

TUGAS AKHIR
“PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DIKLORIDA DARI
ETILEN DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 37.000
TON/TAHUN”



GemiliaUlri **(2210017411038)**
Hamidah **(2210017411039)**

Sebagai salah satu syarat untuk meraih gelar sarjana pada Jurusan Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta

UNIVERSITAS BUNG HATTA
AGUSTUS 2024

LEMBAR PENGESAHAN

SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DIKLORIDA DARI
ETILEN DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 37.000 TON/TAHUN

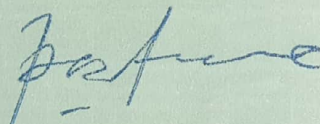
Oleh :

GEMILIA ULRI

2210017411038

Disetujui Oleh :


Pembimbing



(Dr. Pasymi, ST., MT)

Diketahui Oleh :

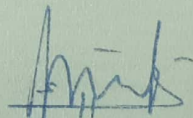
Fakultas Teknologi Industri

 Dekan

Prof. Dr. Eng. Ir Reni Desmiarti, S.T, M.T

Jurusan Teknik Kimia

Ketua



Dr. Firdaus, S.T, M.T

INTISARI

Pabrik Diklorida dirancang dengan kapasitas produksi 37.000 ton/tahun dan akan didirikan di Cilengon, Banten. Dasar pemilihan lokasi tersebut adalah dekat dengan penyedia bahan baku, iklim yang sesuai, dekat dengan jalur transportasi darat dan laut, ketersediaan SDM yang memadai dan Utilitas. Pabrik ini beroperasi selama 300 hari per tahun. Etilen Diklorida diproduksi menggunakan bahan baku Etilen, HCl, dan Oksigen. Etilen Diklorida dipasarkan didalam Negeri dan selebihnya akan di ekspor ke luar Negeri. Dari hasil perhitungan dan analisa ekonomi pabrik Propilen glikol Layak untuk didirikan dengan *Total Capital Investment* Rp. 469.992.878.846, Laba Bersih Rp 390.276.986.663, Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return / ROR*) 83,04 %, Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*) 1 Tahun 11 Bulan, Titik Impas (*Break Event Point / BEP*) 39,86% dan mampu memperkerjakan 103 orang.

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya, penulis dapat menyelesaikan PraRancangan Pabrik ini. Penulisan laporan proyek akhir ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai persyaratan akademis yang harus dipenuhi di jurusan teknik kimia universitas Bung Hatta Padang. Penulis menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan PraRancangan Pabrik ini, sangatlah sulit bagi penulis untuk menyelesaikannya. Oleh karenanya, penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Ibu Prof. Dr Eng. Reni Desmiarti S.T., M.T selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta Padang dan sekaligus menjadi dosen penguji sidang PraRancangan Pabrik.
2. Bapak Dr. Firdaus S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bung Hatta Padang dan sekaligus menjadi dosen penguji sidang PraRancangan Pabrik.
3. Bapak Dr. Pasyimi, S.T., M.T. selaku Pembimbing yang telah memberikan arahan dan membagi pengetahuannya hingga penulis dapat menyelesaikan PraRancangan Pabrik ini.
4. Seluruh dosen Teknik Kimia Universitas Bung Hatta yang telah memberikan ilmu pengetahuannya untuk penyelesaian PraRancangan Pabrik ini.
5. Keluarga besar penulis yang telah memberi dukungan moral dan material, serta selalu membimbing penulis baik secara lisan maupun tindakan, serta memberikan doa untuk penulis.
6. Teman teman seperjuangan angkatan 2022 yang telah meluangkan waktunya untuk berdiskusi dan berbagi pendapat dengan penulis.
7. Tak lupa juga penulis berterima kasih kepada Kepala satker tempat penulis bekerja, yang telah memberikan izin untuk penulis untuk melanjutkan sekolah.
8. Serta penulis berterimakasih kepada teman – teman yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu.

Penulis menyadari Prarancangan pabrik ini masih jauh dari kesempurnaan meskipun penulis telah berusaha semaksimal mungkin. Akhir kata, kritik dan saran yang membangun akan penulis terima dengan tangan terbuka demi perbaikan dimasa yang akan datang, atas perhatiannya, penulis mengucapkan terima kasih.

Padang, Agustus 2024

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBARAN PENGESAHAN	
LEMBAR REKOMENDASI	
INTI SARI	
KATA PENGANTAR	
DAFTAR ISI	v
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 KapasitasProduksi.....	2
1.2.1 Kapasitas Minimum Pabrik Etilen Diklorida yang telah berdiri.....	2
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	3
1.2.3. Kebutuhan Pasar	3
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	4
1.3.1 Alternatif Lokasi 1 (Kota Cilegon, Banten).....	4
1.3.2 Alternatif Lokasi 2 (Kabupaten Lampung Selatan)	5
1.3.3 Alternatif Lokasi 3 (Kabupaten Kendal).....	5
BAB II TINJAUAN TEORI	8
2.1 Tinjauan Umum	8
2.1.1 Etilen Diklorida	8
2.1.2 Penggunaan Etilen Diklorida.....	9
2.1.3 Bahaya EDC Bagi Kesehatan dan Pencegahannya	9
2.2 Tinjauan Proses.....	10
2.2.1 Proses Klorinasi Langsung (<i>Direct Chlorination</i>).....	10
2.2.1.1 Reaksi Fase Gas	10
2.2.1.2 Reaksi Fase Cair	12
2.2.2 Proses Oksiklorinasi (<i>Oxychlorination</i>)	13
2.2.2.1 Reaktor <i>Fixed Bed</i>	13

