned}
&= \frac{1}{2} \times 0,0381 \text{ m} \\
&= 0,0191 \text{ m} \\
\text{Tube pitch, } p_t &= OD + C \\
&= 0,0381 \text{ m} + 0,0191 \text{ m} \\
&= 0,0572 \text{ m} \\
\text{Luas } triangular \text{ pitch (A)} &= \frac{1}{2} Pt (Pt. \sin 60) \\
&= \frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m} (0,0572 \text{ m} \cdot \sin 60) \\
&= 0,0014 \text{ m}^2 \\
\text{Free area, (A}_f\text{)} &= A - \pi \times OD^2 / 4 \\
&= 0,0014 \text{ m}^2 - (0,0381)^2 / 4 \\
&= 0,00027 \text{ m}^2 \\
\text{Total free volume, (V}_f\text{)} &= A_f \times N_t \times L_t \\
&= 0,00027 \text{ m}^2 \times 419 \times 7,999 \text{ m} \\
&= 0,921286 \text{ m}^3 \\
\text{Volume shell, (V}_s\text{)} &= V_f + V_{Tr} \\
&= 0,921286 \text{ m}^3 \times 3,328406 \text{ m}^3 \\
&= 4,2496928 \text{ m}^3 \\
\text{Areashell, (A}_s\text{)} &= V_s / L_t \\
&= 4,2496928 \text{ m}^3 / 7,999 \\
&= 0,531252 \text{ m}^2 \\
\text{Diameter shell, (D}_s\text{)} &= \frac{4 \times A_s}{3,14^{1/2}} \\
&= \frac{4 \times 0,531252 \text{ m}^2}{3,14^{1/2}} \\
&= 1,645301 \text{ m}
\end{aligned}$$

AA. Tinggi Head Reaktor, H_s

Head Reaktor berbentuk *ellipsoidal*

$$\begin{aligned} H_s &= 0,25 \times D_s \\ &= 0,25 \times 1,645301 \text{ m} \\ &= 0,411325 \text{ m} \end{aligned}$$

BB. Tinggi Reaktor Total, H_R

$$\begin{aligned} H_R &= \text{Panjang } tube \text{ reaktor} + 2 \cdot \text{Tinggi } Head \text{ reaktor} \\ &= 7,999 \text{ m} + (2 \times 0,411325 \text{ m}) \\ &= 8,822041 \text{ m} \end{aligned}$$

CC. Volume Head Reaktor, VH_F

$$\begin{aligned} VH_R &= 2 \times \frac{\pi}{24} D_s^3 \\ &= 2 \times \frac{3,14}{24} \times 1,64530^3 \\ &= 1,165426 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

DD. Volume Total Reaktor, V_R

$$\begin{aligned} V_R &= \text{volume } shell + \text{volume } head \text{ reaktor} \\ &= 4,2496928 \text{ m}^3 + 1,165426 \text{ m}^3 \\ &= 5,415119 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

EE. Tebal Dinding Reaktor, t

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

(Peters, table 4, p. 537)

Dimana

t = tebal tangki bagian silinder (in)

P	= tekanan <i>design</i>	= 5 x tekanan operasi
		= 5 x 18 atm
		= 90 atm
D _s	= diameter <i>shell</i>	= 1,645301 m
r	= 0,822650 m	= 38,9632 in
S	= <i>working stress allowable</i> bahan <i>Stainless Steel 304</i>	
	= 10.500psia	
	= 714,4801 atm	(Peters, table4, p.537)
E	= <i>welding joint efficiency</i>	
	= 0,85	(Peters, table4, p. 537)

Dari *Handbook of Corrosion Data* (Craig,B.D.danD.B.Anderson,1995), laju korosi untuk *Stainless Steel 316* pada lingkungan Etilena sebesar 0,22 mm/tahun.

C	= Tebal korosi yang diizinkan
	= laju korosi x <i>service life</i>
	= 0,22 mm/tahun x 11 tahun
	= 2,42 mm
	= 0,00242 m

Maka:

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

$$= 0,015801074\text{m}$$

FF. Outside Diameter Reaktor, OD

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

$$= 1,645301488\text{m} + 2 (0,015801074\text{m})$$

$$= 1,676903635 \text{ m}$$

$$D_s = 1,645301488 \text{ m}$$

Reaktor 01		
Jumlah	1 buah	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Mendehidrasi Metanol	
Tipe	Multitubular Fixed Bed Reactor	
Kondisi Operasi		
Tekanan	18	atm
Temperatur	430	°C
Veseel		
	Silinder	Head
Jenis	Silinder	Ellipsoidal
Material	Stainless Steel 316	Stainless Steel 316
Diameter	1,6453m	1,6453m
Tebal Dinding	0,0158	m
Volume Silinder	4,2497	m³
Volume Head	1,1654	m³
Tinggi Total Reaktor	8,8220	m
Volume total Reaktor	5,4151	m³
Tube		
Jumlah	419	

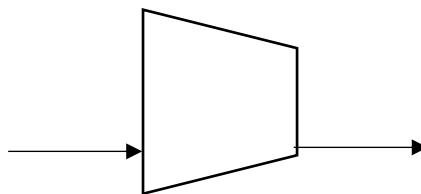
Material	<i>Stainless Steel 316</i>
Panjang	7,999 m
Volume per tube	0,0079 m ³
Diameter luar	0,0381 m
Diamter dalam	0.0356 m
BWG	18
a" (<i>flow area per tube</i>)	0.0391 m ²
Katalis	Cu/ZnO
Diameter luar katalis	0,0391 m

C.7. Kompresor-02 (C-01)

Nama : Kompresor gas menuju Kolom Destilasi

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan etanol, etilen dan air fasa gas keluaran Reaktor

Tipe : *Single Stage Compressor*



Temperatur : 430,0000 °C = 344 R

Tekanan in : 18 atm

Tekanan out	: 25 atm
Laju alir	: 14124,143 kg/jam = 31129,6 lb/jam = 518,827 lb/menit
Faktor keamanan	: 0,1
Maka, laju alir	: 570,70956 lb/menit
Densitas	: 0,4827 lb/ft ³
Laju volumetrik (Q)	: 1182, 3277 ft ³ /menit = 19, 7055 ft ³ /detik
Cp campuran	: 63268, 89 Kj /kmol C

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 1,002717$$

7. Power Kompresor

$$P_c = \frac{0,0643 \text{ kT } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 22, 028428 \text{ HP} = 25 \text{ HP}$$

$$= 18, 6425 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Suhu masuk = 344 R

K = rasio panas gas spesifik = 1

Q = Laju volumetric = 182, 3 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 18 atm

P2 = tekanan keluar = 25 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

8. Rasio Kompresi (Rc)

$$Rc = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

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).

$$N = 1$$

$$R_c = 1,38888889$$

$$N = 1$$

$$R_c = 1,38889$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 1.