2.2.2.2 Reaktor <i>Fluidized Bed</i>	13
2.3 Sifat Fisik dan Kimia	17
2.3.1 Etilen.....	17
2.3.2 Asam Klorida.....	19
2.3.3 Oksigen.....	20
2.3.4 Etilen Diklorida	21
2.4 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku.....	21
2.4.1 Etilen Diklorida	21
2.4.2 Etilen.....	22
2.4.3 Asam Klorida.....	22
2.4.4 Oksigen	22
BAB III TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES	24
3.1 Tahapan Proses dan Blok Diagram.....	24
3.1.1 Tahapan Proses	24
3.1.2 Blok Diagram.....	24
3.2 Deskripsi Proses dan Flow Sheet.....	26
3.2.1 Unit Persiapan Bahan Baku	26
3.2.2 Unit pembentukan Produk	26
3.2.3 Unit Pemurnian	27
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	28
4.1 Neraca Massa	28
4.2 Neraca Energi	34
BAB V UTILITAS.....	42
5.1 Unit Penyediaan Listrik.....	42
5.2 Unit Penyediaan Air.....	42
5.2.1 Air Sanitasi.....	44
5.2.2 Air Pendingin	48
5.2.3 Air Umpan Boiler.....	48
5.3 Listrik	54
5.4 Unit Pengolahan Limbah.....	54
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	55
6.1 Spesifikasi Peralatan Utama.....	55

6.1.1	Tangki Penyimpanan Asam Klorida.....	55
6.1.2	Tangki Penyimpanan Etilen.....	55
6.1.3	Tangki Penyimpanan Etilen Diklorida	56
6.1.4	Reaktor <i>Fluidized Bed</i>	57
6.1.5	Kondensor	58
6.1.6	Dekanter.....	58
6.1.7	Kolom Destilasi	59
6.1.8	Pompa	60
6.1.9	Kompresor.....	61
6.1.10	<i>Heater</i>	62
6.1.11	<i>Cooler</i>	65
6.2	Spesifikasi Peralatan Utilitas	65
6.2.1	Pompa Air Sungai.....	65
6.2.2	Bak Penampung Air Sungai	66
6.2.3	Tangki Pelarutan Alum.....	67
6.2.4	Tangki Pelarutan Kapur Tohor	68
6.2.5	Tangki Pelarutan Kaporit.....	68
6.2.6	Unit Pengolahan <i>Raw Water</i>	69
6.2.7	<i>Sand Filter</i>	70
6.2.8	Bak Penampungan Air Bersih	70
6.2.9	<i>Softener Tank</i>	71
6.2.10	Tangki Air Demin.....	72
6.2.11	<i>Cooling Tower</i>	72
6.2.12	<i>Deaerator</i>	73
6.2.13	<i>Boiler</i>	74

**BAB VII TATA KETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN,
KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP). 75**

7.1	Tata Letak Pabrik	75
7.2	Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup	78
7.2.1	Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan	79
7.2.2	Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja.....	80

7.2.3	Jenis-Jenis dan Tindakan Untuk Menghindari/ Mengurangi Kecelakaan Kerja.....	81
7.2.4	Peraturan-Peraturan Pemerintah Terkait dengan K3	82
7.2.5	Alat Pelindung Diri (APD).....	83
BAB VIII	ORGANISASI PERUSAHAAN.....	87
8.1	Bentuk Perusahaan	87
8.2	Struktur organisasi.....	88
8.3	Tugas dan Wewenang.....	89
8.3.1	Pemegang Saham.....	89
8.3.2	Dewan Komisaris	89
8.3.3	Direktur Utama	90
8.3.4	Direktur Keuangan, Administrasi dan Umum.....	90
8.3.5	Direktur Teknik dan Produksi	92
8.4	Sistem Kepegaiwan dan Sistem Gaji	93
8.5	Sistem Kerja.....	94
8.5.1	Waktu dan Karyawan non-shift	94
8.5.2	Waktu Kerja Karyawan Shift.....	94
BAB IX	ANALISA EKONOMI.....	95
9.1	<i>Total Capital Investment</i>	95
9.2	Biaya Produksi (<i>Total Production Cost</i>).....	96
9.3	Harga Jual (<i>Total Sales</i>).....	96
9.4	Tinjauan Kelayakan Pabrik.....	96
9.4.1	Laba Kotor dan Laba Bersih.....	97
9.4.2	Laju Pengembalian Modal (<i>Rate of Investment</i>)	97
9.4.3	Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time</i>).....	97
9.4.4	Titik Impas (<i>Break Even Point</i>).....	98
BAB X	TUGAS KHUSUS	99
10.1	Pendahuluan	99
10.2	Ruang Lingkup Rancangan	99
10.3	Rancangan.....	100
10.3.1	Reaktor <i>Fluidized bed</i> (R-2801).....	100
10.3.2	Pompa (P-1501)	107

10.3.3 Heater (HE-3304).....	115
10.3.4 Dekanter (D-3101)	124
10.4 Kesimpulan Hasil Rancangan	128
BAB XI KESIMPULAN DAN SARAN.....	131
11.1 Kesimpulan	131
11.2 Saran.....	132
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Etilen Diklorida yang telah berdiri.....	2
Tabel 1.2 Data Supply-Demand Etilen Diklorida Indonesia	3
Tabel 1.3 Analisa SWOT pemilihan lokasi pabrik.....	6
Tabel 2.1 Harga Bahan Baku dan produk	14
Tabel 2.2 Perbandingan Proses Klorinasi langsung dan Oksiklorinasi.....	15
Tabel 2.3 Spesifikasi Etilen Diklorida.....	22
Tabel 2.4 Spesifikasi Etilen.....	22
Tabel 2.5 Spesifikasi Asam Klorida.....	22
Tabel 2.6 Spesifikasi Oksigen	22
Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor <i>Fluidized Bed</i>	30
Tabel 4.2 Neraca Massa Kondensor.....	31
Tabel 4.3 Neraca Massa Dekanter.....	32
Tabel 4.4 Neraca Massa Menara Destilasi	33
Tabel 4.5 Neraca Massa Kondensor.....	34
Tabel 4.6 Neraca Massa Reboiler.....	32
Tabel 4.7 Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-1301).....	35
Tabel 4.8 Neraca Energi <i>Vaporizer</i> (V-10011)	35
Tabel 4.9 Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-1302).....	36
Tabel 4.10 Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-1303).....	37
Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor <i>Fluidized Bed</i>	37
Tabel 4.12 Neraca Energi Cooler	37
Tabel 4.13 Neraca Energi <i>Kondensor</i>	38
Tabel 4.14 Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-3304).....	39
Tabel 4.15 Neraca Energi Menara Destilasi	39
Tabel 4.16 Neraca Energi <i>Kondensor</i>	40
Tabel 4.17 Neraca Energi Reboiler	41
Tabel 5.1 Kebutuhan Listrik	42

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Sanitasi	42
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin.....	43
Tabel 5.4 Kebutuhan Steam	43
Tabel 5.5 Kualitas Air Sungai Ciujung	44
Tabel 5.6 Persyaratan Air Umpan Boiler	49
Tabel 5.7 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada Boiler ...	50
Tabel 5.8 Resin yang digunakan	51
Tabel 6.1. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Klorida	55
Tabel 6.2 Spesifikasi Penyimpanan Gas Etilen.....	55
Tabel 6.3 Spesifikasi Penyimpanan Etilen Diklorida.....	56
Tabel 6.4 Spesifikasi Reaktor <i>Fluidized bed</i>	57
Tabel 6.5 Spesifikasi Knock Out Drum.....	58
Tabel 6.6 Spesifikasi Dekanter.....	58
Tabel 6.7 Spesifikasi Kolom Destilasi	59
Tabel 6.8 Spesifikasi Pompa (P-1501).....	60
Tabel 6.9 Spesifikasi Pompa (P-2502)	60
Tabel 6.10 Spesifikasi Pompa (P-3503)	61
Tabel 6.11 Spesifikasi Kompresor.....	61
Tabel 6.12 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-1301)	62
Tabel 6.13 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-1302).....	63
Tabel 6.14 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-1303).....	64
Tabel 6.15 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-3304).....	64
Tabel 6.16 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-2901).....	65
Tabel 6.17 Spesifikasi Pompa Air Sungai	65
Tabel 6.18 Spesifikasi Pompa Peralatan Utilitas	66
Tabel 6.19 Spesifikasi Bak Penampung Air Sungai.....	67
Tabel 6.20 Spesifikasi Tangki Pelarutan Alum.....	67
Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kapur Tohor	68
Tabel 6.22 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit.....	68

Tabel 6.23 Spesifikasi Unit Pengolahan Raw Water	69
Tabel 6.24 Spesifikasi <i>Sand Filter</i>	70
Tabel 6.25 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih	70
Tabel 6.26 Spesifikasi <i>Softener Tank</i>	71
Tabel 6.27 Spesifikasi Tangki Air Demin.....	72
Tabel 6.28 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	72
Tabel 6.29 Spesifikasi <i>Daerator</i>	73
Tabel 6.30 Spesifikasi <i>Boiler</i>	74
Tabel 7.1 Keterangan Tata Letak Peralatan Pabrik.....	78
Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan <i>Non Shift</i>	94
Tabel 10.1 Spesifikasi Reaktor <i>Fuidized Bed</i>	128
Tabel 10.2 Spesifikasi Dekanter (D-3101).....	129
Tabel 10.3 Spesifikasi Heater (HE-3304)	129
Tabel 10.4 Spesifikasi Pompa (P-1501).....	130

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Peta Alternatif Lokasi 1 (Kota Cilegon, Banten)	4
Gambar 1.2 Peta Alternatif Lokasi 2 (Kabupaten Lampung Selatan).....	5
Gambar 1.3 Peta Alternatif Lokasi 3 (Kabupaten Kendal)	5
Gambar 2.1 Rumus Bangun Etilen Diklorida	8
Gambar 2.2 Blok Diagram Proses Klorinasi Langsung Fase Gas	11
Gambar 2.3 Blok Diagram Proses Klorinasi Langsung Fase Cair	12
Gambar 2.4 Blok Diagram Proses Oksiklorinasi.....	13
Gambar 3.1 Blok Diagram Pembuatan Etilen Diklorida	25
Gambar 3.2 Flowsheet Pembuatan Etilen Diklorida	27
Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Sanitasi	50
Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa	50
Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Proses	50
Gambar 5.5 Flowsheet Utilitas	55
Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik	77
Gambar 7.2 Tata Letak Peralatan Pabrik	78
Gambar 9.1 Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP)	98
Gambar 10.1 Reaktor <i>Fluidized bed</i>	100
Gambar 10.2 Aliran Pompa (P-1501).....	104
Gambar 10.3 <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	115
Gambar 10.4 Aliran Dekanter	124

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Neraca Massa	L-A1
Lampiran B Neraca Energi	L-B1
Lampiran C Spesifikasi Peralatan	L-C1
Lampiran D Analisa Ekonomi	L-D1

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara yang saat ini tengah meningkatkan perkembangan industri di berbagai bidang, salah satunya adalah industri kimia. Sejalan dengan meningkatnya kebutuhan akan berbagai bahan penunjang untuk proses-proses dalam industri, maka perlu adanya pendirian pabrik-pabrik baru yang tidak hanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, namun berorientasi ekspor. Salah satunya adalah pabrik Etilen Diklorida (EDC). Etilen diklorida atau 1,2 dichloroethane dengan rumus molekul $C_2H_4Cl_2$ merupakan senyawa yang reaktif, dan sangat beracun dengan karakteristik berupa cairan seperti minyak, tidak berwarna (jernih), dan memiliki bau seperti kloroform. Lebih dari 80% EDC digunakan untuk sintesis senyawa kimia, seperti Vinyl Chloride Monomer (VCM) yang diolah lebih lanjut menjadi Poly Vinyl Chloride (PVC), sebagai polimer bahan baku plastik untuk bahan konstruksi, perpipaan, atap, dan insulasi kabel listrik. Selain itu EDC dapat digunakan sebagai pelarut (solvent) dalam industri cat, coating ekstraksi minyak dari biji-bijian dan minyak hewan. Dengan berkembangnya industri EDC, akan semakin berkembang pula pabrik VCM dan PVC sehingga akan meningkatkan roda perekonomian dan pembangunan (Kirk & Othmer, vol.6,1993).