Stage 1

$$T_1 = 430 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : Peter})$$

$$T_2 = 430,00018 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kompresor-02
Kode Alat	C-02
Jumlah	1 unit

Fungsi Mengalirkan dan menaikkan tekanan etanol, etilen dan air fasa gas keluaran Reaktor

DATA DESAIN		
Tipe	Multi tubular fix bed	
Temperatur	430 °C	
Tekanan	25 atm	
Bahan Kontruksi	Carbon steel	
DATA MEKANIK		
Rasio Panas	1,38889	
Densitas	0,0355 lb/ft ³	
Laju Volumetrik	1182, 3277 ft ³ /min	
Tekanan Masuk	18 atm	
Tekanan Keluar	25 atm	
Efisiensi	75%	
Power Compressor	22,028428 HP	
Jumlah Stage	1	
Stage 1		
Rc	1,3889	Rc
T1	430	T1
T2	430,00018	T2

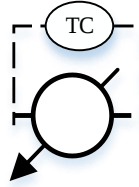
C.8. *Chiller-01 (CH-01)*

Fungsi : Mendinginkan input Kolom Destilasi

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 14.223,01242 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 484 \text{ }^{\circ}\text{C} = 903,2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 18 \text{ }^{\circ}\text{C} = 64,4 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 231.442.031,33 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = -60 \text{ }^{\circ}\text{C} = -76 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 280 \text{ }^{\circ}\text{C} = 536 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beban Panas *Heater*

$$Q = 14.354.879,81 \text{ kJ/jam} = 13.605.727,34 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
903,2	Suhu tinggi	536	367,2
64,4	Suhu rendah	-76	140,4

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 235,9032303 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= 61,6642$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= 60,7024$$

$$F_t = 0,98 \quad (\text{Fig.18, DQ. Kern, 1950})$$

$$\Delta t = 235,9032303 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 483,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 230 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$OD = 0,75 \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$\text{Didapat luas permukaan luar (a'')} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 2307,001447 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube* (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 714,4332607 \text{ tube}$$

$$N_t = 744 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = Nt \cdot L \cdot a'' = 2402,47644 \text{ ft}^2$$

$$UD = 24,0065 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

a. Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 16,45 \text{ ft} = 5,0140 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = 0,0166 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 744 \text{ tube}$$

$$\text{Tube sheet} = 0,9375 \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Rd yang diijinkan} = 0,003$$

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 in²

$$\begin{aligned} \text{Total flow area (at)} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\ &= 0,862833333 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. *Mass Velocity, Gt* = W / at

$$\begin{aligned} &= 31356,05317 / 0,862833333 \\ &= 36340,7995 \text{ lb/(hr) (ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

c. Velocity (V)

$$V = Gt/3600 \rho$$

$$= 2,119879 \text{ ft/s}$$

d. h_i

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$h_i = 600$$

e. h_{io}

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

f. Bilangan Reynold, Ret

$$Dt = 0,652 \text{ in} = 0,054333 \text{ ft}$$

Viskositas (μ) = 0,015 cP = 0,0363 lb/ft.hr (Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= 54394,40146$$

6. Fluida Panas : *Shell Side*

a. *Clerance* (C') $= pitch - OD$

$$= 0,19$$

b. Luas area laluan (as) $= \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,584027778 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir (Gs) $= W / as$

$$= 510237102 / 0,584027778 \text{ ft}^2$$

$$= 873652113,3 \text{ lbm/jam ft}^2$$

d. Condensing load (G'')

$$G'' = W/(L \text{ } Nt)^{2/3}$$

$$= 98,70829 \text{ lb/hr lin ft}$$

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

$$h_o' = h_o / \phi_s \times \phi_s$$

$$h_o'' = 216,3170 \text{ (mendekati)}$$

h. Reynold Number (Re_s)

$$Re_s = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$D_s = 0,742834395 \text{ in} = 0,061902866 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,015 \text{ cP} = 0,0363 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka } Re_s = 1.489.850.410,77$$

7. *Clean Overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 189,0534 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

8. *Dirt Factor* (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0364$$

9. Pressure drop

a. Tube side

$$\text{Untuk } Re_t = 54394,40146$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0013 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

$$s = 0,076190476$$

$$\text{Pressure drop (} \Delta P_t \text{)} = \frac{f x G t^2 x L x n}{5,22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t}$$

$$= 0,261391021 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4\eta V^2}{s 2g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 36340,7995 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,19$$

Maka :

$$\Delta P_r = 19,95 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 20,21139102 \text{ psi}$$

b. Shell Side

$$Re_s = 1.489.850.410,77$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 791,0447354$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 163,3655172$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 28,18005481 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Chiller-01		
Kode Alat	CH-01		
Fungsi	Mendinginkan input Kolom Destilasi		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	189,0534 Btu/jam ft F		
UD	25 Btu/jam ft F		
Rd	0,1854 Calculated		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	29 in	Length	16,45 ft
B	14,5 in	OD, ID	0,75 in; 0,652 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	2
ΔPs	5,9499 psi	ΔPt	9,0733 psi

C.9. Kolom Distilasi -01 (KD-01)

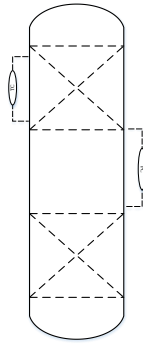
Fungsi : Memisahkan Etilen dari Etanol dari air

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 Unit

Gambar :



Kondisi *Feed* :

Temperatur : $18,0574\text{ }^{\circ}\text{C} = 291,0574\text{ }^{\circ}\text{K}$

Tekanan : 25 atm

Kondisi *top* :

Temperatur : $15,2794\text{ }^{\circ}\text{C} = 288,2794\text{ }^{\circ}\text{K}$

Tekanan : 25 atm

Kondisi *bottom* :

Temperatur : $223,8913\text{ }^{\circ}\text{C} = 496,8913\text{ }^{\circ}\text{K}$

Tekanan : 25 atm

1. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah Etilen (C_2H_4)

Heavy key adalah air dan etanol

Komponen	X,D	X,B	X.F
----------	-----	-----	-----

Etilen	0,9996	0,0002	0,4713
Air	0,0003	0,9916	0,5243
Etanol	0,0000	0,0080	0,0042

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	960,5105	7,7275	86,1534
Air	0,3937	0,4895	0,4390
Etanol	1	1	1
Total			87,5925

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 : 3,6863 *stage*

b. *Refluks minimum*

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan *Underwood* :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *feed* dalam kolom distilasi adalah saturated liquid and gas,

maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa liquid:

$$q = 0,049$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0,951 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

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	0,4668	0,5443
Air	0,0212	0,0181
Etanol	0,0004	0,0010
Total	0,5001	0,5634

Sehingga :

$Rm + 1$: 0,5634

Rm : 0,4365

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 Rm (Geankoplis), jadi :

Rop : 0,5238

c. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar

maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,3437$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,3038$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,25$$

Nteoritis : 14,7454 *stage*

d. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan. Pertama dilakukan perhitungan pada viskositas rata-rata.

$$\mu, D = 3,20E - 02 \text{ cP}$$

$$\mu, B = 0,1365 \text{ cP}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{avg \text{ distilat}} \times \mu_{avg \text{ bottom}}}$$

$$\mu_{avg} = 0,0667 \text{ cP}$$

$$\alpha_{avg} = 87,5925$$

$$\text{maka nilai } \alpha_{avg} \times \mu_{avg} = 5,7873 \text{ cP}$$

Berdasarkan grafik pada buku coulson, didapatkan :

Column Efficiency (Eo) 58 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 24,9922 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 26,9922 \text{ stage} = 27 \text{ stage}$$