Berdasarkan Data Statistik Perdagangan di Indonesia, data ekspor EDC di Indonesia cukup besar, dan Indonesia juga masih melakukan import EDC. Tercatat dalam 5 tahun terakhir rata-rata ekspor EDC Indonesia sebesar 748.000 ton/tahun, dan rata-rata data impor EDC dalam 5 tahun terakhir 9473 ton/tahun (BPS 2022). Hingga kini Indonesia baru mempunyai 2 produsen EDC, yaitu Asahimas Chemical 644.000 ton/tahun, dan Sulfindo Adi Usaha 370.000 ton/tahun.

Melihat dari data di atas merupakan indikasi bahwa investasi di bidang produksi EDC cukup menarik. Saat ini kebutuhan EDC dalam negeri Indonesia bisa

dibilang kurang. Pendirian pabrik EDC baru lebih baik berorientasi dalam negeri, diharapkan bisa me stop kran impor EDC. Oleh karena itu pabrik EDC perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Dapat menghemat devisa Negara, dengan adanya pabrik EDC baru maka impor EDC dapat dikurangi atau di stop dan jika berlebih dapat di ekspor.
2. Dapat memacu berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan bahan baku EDC
3. Terciptanya diversifikasi produk yang mempunyai nilai ekonomis yang lebih tinggi yang berarti akan menunjang peningkatan pendapatan negara
4. Pendirian pabrik ini akan menyerap sejumlah tenaga kerja, sehingga bisa mengurangi tingkat pengangguran.

1.2 Kapasitas Produksi

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam penentuan kapasitas produksi, diantaranya kebutuhan pasar, ketersediaan bahan baku dan kapasitas minimum dari pabrik yang ada.

1.2.1. Kapasitas Minimum Pabrik Etilen Diklorida yang telah Berdiri

Kapasitas pabrik Etilen Diklorida yang telah berdiri dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1.Kapasitas Pabrik Etilen Diklorida yang Telah Berdiri

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Hassad Petrochemical	Arab Saudi	45.000
Jubail Chemical Industries	Arab Saudi	45.000
Abadan Petrochemical	Iran	65.000
Asahimas Chemical	Indonesia	433.000
Sulfindo Adi Usaha	Indonesia	380.000
Vinythai Public Co. Ltd	Thailand	266.000
Dow Chemical, Freeport	Amerika	1.420.000
Hanwa Chem Corp	Korea Selatan	150.000

(Sumber::Indonesia Commersial Newsletter,Icis.com, Kementrian Perindustrian Indonesia)

1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan EDC adalah Etilen dan Asam klorida. Untuk bahan baku Etilen, dapat diperoleh dari PT. Chandra Asri Cilegon, Indonesia, yang mempunyai kapasitas produksi 860.000 ton/tahun, dan bahan baku Asam klorida diperoleh dari PT. Asahimas Chemical Cilegon, Indonesia, yang mempunyai kapasitas produksi 67.000 ton/tahun, sedangkan katalis Kupri klorida (CuCl_2) akan diimpor dari Choice Chemicals, Ltd. Qingdao, China.

1.2.3. Kebutuhan Pasar

Data supply dan demand EDC di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Supply-Demand Etilen Diklorida Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)	Konsumsi (Ton)	Ekspor (Ton)	Impor (Ton)
2018	823.000	620.718	218.762	16480
2019	823.000	573.462	270.183	20645
2020	823.000	557.613	275.631	10244
2021	823.000	535.254	287.746	0,037
2022	823.000	502.191	320.809	0,014
Pertumbuhan rata-rata	0%	-5,14%	10,35%	-46,82%

Sumber: BPS 2023

Dari Tabel 1.2 persentase perkembangan Etilen Diklorida di Indonesia, dapat diprediksi perkembangan Etilen Diklorida pada tahun 2026 berdasarkan persamaan:

$$P = F(1+i)^n$$

Dimana: F = nilai konsumsi, produksi, impor, dan ekspor pada awal tahun

P = nilai konsumsi, produksi, impor, dan ekspor pada tahun prediksi

n = selisih antara tahun awal dengan tahun prediksi

i = pertumbuhan rata-rata

Hasil perhitungan adalah sebagai berikut:

- Perkiraan produksi tahun 2026 = 823.000 ton
- Perkiraan konsumsi tahun 2026 = 428.652 ton
- Perkiraan ekspor tahun 2026 = 431.108 ton

- Perkiraan impor tahun 2026 = 0,00211 ton

Kapasitas pabrik baru dihitung dengan rumus:

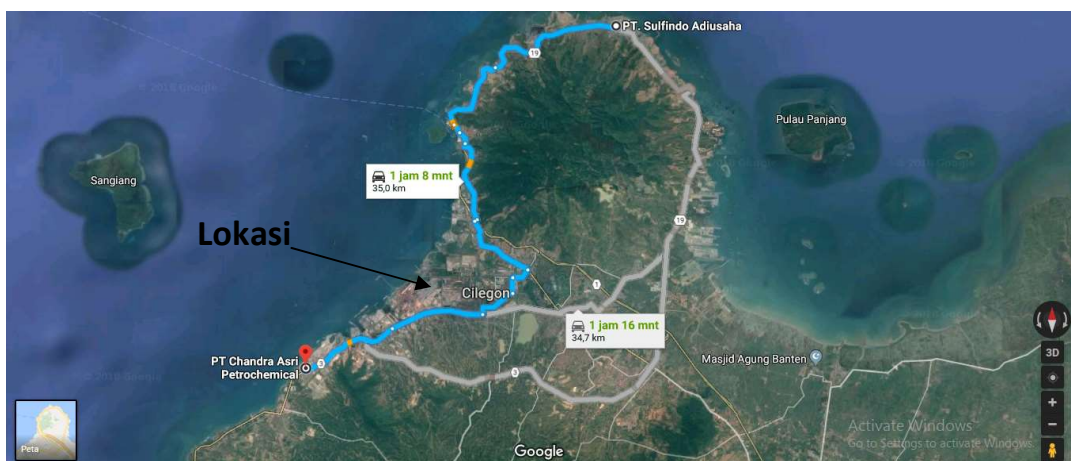
$$\begin{aligned} \text{Kapasitas baru} &= (\text{konsumsi} + \text{ekspor}) - (\text{produksi} + \text{impor}) \\ &= (428.652 + 431.108) - (823.000 + 0,00211) \\ &= 36.761 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dan ketersediaan bahan baku di Indonesia direncanakan pendirian pabrik baru Etilen diklorida pada tahun 2026 dengan kapasitas 37.000 ton/tahun dengan pertimbangan yakni dapat memenuhi kebutuhan Etilen Diklorida di Indonesia, merangsang berdirinya industri-industri lainnya yang menggunakan bahan baku Etilen Diklorida, menghentikan impor Etilen Diklorida dari negara lain serta meningkatkan pendapatan (devisa) negara di sektor industri, dapat menyerap tenaga kerja sehingga dapat meningkatkan perekonomian nasional, dan pabrik ini ramah lingkungan dimana limbah yang dihasilkan hanya Air dan gas N² dan diperkirakan tidak mengganggu keselamatan, kesehatan, serta keamanan pekerja ataupun masyarakat sekitarnya.

1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

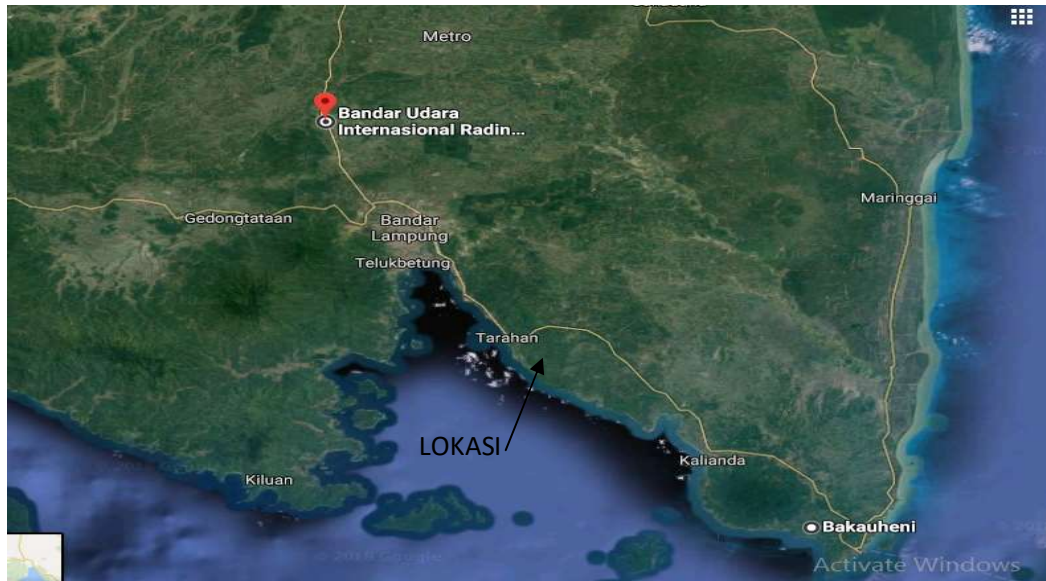
Penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan diperlukan oleh beberapa faktor diantaranya nya ketersediaan bahan baku, jarak pemasaran, utilitas, ketersediaan tenaga kerja dan kondisi geografis.

1.3.1 Peta Lokasi 1 (Kota Cilegon, Banten)



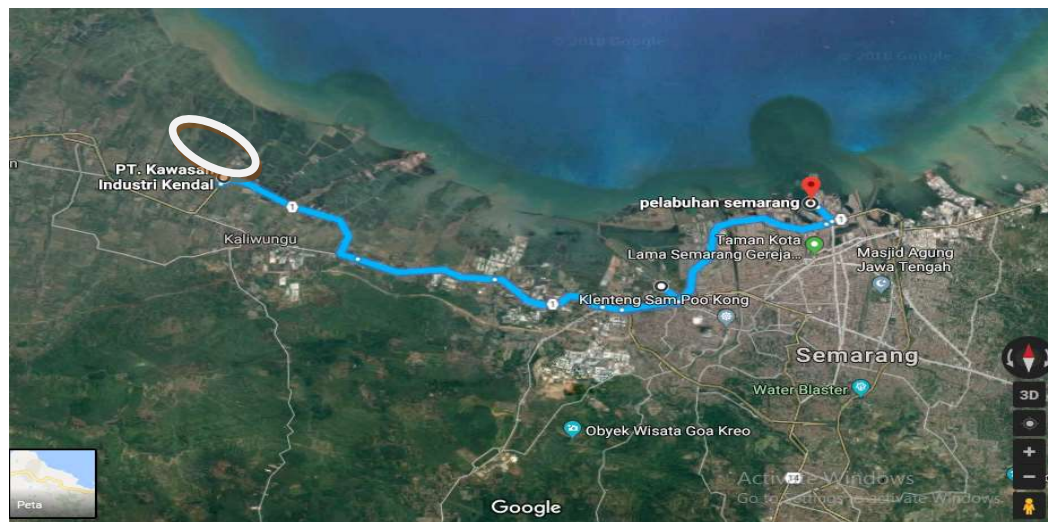
Gambar 1.1 Peta Alternatif Lokasi 1 (Kota Cilegon, Banten).

1.3.2 Peta Lokasi 2 (Kabupaten Lampung Selatan)



Gambar 1.2 Peta Alternatif Lokasi 2 (Kabupaten Lampung Selatan)

1.3.3 Alternatif Lokasi 3 (Kabupaten Kendal)



Gambar 1.3 Peta Alternatif Lokasi 3 (Kabupaten Kendal)

Tabel 1.3 Analisa SWOT pemilihan lokasi pabrik

Parameter	Kota Cilegon Banten	Kabupaten Lampung Selatan	Kabupaten Kendal
Bahan Baku	Nilai:4	Nilai:3	Nilai:3
	Ketersediaan bahan baku yang cukup besar dan dekat dengan bahan baku dari PT. Chandra Asri Cilegon. Akan tetapi terdapatnya perusahaan lain yang membutuhkan bahan baku yang sama	Dekat dengan bahan baku tetapi membutuhkan transportasi laut dalam pengangkutan bahan baku	Dekat dengan bahan baku HCl, dan tidak ada saingan dalam memperoleh bahan baku, tetapi jauh dengan bahan baku etilen
Pasar	Nilai: 3	Nilai: 3	Nilai:2
	Dekat dengan pelabuhan sehingga mudah pendistribusian produk, PT.Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo Adi Usaha menjadi saingan dalam pemasaran	mudah melakukan pemasaran ke daerah sumatera dan jawa akan tetapi membutuhkan biaya yang lebih besar untuk transportasi pemasaran	Jauh dari pemasaran sehingga perlunya Bekerja sama dengan pihak ketiga untuk memperluas pemasaran produk agar lebih maksimal
Utilitas	Nilai : 4	Nilai:3	Nilai:3
	Lokasi dekat dengan sungai Ciujung yang akan menjadi sumber air, kebutuhan listrik diperoleh dari PLTA Cilegon, karena terletak dikawasan industri perlu adanya merancang teknologi pengolahan limbah unruk mengurangi pencemaran.	Ketersediaan air yang banyak yaitu Air dari dalam tanah (sumur galian atau sumur pompa), tetapi tidak adanya sumber listrik untuk industri sehingga Membutuhkan pembangkit listrik sendiri dan membutuhkan biaya tambahan	Adanya sumber listrik khusus industri diperoleh dari PLTG Kendal, akan tetapi akses air bersih cukup sulit karena daerahnya gambut sehingga Membutuhkan sumber air tanah (sumur) yang banyak
Iklim	Nilai : 4	Nilai:4	Nilai:4
	Cuaca dan iklim didaerah ini cukup stabil dengan suhu rata-rata 22 °C - 33 °C dan curah hujan yang rendah yaitu rata-rata 192,6 mm/tahun. Terjadinya perubahan iklim akibat polusi udara dari pabrik	Cuaca dan iklim di daerah ini relatif stabil (T= 26,1-28,9°C), memiliki tanah yang luas untuk pengembangan area pabrik, tetapi memiliki curah hujan yang tinggi sehingga rawan banjir dan longsor.	kondisi iklim dan cuaca stabil, tetapi berdekatan dengan laut sehingga rawan bencana alam tsunami

	Nilai :4	Nilai: 3	Nilai:4
Transportasi	dekat dengan pelabuhan sebagai transportasi laut akan tetapi membutuhkan angkutan darat yang lebih banyak untuk membawa bahan baku HCL.	cukup dekat dengan pelabuhan untuk transportasi laut tetapi membutuhkan transportasi darat dan laut untuk supply bahan baku dari pulau jawa.	daerah kendal merupakan daerah industri sehingga fasilitas transportasi didaerah ini sudah memadai. Transportasi darat, laut dan udara yang tersedia sangat membantu kegiatan industri, tetapi karena bahan baku etilen dari daerah banten membutuhkan waktu yang lama untuk sampai ke daerah kendal.
Total Penilaian	19	16	16

Skala Penilaian= 1-5

Dari hasil analisis SWOT maka daerah yang akan dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik EDC di daerah Cilegon, Banten dengan nilai tertinggi dari 2 lokasi lainnya. Di Cilegon Terdapat pabrik penghasil Etilen dan Asam klorida sebagai bahan baku dasar pembuatan EDC, selain itu pemasaran mudah dilakukan dan dapat mencakup pulau Sumatera, Jawa, Kalimantan dan pasar ekspor.

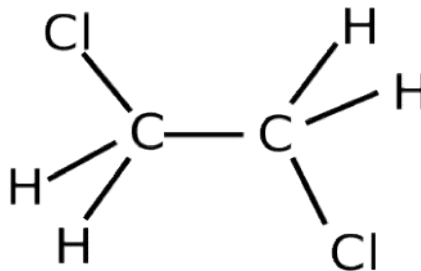
Bab II Tinjauan Teori

2.1 Tinjauan Umum

2.1.1. Etilen Diklorida ($C_2H_4Cl_2$)

Senyawa kimia 1,2-dikloroetana, yang biasa dikenal sebagai Etilen diklorida (EDC), adalah hidrokarbon terklorinasi, terutama digunakan untuk menghasilkan Monomer vinilklorida (VCM) (Handbook, EDC). EDC adalah cairan tak berwarna dengan bau seperti Kloroform, sedikit larut dalam air dan larut dalam pelarut organik, alkohol, dan eter. Stabil pada temperatur kamar, pada temperatur diatas $340^{\circ}C$ akan terdekomposisi menghasilkan *vinyl chloride monomer* (VCM.) dan asam klorida serta sedikit asetilen. Pada temperatur kamar dan kering bersifat tidak korosif, namun dalam keadaan basah pada temperatur tinggi akan mengkorosi besi. Rumus kimia Etilen Diklorida adalah $C_2H_4Cl_2$ merupakan hidrokarbon tak jenuh yang paling sederhana. Adanya ikatan rangkap ini menyebabkan molekul *ethylene* menjadi sangat reaktif, dapat mengalami adisi, polimerisasi maupun oksidasi untuk membuat produk – produk turunan lainnya. (Kirk Othmer, 1987)

Etilen diklorida dapat diproduksi melalui dua cara, yaitu klorinasi secara langsung dan oksiklorinasi (Francisco Jose,1999). Reaksi klorinasi langsung adalah reaksi antara etilen dengan klorin dengan katalis Etilen dibromida atau $FeCl_3$ menghasilkan Etilen diklorida. Sedangkan reaksi dengan proses oksiklorinasi adalah reaksi antara Etilen dengan Asam klorida dan Oksigen menggunakan katalis $CuCl_2$ menghasilkan Etilen diklorida dan air. Rumus Bangun Etilen diklorida dapat dilihat pada **Gambar 2.1**.