(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)

$$B = 328,7742 \text{ kmol/jam}$$

$$D = 293,214 \text{ kmol/jam}$$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 122,4772$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 586,5656$$

$$\frac{B}{D} = 1,1212$$

$$= 80.553,3653$$

$$\text{Log } \frac{N_r}{N_s} = 1,0106$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 10,2483$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 27 *stage*

$$N_r = 24,5996 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 2,4003$$

Didapatkan *feed* masuk pada *stage* ke-24 dari atas

$$N_r = 24 \text{ stage}$$

$$N_s = 24 \text{ stage}$$

2. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 11.904,9908 \text{ kg/jam}$$

$$R = 8.224,5640 \text{ kg/jam}$$

$$L = 3.680,4267 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	3,3069	1,0223
<i>Density</i> (kg/m ³)	35,3540	843,7361

<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0935	0,0012
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0241	

Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0632$$

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 K₁ :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0.02}\right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,0487$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,2333 \text{ m/s}$$

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*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,1866 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

d. Maksimum volumetrik flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,0935 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,5011 \text{ m}^2$$

f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,5695 \text{ m}^2$$

g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,8517 \text{ m}$$

3. *Desain Plate*

a. *Downcomer area (Ad)*

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

(Coulson, pg. 473)

$$Ad = 0,0683 \text{ m}^2$$

b. *net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 0,5011 \text{ m}^2$$

c. *Active Area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 0,4328 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 0,0432 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31

coulson.

$$Sumbu Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{D_c} = 0,75$$

$$lw = 0,6388 \text{ m}$$

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*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 1,0223 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm, min)} = 70 \% \times Lm, \text{max} = 0,7156 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest (how, max)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 11,4922 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{min}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 9,0601 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \text{min} = 54,0601 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,2$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity (uh)} &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 1,9912 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual minimum vapor velocity (Uv, min actual)} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = \\ &1,5127 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Oleh karena nilai $Uv, \text{min actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima.

b. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole (Uh)} &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 2,1611 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

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 :

$$Co = 0,35$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{\dot{U}_h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} = 81,4750 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 14,8150 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop (ht)} &= hd + (hw + how) + hr = 152,7823 \\ &\text{mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss (hap)} = hw - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = hap \times \frac{lw}{100} = 0,0223 \text{ m}^2$$

Karena Aap < dari Ad, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{L_{m, max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 0,4875 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer (hbc)} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 209,7621 \\ &\text{mm} \\ &= 172,5 \text{ m} \end{aligned}$$

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)*

$$tr = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m, maks}} = 11,83080932 \text{ detik}$$

Berdasarkan Coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik. Maka perhitungan ini diterima.

e. *Entrainment*

$$uv = \frac{U_{v maks}}{A_n} = 0,186642476 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,063282693$$

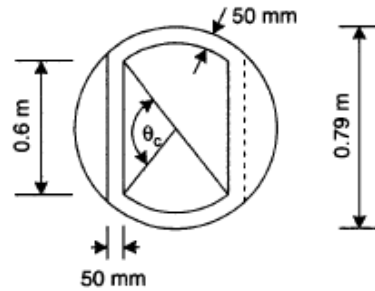
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,05$$

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

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 92^\circ C$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = (Dc - hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 1,294745917 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (Aup)} = 0,058263566 \text{ m}^2$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,001285294 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,014281048 \text{ m}$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 0,373272495 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,115953187$$

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* (A_{oh})

$$3,14 \frac{\pi}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} = 2.205,459136 = 2.203 \text{ holes}$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 30 \text{ atm}$$

$$D_a = 0,851751125 \text{ m}$$

$$r_i = 0,425875562 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13,700 \text{ psi} = 932,2296 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

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

$$t_{\text{head}} = 0,020645042 \text{ m}$$

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 = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,020645531 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID \times 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 0,893042186 \text{ m}$$

7. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 12.970,08019 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 6.971,631868 \text{ kg/jam}$$

$$B = 5.998,448323 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	1,9366	3,6028

Density (kg/m ³)	636,7352	893,7828
Volumetric flowrate (m ³ /det)	0,0030	0,0040
Surface tension (N/m)	0,0581	

8. Diameter Kolom (Dc)

a. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 1,570260298$$

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:

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,030943486$$

$$\text{kecepatan flooding (uf)} = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 0,019660591 \frac{m}{s}$$

- 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*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,015728473 \frac{m}{s}$$

- d. Maksimum volumetrik *flow area* (Uv maks)

$$Uv \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \cdot 3600}$$

$$Uv \text{ maks} = 0,003041397 \frac{m^3}{detik}$$

- e. *Net Area* (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,193368852 \text{ m}^2$$

- f. *Cross Section Area* (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 20,219737332 \text{ m}^2$$

- g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,529074823 \text{ m}$$

9. *Desain Plate*

a. Downcomer area (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

$$A_d = 0,02636848 \text{ m}^2$$

b. Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 0,193368852 \text{ m}^2$$

c. Active Area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,167000373 \text{ m}^2$$

d. Hole Area (A_h)

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$A_h = 0,016700037 \text{ m}^2$$

e. Weir Length (lw)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$Sumbu Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{D_c} = 0,75$$

$$lw = 0,396806117 \text{ m}$$

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

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 3,602800053 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70\% \times Lm, \max = 2,521960037 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \max) = 750 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 35,17880941 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \min) = 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 27,73404167 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \min = 72,73404167 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K2 = 30,8$$

$$\text{minimum desain vapor velocity } (uh) = \frac{[K2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 0,492993224 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Actual minimum vapor velocity ($Uv, \min \text{ actual}$) =

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 0,127483414 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

b. Plate Pressure Drop

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (Uh) = \frac{Uv, \max}{Ah} = 0,182119163$$

$$\frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$C_o = 0,84$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 1,70785016 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 13,98550078 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop (ht)} = \text{hd} + (\text{hw} + \text{how}) + \text{hr} = 95,87216035 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. Downcomer liquid backup

$$\text{downcomer pressre loss (hap)} = \text{hw} - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = \text{hap} \times \frac{lw}{1000} = 0,013888214 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 190,0349764 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer (hbc)} &= (\text{hw} + \text{how}) + \text{ht} + \text{hdc} \\ &= 190,0349764 \text{ mm} = 0,190034976 \text{ m} \end{aligned}$$

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)

$$tr = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 0,015728473 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 1,570260294$$

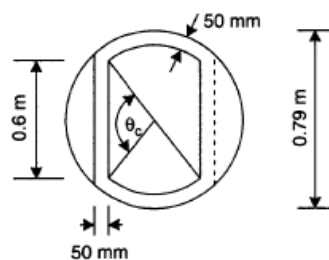
Didapatkan nilai Ψ dari *figure 11.29* buku coulson

$$\Psi = 0,15$$

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

$$\frac{lw}{Dc} = 0.75 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 92^\circ$$

mean length, unperforated edge strips (L_m) = 0,776886305 m

area of unperforated edge strips (A_{up}) = $hw \times L_m = 0,034959884 \text{ m}^2$

mean length of calming zone (L_{cz}) = $(D_c - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 0,008569056 \text{ m}$

area of calming zone (A_{cz}) = $2 (L_{cz} \times hw) = 0,000771215 \text{ m}^2$

total area perforations (A_p) = $A_a - (A_{up} + A_{cz}) = 0,131269274 \text{ m}^2$

Dari figure 11.33 coulson, untuk:

$$\frac{Ah}{A_p} = 0,127219697$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

12. Jumlah Holes

$$\text{area untuk 1 hole } (A_{oh}) = 3.14 \frac{an}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{A_{oh}} = 8.368,551 = 846 \text{ holes}$$

13. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

P : 30 atm

Da : 0,529074823 m

ri : 0,264537412 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

$$t_{bawah} = 0,032073282 \text{ m}$$

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

$$t_{silinder} = 0,59378527 \text{ m}$$

Maka :

OD = ID X 2 t silinder

OD = 1,8978 m

14. Total *Pressure Drop*

rectifying section = 152,782 mm liquid = 1.263,3 Pa

stripping section = 95,8722 mm liquid = 839,751 Pa

Total Pressure Drop = $(N1 \times \Delta P1) + (N2 \times \Delta P2) = 2.721,1368 \text{ Pa} = 0,04981 \text{ atm}$

15. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N1 \times \text{tray spacing}) + (N2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 14,4 \text{ m}$$

H elipsoidal atas $\frac{1}{4}ID = 0,212937781 \text{ m}$

H elipsoidal bawah = 0,132268706 m

H distilasi = 14,7452 m

Kondisi *Feed* :

Temperatur : 18,0574 °C = 291,0574 °K

Tekanan : 25 atm

Kondisi *top* :

Temperatur : 15,2794 °C = 288,2794 °K

Tekanan : 25 atm

Kondisi *bottom* :

Temperatur : 223,8913 °C = 496,8913 °K

Tekanan : 25 atm

16. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah Etilen (C₂H₄)

Heavy key adalah air dan etanol

Komponen	X,D	X,B	X.F
Etilen	0,9996	0,0002	0,4713
Air	0,0003	0,9916	0,5243
Etanol	0,0000	0,0080	0,0042

f. *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	960,5105	7,7275	86,1534
Air	0,3937	0,4895	0,4390
Etanol	1	1	1
Total			87,5925

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 : 3,6863 *stage*

g. *Refluks minimum*

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan *Underwood* :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *feed* dalam kolom distilasi adalah saturated liquid and gas,

maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa liquid:

$$q = 0,049$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0,951 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

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	0,4668	0,5443
Air	0,0212	0,0181
Etanol	0,0004	0,0010
Total	0,5001	0,5634

Sehingga :

$$Rm + 1 : 0,5634$$

$$Rm : 0,4365$$

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 Rm (Geankoplis), jadi :

$$Rop : 0,5238$$

h. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,3437$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,3038$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,25$$

Nteoritis : 14,7454 *stage*

i. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan. Pertama dilakukan perhitungan pada viskositas rata-rata.

$$\mu, D = 3,20E - 02 \text{ cP}$$

$$\mu, B = 0,1365 \text{ cP}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{avg \text{ distilat}} \times \mu_{avg \text{ bottom}}}$$

$$\mu_{avg} = 0,0667 \text{ cP}$$

$$\alpha_{avg} = 87,5925$$

$$\text{maka nilai } \alpha_{avg} \times \mu_{avg} = 5,7873 \text{ cP}$$

Berdasarkan grafik pada buku coulson, didapatkan :

Column Efficiency (Eo) 58 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

Naktual = 24,9922 *stage*

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 26,9922 \text{ stage} = 27 \text{ stage}$$

(Coulson, 1999)

j. 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)

$$B = 328,7742 \text{ kmol/jam}$$

$$D = 293,214 \text{ kmol/jam}$$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 122,4772$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 586,5656$$

$$\frac{B}{D} = 1,1212$$

$$= 80.553,3653$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 1,0106$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 10,2483$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 27 *stage*

$$N_r = 24,5996 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 2,4003$$

Didapatkan *feed* masuk pada *stage* ke-24 dari atas

$$N_r = 24 \text{ stage}$$

$$N_s = 24 \text{ stage}$$

17. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 11.904,9908 \text{ kg/jam}$$

$$R = 8.224,5640 \text{ kg/jam}$$

$$L = 3.680,4267 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	3,3069	1,0223
<i>Density</i> (kg/m ³)	35,3540	843,7361
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0935	0,0012
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0241	

Diameter Kolom (Dc)

h. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0632$$

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)

i. 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 :

$$K1 = 0,047$$

Dilakukan koreksi pada nilai K1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K^+ = 0,0487$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,2333 \text{ m/s}$$

j. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,1866 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

k. Maksimum volumetrik flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,0935 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

l. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,5011 \text{ m}^2$$

m. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,5695 \text{ m}^2$$

- n. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,8517 \text{ m}$$

18. *Desain Plate*

- g. *Downcomer area* (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

(Coulson, pg. 473)

$$A_d = 0,0683 \text{ m}^2$$

- h. *net area* (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 0,5011 \text{ m}^2$$

- i. *Active Area* (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,4328 \text{ m}^2$$

- j. *Hole Area* (A_h)

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$A_h = 0,0432 \text{ m}^2$$

- k. *Weir Length* (l_w)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31

coulson.

$$Sumbu Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,75$$

$$lw = 0,6388 \text{ m}$$

l. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

$$\text{Weir height (hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

19. *Pengecekan*

f. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 1,0223 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm, min)} = 70 \% \times Lm, \text{max} = 0,7156 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest (how, max)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 11,4922 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{min}}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 9,0601 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \text{min} = 54,0601 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,2$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity (uh)} &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 1,9912 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity } (U_v, \text{ min actual}) = \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 1,5127 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $U_v, \text{ min actual} > u_h$. Maka perhitungan ini dapat diterima.

g. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 2,1611 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dari figure 11.34 coulson, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka :

$$C_o = 0,35$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 81,4750 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 14,8150 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop } (ht) &= hd + (hw + how) + hr = 152,7823 \\ &\text{mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

h. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss } (hap) = hw - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (A_{ap}) = h_{ap} \times \frac{lw}{100} = 0,0223 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < \text{dari } A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (h_{dc}) = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 0,4875 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer } (h_{bc}) = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 209,7621 \text{ mm}$$

$$= 172,5 \text{ m}$$

Nilai h_{bc} 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 h_{bc} dapat diterima

i. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}} = 11,83080932 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik. Maka perhitungan ini diterima.

j. *Entrainment*

$$uv = \frac{U_{v \text{ maks}}}{A_n} = 0,186642476 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,063282693$$

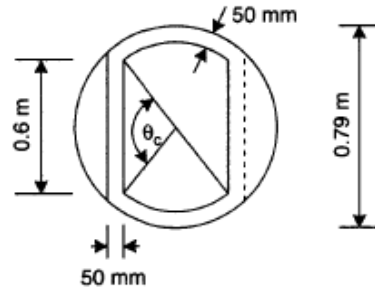
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,05$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

20. *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

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 92^\circ C$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = (Dc - hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 1,294745917 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (Aup)} = 0,058263566 \text{ m}^2$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,001285294 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,014281048 \text{ m}$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 0,373272495 \text{ m}^2$$

Dari *figure* 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,115953187$$

Sehingga :

$$\frac{Ip}{Ap} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

21. Jumlah *Holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{an}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} = 2.205,459136 = 2.203 \text{ holes}$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 30 \text{ atm}$$

$$Da = 0,851751125 \text{ m}$$

$$r_i = 0,425875562 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13,700 \text{ psi} = 932,2296 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

c. Bagian *head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

- E_j = Effisiensi pengelasan
 S = Tekanan kerja yang diizinkan
 C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{head} = 0,020645042 \text{ m}$$

d. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

- P = Tekanan desain
 r_i = Jari-jari kolom
 E_j = Effisiensi pengelasan
 S = Tekanan kerja yang diizinkan
 C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{silinder} = 0,020645531 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID + 2 t_{silinder}$$

$$OD = 0,893042186 \text{ m}$$

22. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 12.970,08019 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 6.971,631868 \text{ kg/jam}$$

$$B = 5.998,448323 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	1,9366	3,6028
<i>Density</i> (kg/m ³)	636,7352	893,7828
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0030	0,0040
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0581	