Gambar 2.1. Rumus Bangun Etilen Diklorida

2.1.2 Penggunaan Etilen Diklorida

Produk EDC telah banyak digunakan dalam industri, antara lain :

1. Sebagai bahan intermediet pada pembuatan Vinil klorida monomer
2. Sebagai pelarut pada industri tekstil, karet, tinta dan cat
3. Sebagai *anti-knocking agent*
4. Digunakan dalam pengolahan lemak binatang
5. Sebagai pelarut untuk mengekstraksi minyak dari biji-bijian, vitamin dari minyak ikan dan nikotin dari tembakau

2.1.3. Bahaya EDC Bagi Kesehatan dan Pencegahannya

Kontak Mata - Kontak langsung EDC dengan mata akan menyebabkan rasa sakit, berair, dan pembengkakan. Untuk mencegah kontak mata, maka digunakan pelindung mata seperti kacamata splash, perisai wajah penuh, atau kacamata pengaman dengan perisai samping. Jika mata terkena EDC, pegang kelopak mata dan basuh mata dengan air hangat selama 15 menit.

Kontak Kulit - Paparan EDC yang berkepanjangan pada kulit dapat menyebabkan kehilangan minyak alami kulit, daerah yang terkena menjadi merah, kasar dan kering. Jika pemaparan berlanjut dapat mengakibatkan rasa sensasi terbakar. Untuk mencegah iritasi diwajibkan untuk memakai pakaian pelindung (termasuk sarung tangan) saat bekerja dengan EDC. Jika kulit bersentuhan dengan EDC, segera cuci kulit yang terpapar dengan air

Inhalasi - Terlalu banyak menghisap uap EDC bisa menyebabkan pusing, depresi, sakit kepala, mual, kehilangan koordinasi, atau dalam kasus yang ekstrim, kematian. Jika EDC terhirup, bawa korban ke area yang tidak terkontaminasi. Berikan pernapasan buatan jika tidak bernafas. Jika sulit bernapas, berikan oksigen kepada korban.

Tertelan - EDC dapat menyebabkan iritasi pada saluran pencernaan, mual, muntah, diare, ketidaksadaran dan kematian. EDC adalah racun hati dan ginjal. Jika EDC tertelan, jangan pernah memberikan apapun melalui mulut ke orang yang tidak sadar atau kejang, jangan memaksakan muntah, Jika muntah terjadi secara spontan, jaga agar jalan napas tetap lancar.

2.2 Tinjauan Proses

Pembuatan Etilen diklorida ada beberapa macam proses yang digunakan yaitu proses dengan menggunakan Klorin (klorinasi langsung) atau Asam klorida (Oksiklorinasi) sebagai agen pengklorinasi.

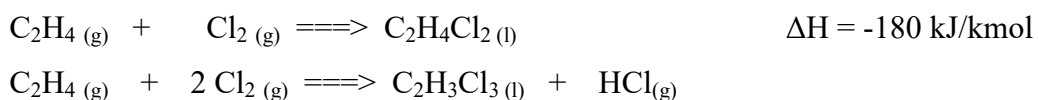
2.2.1 Proses Klorinasi Langsung (*Direct Chlorination*).

Pada proses klorinasi langsung Etilen direaksikan dengan Klorin, reaksi ini berlangsung secara adisi dan eksotermis. Produk Etilen diklorida mempunyai kemurnian lebih dari 99,64%. Proses klorinasi langsung dapat dilakukan pada fase gas maupun cair (Kirk & Othmer, vol.24, 1996).

2.2.1.1 Reaksi Fase Gas

Etilen dan Klorin direaksikan dalam reaktor multitube pada fase gas dengan menggunakan katalis Etilen dibromida (EDB) $C_2H_4Br_2$. Reaksi klorinasi Etilen selain membentuk senyawa Etilen diklorida juga membentuk produk samping Trikloroetana (TCE) dan juga Asam klorida (HCl). Pembentukan hasil samping dapat ditekan dengan penggunaan reaktan yang tinggi kemurniannya. Penggunaan etilen berlebih untuk memastikan klorin habis terkonversi, sehingga mengurangi hasil samping.

Reaksi fase gas:



Suhu umpan masuk reaktor sebesar $33^{\circ}C$ dan suhu reaksi berlangsung pada temperatur $85^{\circ}C$ dan dilakukan pada tekanan atmosfer. Perbandingan Etilen dan Klorin adalah equimolar dengan yield sebesar 90-95%. Konversi total Klorin hampir sempurna dimana sekitar 5% membentuk produk TCE. Suhu reaksi bisa naik ekstrim sehingga diperlukan pendinginan yang efektif sehingga suhu tidak tiba-tiba naik tinggi terutama pada konversi awal. Hal ini terjadi karena umpan Etilen dan Klorin equimolar, jika umpan Etilen dibuat *excess* maka suhu reaksi bisa lebih dikontrol (Jeremy D., 2003).