23. Diameter Kolom (Dc)

h. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 1,570260298$$

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)

i. 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:

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,030943486$$

$$\text{kecepatan flooding (uf)} = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 0,019660591 \frac{m}{s}$$

j. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,015728473 \frac{m}{s}$$

k. Maksimum volumetrik *flow area* (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_V \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,003041397 \frac{m^3}{detik}$$

l. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}}$$

$$A_n = 0,193368852 \text{ m}^2$$

m. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 20,219737332 \text{ m}^2$$

n. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,529074823 \text{ m}$$

24. *Desain Plate*

g. Downcomer area (A_d)

$$A_d = \% \text{downcomer} \times A_c$$

$$A_d = 0,02636848 \text{ m}^2$$

h. Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 0,193368852 \text{ m}^2$$

i. Active Area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,167000373 \text{ m}^2$$

j. Hole Area (A_h)

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$A_h = 0,016700037 \text{ m}^2$$

k. Weir Length (l_w)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,75$$

$$lw = 0,396806117 \text{ m}$$

l. 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

25. Pengecekan :

e. Check weeping

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, max) = \frac{L}{3600} = 3,602800053 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, min) = 70\% \times Lm, max = 2,521960037 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, max) = 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 35,17880941 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, min) = 750 \left[\frac{Lm, min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 27,73404167 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, min = 72,73404167 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K2 = 30,8$$

$$\text{minimum desain vapor velocity } (uh) = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 0,492993224 \frac{m}{s}$$

Actual minimum vapor velocity (Uv, min actual) =

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 0,127483414 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $U_{v,min} \text{ actual} > u_h$. Maka perhitungan ini dapat diterima

f. Plate Pressure Drop

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) = \frac{U_{v,max}}{A_h} 0,182119163$$

$$\frac{m}{s}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dari figure 11.34 coulson,

sehingga :

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$C_o = 0,84$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 1,70785016 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 13,98550078 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop } (ht) = hd + (hw + how) + hr = 95,87216035$$

mm liquid

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis

perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

g. Downcomer liquid backup

$$\text{downcomer pressre loss } (hap) = hw - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{1000} = 0,013888214 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (hdc) = 166 \left[\frac{Lm,max}{\rho_L Aap} \right]^2 = 190,0349764 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer } (hbc) &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 190,0349764 \text{ mm} = 0,190034976 \text{ m} \end{aligned}$$

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

h. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 0,015728473 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 1,570260294$$

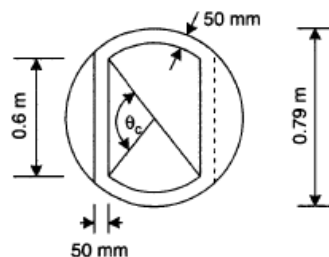
Didapatkan nilai Ψ dari figure 11.29 buku coulson

$$\Psi = 0,15$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

26. Trial layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir plate dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- b. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure 11.32 coulson*, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.75 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 92^\circ$$

mean length, unperforated edge strips (L_m) = 0,776886305 m

area of unperforated edge strips (A_{up}) = $hw \times L_m$ = 0,034959884 m²

mean length of calming zone (L_{cz}) = $(Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$ = 0,008569056 m

area of calming zone (A_{cz}) = $2 (L_{cz} \times hw)$ = 0,000771215 m²

total area perforations (A_p) = $A_a - (A_{up} + A_{cz})$ = 0,131269274 m²

Dari *figure 11.33 coulson*, untuk:

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,127219697$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,8$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

27. Jumlah Holes

$$\text{area untuk 1 hole } (A_{oh}) = 3.14 \frac{an}{4} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} = 8.368,551 = 846 \text{ holes}$$

28. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

P : 30 atm

Da : 0,529074823 m

ri : 0,264537412 m

Ej : 0,85(spot examined)

S : 13.700 psi

Cc : 1 mm/tahun 0,02 m

Waktu : 20 tahun

c. 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

$$t_{bawah} = 0,032073282 \text{ m}$$

d. 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

$$t_{\text{silinder}} = 0,59378527 \text{ m}$$

Maka :

$$\text{OD} = \text{ID} \times 2 \times t \text{ silinder}$$

$$\text{OD} = 1,8978 \text{ m}$$

29. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 152,782 \text{ mm liquid} = 1.263,3 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 95,8722 \text{ mm liquid} = 839,751 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N1 \times \Delta P1) + (N2 \times \Delta P2) = 2.721,1368 \text{ Pa} = 0,04981 \text{ atm}$$

30. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N1 \times \text{tray spacing}) + (N2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 14,4 \text{ m}$$

$$H \text{ elipsoidal atas } \frac{1}{4} \text{ ID} = 0,212937781 \text{ m}$$

$$H \text{ elipsoidal bawah} = 0,132268706 \text{ m}$$

$$H \text{ distilasi} = 14,7452 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi-01
Kode Alat	KD-01
Fungsi	Memisahkan Etilen dari Etanol dari Air
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Top

Bottom

Temperatur	15,27942593 °C	223,8913438 °C
Tekanan	25 atm	25 atm
DATA MEKANIK		
Tinggi	14,7452	m
Stage	27 stage	
Diameter	Top	Bottom
	0,8518 m	0,5291 m
Tray Spacing	0,3 m	
t silinder	0,020645531 m	
t head	0,020645042 m	
Material	Carbon steel	
PELAT		
	Top	Bottom
Active Area	0,432821355 m²	0,167000373 m²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,043282136 m²	0,016700037 m²
Panjang Weir	0,638813344 m	0,396806117m
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	2203 holes	846 holes

C.10. *Total Condensor -01 (TC-01)*

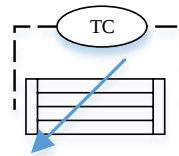
Fungsi : Merubah fase methanol menjadi liquid dan refluks

Jenis : *1-4 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan baku : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar



TC-01

Fluida Panas :

$$W = 12.218,4331 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 15,2794^{\circ}\text{C} = 59,5029^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -33,5^{\circ}\text{C} = -28,3^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 642827554,2 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = -60^{\circ}\text{C} = -76^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -35^{\circ}\text{C} = -31^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Beban Panas (Q)} = 17.312.165,0977 \text{ kJ/jam}$$

$$= 11.408.677,8255 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
59,5029°F	Suhu tinggi	-31	90,5029
-28,3°F	Suhu rendah	-76	47,7

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Sumber : DQ. Kern, 1950})$$

$$= 66,8325^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka :

$$\Delta t = \text{LMTD} = 66,8325^{\circ}\text{F}$$

1. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 15,6014^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = -53,5^{\circ}\text{F}$$

2. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan (DQ. Kern, 1950) diperoleh nilai UD

$$\text{Asumsi UD} = 150 \text{ Btu/jamFft}^2$$

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T}$$

$$A = 1138.0366 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. Dari table 10 (DQ. Kern, 1950)

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft/ft}^2$$

$$L = 35 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 124,1991$$

$$N_t = 726 \text{ tube}$$

Koreksi UD

dari table 9 (DQ. Kern, 1950)

$$A = N_t \cdot L \cdot a''$$

$$= 25.6610$$

$$\text{UD} = 25.6610 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

a. Tube Side:

Panjang <i>tube</i> (L)	= 35 ft	= 10,6680 m
Outside 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 in ²
Total flow area (at)	= $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
	= 1,6108 ft ²
b. Mass Velocity, Gt	= W / at
	= 642.827.554,2 Kg/jam
	= 879.790.556,7 lb/(r) (ft ²)
c. Velocity (V)	
ρ	= 78,6297 lb/ft ³
V	= Gt/3600 ρ

$$= 3108,0627 \text{ ft/s}$$

d. h_i

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$h_i = 1000$$

e. h_{io}

$$h_{io} = h_i \times ID/OD$$

$$= 902 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

f. Bilangan Reynold, Re_t

$$D_t = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,0131 \text{ cP} = 0,0317 \text{ lb/ft.hr}$$

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$Re_t = \frac{D_t \times G_t}{\mu} = 2.086.017.396,6680$$

6. Fluida Panas : *Shell Side*

$$\begin{aligned} \text{a. Clearance (C')} &= \text{pitch} - OD \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Luas area laluan (as)} &= \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \\ &= 1,0563 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Laju alir (Gs)} &= W / as \\ &= 25502,2557 \text{ lbm/jam ft}^2 \end{aligned}$$

d. *Condensing load (G'')*

$$\begin{aligned} G'' &= W / (L \text{ } Nt)^{2/3} \\ &= 5,9459 \text{ lb/hr lin ft} \end{aligned}$$

e. h_o

berdasarkan buku Kern, asumsi h_o 1.400

f. *tube-wall temperature* (t_w)

$$t_w = t_o + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = -11,4747 \text{ F}$$

g. Koreksi h_o

$$t_f = (T_v + t_w)/2 = 24,0140 \text{ F}$$

berdasarkan tabel 4, buku kern :

$$k_f = 0,08 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

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)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 563,2806 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Factor* (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0371$$

Pressure Drop

a. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = 2.086.017.396,6680$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00008 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Fig 26 (Kern, 1965)

$$s = 1,0000$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \Phi t} \\ &= 0,1047 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta V^2}{s 2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 879.790.557 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,18$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 1,44 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\begin{aligned} \Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} &= 2,5447 \text{ psi} \\ &= 0,1732 \text{ atm} \end{aligned}$$

b. Shell Side

Reynold Number (Res)

$$D e s = \frac{4 x (P_T^2 - \pi \cdot \frac{O D^2}{4})}{\pi \cdot O D}$$

$$D s = 0,9904 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,0093 \text{ cP} = 0,0224 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka Res} = 94010,6599$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0043 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Fig 29 (Kern, 1965)

$$s = 1,0360$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L} / \text{B}$$

$$= 258,4615$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s}$$

$$= 1,3365 \text{ psi} = 0,0100 \text{ atm}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Total Condensor-01</i>
Kode Alat	TC-01
Fungsi	Merubah fase methanol 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	563 Btu/jam ft F
UD	150,0761 Btu/jam ft F

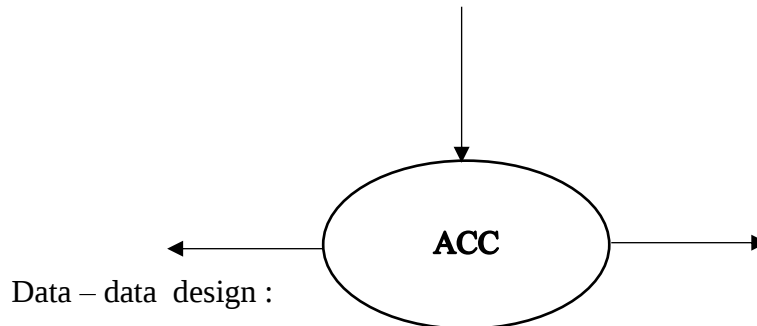
DATA MEKANIK

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	1,3365 psi	ΔP_t	2,5447 psi

C.11. *Accumulator -01 (ACC-01)*

Fungsi : Menampung hasil kondensasi

Jumlah : 1 Unit
 Bentuk : *Sieve Tray Distillation*



Tekanan (P) : 1 atm
 Temperatur (T) : 15,2794 °C
 Densitas (ρ) : 35,3540 kg/m³
 Laju alir massa : 8.224,5641 kg/jam
 Perhitungan :

a. Kapasitas Accumulator, V_T

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \frac{w}{\rho} \\ &= 232,6347 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Safety factor = 10%

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas tanki, } V_T &= (1 + 0,1) \times 63,7178 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 67.608,3081 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

b. Diameter Accumulator, D

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan head dan bottom torispherical.

1. Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4D^2}$$

$$L = 4D$$

$$\begin{aligned} V_s &= \pi D^3 \\ &= 236,2136 \end{aligned}$$

2. Volume ellipsoidal head

$$\begin{aligned} V_e &= \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 9,8422 \end{aligned}$$

3. Total Volume Accumulator

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2 V_e \\ &= \pi D^3 + 2 \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 1 + \frac{1}{12} + \pi D^3 \\ &= 3,4017 D^3 \end{aligned}$$

4. Diameter Accumulator

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{V_t}{3,4017} \right)^{1/3} \\ D &= 2,7415 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang Accumulator

$$\begin{aligned} L &= 4D \\ &= 16,8857 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Dinding Tangki, t (diambil tebal head)

$$t_T = \frac{P \times D}{(S \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \text{(Tabel 4) Peters}$$

$$P = \text{Tekanan Design} = 101,3230 \text{ KN/m}^2$$

$$D = \text{Diameter} = 4,2214 \text{ m}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 94.461,5000 \text{ KN/m}^2$$

$E = \text{Welding Joint Efficiency} = 0,8500$ (Tabel 13.3) Coulson

$C = \text{Korosin yang diizinkan} = 0,0032$

$t = 0,0085 \text{ m}$

$t = 0,8476 \text{ cm}$

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	15,2794 °C
Tekanan	1 atm
Kapasitas	8224,5641 kJ/jam
DATA MEKANIK	
Diameter	4,2214 m
Panjang	16,8857 m
Tebal dinding	0,0085 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

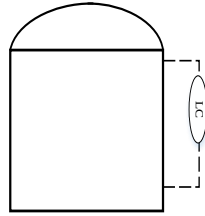
C.12. Tangki-02 (T-02)

Fungsi : Menyimpan hasil produk Etilena

Tipe : Bola (*Spherical*)

Bahan konstruksi : *Stainless steel ss 316*

Gambar :



Data-data

Temperatur	: -103,8°C
Tekanan	: 1 atm
Laju alir	: 8224,5479 kg/jam
Densitas	: 960 g/cm ³
Waktu tinggal	: 2 Hari
Jumlah	: 2 buah

Volume tangki

$$\text{Massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 246.734,37 \text{ kg}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 205.611,9781 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 246.734,37 \text{ m}^3$$

Diameter

$$\begin{aligned}\text{Vol. Tangki (Vt)} &= 4/3 \times \pi \times r^3 \\ D &= 38,9153 \text{ m}\end{aligned}$$

Tekanan Desain

$$P \text{ desain} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 0,96 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 38,9153 \text{ m} \\ &= 366,1182 \text{ pa} \\ &= 0,0037 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$P_{\text{Operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,0037 \text{ atm}$$

Pada tekanan desain diberikan faktor kelonggaran sebesar 20%, sehingga :

$$\begin{aligned}P_{\text{Total}} &= 1,0037 \times (1+0,2) \\ &= 1,2044 \text{ atm} \\ &= 17,5481 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tebal Dinding

$$t = 5 \times P \times L / 6 \times f$$

keterangan :

t = tebal dinding

P = tekanan desain

f = allowable stress (300.000 psi)

$L = \text{diameter}$

$$t = 5 \times 17,5481 \text{ psi} \times 1532,095 \text{ in} / 6 \times 300.000 \text{ psi}$$

$$= 0,0748 \text{ in}$$

$$= 0,0019 \text{ m}$$

Maka, *Outside Diameter* adalah :

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

$$= 38,9153 \text{ m} + (2 \times 0,0019 \text{ m})$$

$$= 38,9191 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki Gas CO ₂
Kode Alat	T-01
Jumlah	5 buah
Fungsi	Menyimpan hasil produk
DATA DESIGN	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>)
Temperatur	30°C
Tekanan	1,3 atm
DATA MEKANIK	
OD	3,7923 m
ID	3,7910 m
Tebal Silinder	0,0007 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel 316</i>

Waktu Tinggal

2 Hari

C.13. Reboiler-01 (RB-01)

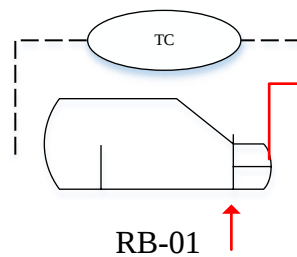
Fungsi : Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi
sebagai refluks gas

Tipe : 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan Baku : Carbon steel

Jumlah : 1 Units

Gambar :

**Fluida Panas**

$$W = 5.462,095502 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 233,8176727 \text{ }^{\circ}\text{C} = 452,8718109 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 233,8176727 \text{ }^{\circ}\text{C} = 452,8718109 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin

$$W = 12970,08019 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 27,99499793 \text{ }^{\circ}\text{C} = 82,39099628 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 27,99499793 \text{ }^{\circ}\text{C} = 82,39099628 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:**1. Beban Panas Reboiler**

$$Q = 3.779.223,878 \text{ kJ/jam} = 3.581.993,7420 \text{ Btu/jam}$$

2. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
452,8718109	Temperatur tinggi	82,39099628	370,4808146
452,8718109	Temperatur rendah	82,39099628	370,4808146

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\text{LMTD} = 370,4808146 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka :

$$\Delta t = \text{LMTD} = 370,4808146 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 452,8718109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = t_{\text{avg}} = 82,39099628 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 13,65 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8 Kern, hal 840})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 708,3150155 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. Dari data table 10, buku Kern didapatkan:

Tube Side :

$$\text{Panjang tube (L)} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1 \text{ inch}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$a'' = 0,2618 \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$Nt = 225,4631447$$

dari tabel 9 Kern, didapat Nt yang mendekati adalah 232

$$Nt = 232$$

Koreksi UD

$$A = Nt \times L \times a''$$

$$= 728,8512$$

$$UD = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$UD = 13,2654 \quad (\text{terpenuhi})$$

Karena nilai Ud perhitungan mendekati dengan nilai Ud asumsi, maka data untuk *Shell*.

Shell side :

$$ID = 23,25 \text{ inci}$$

$$\text{Baffle Space (B)} = ID/2 = 11,625 \text{ inci}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

Fluida panas (*steam*) : Tube Side

$$a. \text{ Flow area per tube (a't)} = 0,639 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Total flow area (at)} &= Nt \times a't / 144 \times n \\ &= 0,257375 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b. \text{ Laju alir, Gt} &= W / at \\ &= 46786,73431 \text{ lb/(jm)} \text{ (ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Ret

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,015 \text{ cp} = 0,0363 \text{ lb/ft hr}$$

$$\text{ID} = 0,902 \text{ in}$$

$$\text{Ret} = D \times Gt / \mu$$

$$= 96881,62155$$

Fluida dingin: Shell Side

$$\text{Clerance (C')} = \text{pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,25$$

$$\text{a. Luas area laluan (as)} = (\text{ID} \times \text{C}' \times \text{B}) / (144 \text{ Pt})$$

$$= 0,3753 \text{ ft}^2$$

$$\text{b. Laju alir, (Gs)} = W / \text{as}$$

$$= 76170,89209 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\text{c. Reynold Number (Res)} = D \times Gs / \mu$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,0121 \text{ cp}$$

$$= 0,0293 \text{ lb/ft hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = D \times Gt / \mu$$

$$= 214702,8456$$

$$\text{d. JH} = 1000$$

(Fig. 28 Kern, hal 838)

$$\text{e. Prandtl Number (Pr)}$$

$$\text{Tc} = 452,8718109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Cp} = 8,693 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0251$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{Cp}{k} \mu \right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 2,1645$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{Cp}{k} \mu \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o/\phi_s = 658,2484 \text{ Btu/jam ft F}$$

pada μ_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 h_o

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$$

$$h_o = 641,1657 \text{ Btu/hr ft F}$$

PRESURE DROP

Tube side

1. Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)}$$

$$U_c = 449,1706 \text{ Btu/jam ft F}$$

2. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)}$$

$$R_d = 0,0732$$

3. Pressure Drop

$$\text{Untuk Ret} = 96.881,6216$$

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = (f \times \left[\frac{Gt}{L} \right]^2 \times \frac{1}{D_t \times s \times \phi^5}) / (5,22 \times 10^{10})$$

$$\Delta P_t = 0,005355757 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'}$$

$$\text{Untuk } Gt = 46.786,7343 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari Figur 27, buku Kern, didapatkan :

$$V^2 / 2g' = 0,01$$

Maka :

$$\Delta P_r = 0,16 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_T = 0,165355757 \text{ Psi} = 0,0113 \text{ atm}$$

Shell Side

1'. Faktor friksi

$$Re_s = 214702,8456$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0009$$

2'. Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 148,6451$$

$$s = 1,5376$$

$$3' \quad P_s = \frac{f G_s^2 D_i (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$= 0,00992812 \text{ psi}$$

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	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
UC	449 Btu/jam ft F
UD	13,2654 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	0,0099 psi	ΔP_t	0,165355757 psi

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. Menentukan Indeks Harga

Untuk menghitung biaya peralatan pada tahun 2027 digunakan indeks harga dari tahun 2021-2025.

Tabel D.1 Indeks Harga

Tahun	Indeks Harga
2020	464,1742
2021	471,9380
2022	475,8199
2023	483,5837
2024	487,4656
2025	491,3475

Untuk memperkirakan indeks harga pada tahun 2027 digunakan metode regresi linier.

$$Y = AX + B$$

Keterangan:

Y = indeks harga

A = slope

X = tahun

B = intersep

Dari hasil perhitungan didapat:

A = 3,8819

B = -7.369,5000

maka indeks harga pada tahun 2026 adalah:

$$Y = 3,8819 (x) - 7.369,5000$$

$$= 495,23$$

Dari hasil perhitungan di atas didapat indeks harga tahun 2027 yaitu 495,23.

D.2. Perhitungan Harga Peralatan

Nilai tukar uang pada tahun 2027 diasumsikan sebesar Rp 15.002,9500,- untuk US \$ 1.00. Untuk menghitung harga peralatan digunakan perkiraan harga peralatan berdasarkan indeks harga dengan menggunakan rumus:

$$Present\ cost = original\ cost \times \frac{index\ value\ at\ present\ time}{index\ value\ at\ original\ cost}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka masing-masing harga peralatan pada tahun 2027 dapat dihitung dengan hasil sebagai berikut:

Tabel D.2 Daftar Harga Peralatan Tahun 2021

No	Kode	Nama Alat	Harga	Jumlah	Harga Total
			Satuan US \$		US \$
1	P-01	Pompa	6.401,6894	1,0000	6.400,6894
2	CH-01	Chiller	37.991,1894	1,0000	37.991,1894
3	ACC-01	Accumulator	85.893,1238	1,0000	85.893,1238
4	T-01	Tank	70.821,5323	4,0000	283.282,1294
5	T-02	Tank	220.566,6958	2,0000	441.131,3917
6	VP-01	Vaporizer	66.691,0552	1,0000	66.691,0552
7	CO-01	Compressor	36.391,0170	1,0000	36.391,0170

8	CO-02	Compressor	10.323,6928	1,0000	10.323,6928
9	R-01	Reactor	164.456,4257	1,0000	164.456,4257
10	KD-01	Distillation Column	139.473,0892	1,0000	139.473,0892
11	TC-01	Total Condensor	64.110,1320	1,0000	64.110,1320
12	RB-01	<i>Reboiler</i>	31.280,7891	1,0000	31.280,7891
13	HE-01	<i>Heater</i>	18.582,6470	1,0000	18.582,6470

(www.matche.com)

D.3. Perhitungan Biaya

D.3.1. Bahan Baku dan Katalis

a) Etanol

Harga (US \$/kg) = US \$ 2,5000/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 122.032.611,7677 kg/tahun

Biaya (US \$/tahun) = US \$ 305.081.529,4191/tahun

D.3.2. Biaya Tanah

Harga tanah di Kabupaten Tanjung Jabung Barat

Harga tanah /m² = Rp. 850.000,- /m² (www.lamudi.co.id)

Luas tanah = 22.541,3119 m²

Total biaya tanah = US \$ 1.277.089,8480

D.3.3. Biaya Bangunan

Harga bangunan/m² = Rp. 750.000,0000,- /m²

Luas bangunan = 22.541,3119 m²

Biaya bangunan = US\$ 1.126.843,9835

D.3.4. Biaya Operating Labor

Daftar gaji karyawan per bulan dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel D.3 Daftar Gaji Karyawan Per Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji/bulan (Rp)
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000	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	16	5.000.000	80.000.000,000
9	Analisis	2	3.500.000	7.000.000,000
10	Ahli K3	2	7.000.000	14.000.000,000
11	Ahli Lingkungan	2	7.000.000	14.000.000,000
12	Engineer	6	12.000.000	72.000.000,000
13	Staff	18	3.200.000	57.600.000,000
14	Ahli IT	3	7.000.000	21.000.000,000
15	Instrumentasi	2	8.000.000	16.000.000,000
16	Dokter	2	10.000.000	20.000.000,000
17	Perawat	2	3.200.000	6.400.000,000
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	2	2.900.000	5.800.000,000
22	Sekretaris	5	3.000.000	15.000.000,000
Total		116		1.132.400.000,000

Jumlah gaji karyawan per bulan = 1.132.400.000,000

Jumlah gaji karyawan per tahun + tunjangan hari raya = 14.721.200.000,000

Jumlah gaji karyawan pertahun = US \$ 981.220,36

D.4. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

D.4.1. *Direct Cost* (DC)

a) Equipment, Installation dan Investment

Purchased Equipment-Delivered (PEC)(15-40%) = US \$ 1.062.386,4452

Installation, insulation, and painting(50% PEC)(25-55%) = US \$ 531.193,2226

Instrumentation and Control (30% PEC)(6-30%) = US \$ 318.715,9335

Piping and installed (80% PEC)(10-80%) = US \$ 849.909,1561

Electrical and installed (40% PEC)(10-40%) = US \$ 424.954,5781

b) Building (Range 10-70% PEC) = US \$ 1.126.843,9835

c) Service facilities & yard improvement (95% PEC) = US \$ 1.009.089,8480

d) Land (Range 4-8% PEC) = US \$ 1.277.089,848

***Total Direct Cost*(DC)** = **US\$ 6.600.360,2898**

D.4.2. *Indirect Cost* (IDC)

a) <i>Engineering and supervision</i> (20% DC)	= US \$ 1.320.072,0580
b) <i>Construction expense&contractor's fee</i> (30 % DC)	= US \$ 1.980.108,0869
c) <i>Contingency</i> (5-15% FCI)	= <u>US\$ 1.100.060,0483</u>
Total Indirect Cost (IDC)	= US\$ 4.400.240,1932

D.4.3. Fixed Capital Investment (FCI)

$$FC = (DC + IDC) = \text{US \$ } 11.000.600,4830$$

D.4.4. Working Capital (WC)

$$WC = 20\% \text{ TCI} = \text{US \$ } 2.444.577,8851$$

D.4.5. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WC} \\ &= \text{FCI}/(100\% - 20\%) \\ &= \text{US \$ } 13.750.750,6037 \end{aligned}$$

D.5. Perhitungan Total Production Cost (TPC)

D.5.1. Manufacturing Cost (MC)

a) *Direct Production Cost(DPC)*

<i>Raw material</i>	= US \$ 305.081.529,4191
<i>Operating labor (OL)</i>	= US \$ 981.220,3600
<i>Direct supervisory and clericallabor</i> (10% OL)	= US \$ 98.122,0360
<i>Utilities</i> (10% TPC)	= US \$ 36.312.456,6085
<i>Maintenance & repair</i> (2% FCI)	= US \$ 220.012,0097

<i>Laboratory charge (10% OL)</i>	= US \$ 98.122,0360
<i>Patent & royalties (1% TPC)</i>	= <u>US \$ 3.631.245,6608</u>
Total DPC	= US \$ 346.422.708,1301

b) *Fixed Charge (FC)*

<i>Depreciation (10% FCI)</i>	= US \$ 1.100.060,0483
<i>Local taxes (1,5% FCI)</i>	= US \$ 165.009,0072
<i>Insurance (0,5% FCI)</i>	= US \$ 55.003,0024
<i>Financing (0,1% TCI)</i>	= <u>US \$ 12.222,8894</u>

Total FC	= US \$ 1.332.294,9474
-----------------	-------------------------------

c) <i>Plant Overhead Cost</i>	= US \$ 649.677,2028
-------------------------------	-----------------------------

Total Manufacturing Cost	= US \$ 348.404.680,2803
---------------------------------	---------------------------------

D.5.2. General Expenses (GE)

<i>Administrative cost (15% OL+MC+DSCL)</i>	= US \$ 194.903,1608
<i>Distribution & selling price (2% TPC)</i>	= US \$ 7.262.491,3217
<i>Research & development cost (2% TPC)</i>	= <u>US \$ 7.262.491,3217</u>

Total General Expenses	= US \$ 14.719.885,8042
-------------------------------	--------------------------------

D.5.3. Total Production Cost (TPC)

TPC = MC + GE	= US \$ 363.124.566,0845
---------------	---------------------------------