Etilen dialirkan dari tangki penyimpan diumpankan ke dalam penukar panas untuk diuapkan, karena fase reaksi di reaktor adalah gas. Demikian juga

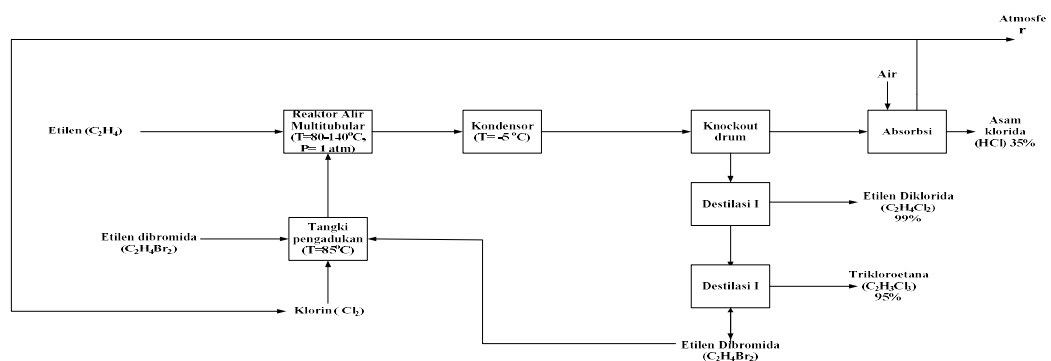
dengan umpan Klorin, dialirkan dari tangki penyimpanan diuapkan ke dalam penukar panas. Uap Klorin setelah keluar dari penukar panas kemudian dialirkan ke dalam tangki pengadukan yang berisi EDB ($C_2H_4Br_2$) yang bertindak sebagai katalisator dalam sistem reaksi. Dari tangki pengadukan ini, gas Klorin akan jenuh dengan EDB.

Uap Etilen dan Klorin kemudian diumpankan ke dalam reaktor alir pipa multitubular. Reaksi bersifat eksotermis sehingga untuk menjaga suhu reaksi sekitar $140^\circ C$ dilakukan pendinginan dengan mengalirkan air pendingin di sisi *shell* dari reaktor. Hasil reaksi ini dialirkan ke kondensor sampai suhu turun menjadi $-5^\circ C$ sehingga zat-zat dengan titik didih tinggi akan mengembun dan HCl dan Cl_2 tetap dalam fase gas.

Di *knockout* drum gas Cl_2 dan HCl akan dipisahkan dari EDC, (TCE) dan (EDB). Gas kemudian diumpankan ke dalam Absorpsi untuk diserap oleh air sehingga diperoleh larutan Asam klorida 35% dan kemudian ditampung di tangki penyimpanan.

Campuran senyawa EDC, TCE dan EDB kemudian dipisahkan di Menara Distilasi I untuk memisahkan EDC sehingga diperoleh sebagai hasil atas dengan kemurnian 99% dan ditampung di dalam tangki produk. Hasil bawah Menara Distilasi I yang berupa TCE dan EDB kemudian diumpankan ke dalam Menara Distilasi II.

Di dalam Menara Distilasi II akan diperoleh TCE sebagai hasil atas dengan kemurnian 95% dan ditampung di dalam tangki penyimpanan. Hasil bawah yang berupa senyawa EDB kemudian direcycle ke dalam tangki pelarutan EDB. Blok diagram dari proses Klorinasi Langsung Fase Gas dapat dilihat pada **Gambar 2.2**



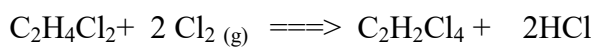
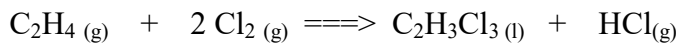
Gambar 2.2. Blok Diagram Proses Klorinasi Langsung Fase Gas.

(sumber: US Patent 4172099, 1979)

2.2.1.2 Reaksi Fase Cair

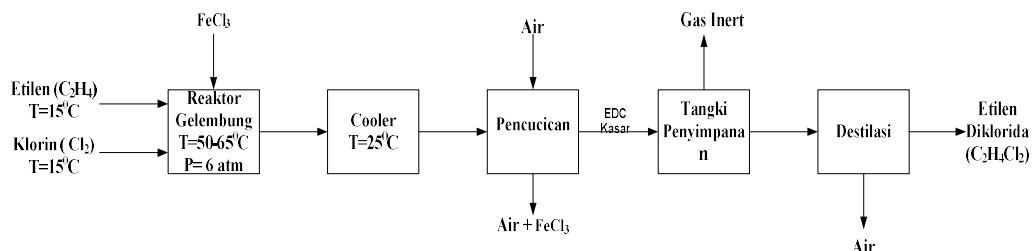
Reaksi pada fase cair adalah proses yang mula-mula dikembangkan secara komersial. Reaksi ini berlangsung dalam reaktor gelembung dengan katalis FeCl_3 untuk membentuk Etilen diklorida. Proses berlangsung pada suhu $50\text{-}65^\circ\text{C}$, tekanan 6 atm dengan yield 94,5 % dan konversi 94% (Kirk Othmer, 1999).

Pada proses klorinasi langsung Etilen direaksikan dengan Klorin, reaksi ini berlangsung secara adisi dan eksotermis dengan persamaan reaksi :



Etilen dan Klorin di umpan pada suhu 15°C kedalam reaktor gelembung untuk dilakukan reaksi dengan bantuan katalis FeCl_3 , reaksi ini berlangsung pada suhu $50\text{-}65^\circ\text{C}$ dengan tekanan 6 atm. Produk hasil dari reaksi ini kemudian dialirkan ke *Cooler* untuk dilakukan pendinginan sampai suhu ruangan atau 25°C , produk Etilen Diklorida cair hasil pendinginan kemudian dicuci dengan air untuk menghilangkan sisa katalis, FeCl_3 akan larut dengan air dan dialirkan ke pembuangan limbah untuk di netralisir.

EDC kasar yang siap dicuci yang masih mengandung gas Inert dan air, di alirkan ke dalam tangki penyimpanan dan dilakukan penguapan Gas Inert. Campuran air dan EDC kemudian di pisahkan di kolom destilasi sehingga di peroleh EDC pada bagian atas dan di tampung dalam tangki produk, hasil bawah kolom destilasi yaitu berupa air di alirkan ke menara pendingin dan dapat di gunakan sebagai air proses pada pabrik. Proses ini membutuhkan penambahan katalis secara terus menerus karena katalis tidak dapat di *Recycle*. Blok diagram dari proses klorinasi kangsung fase cair dapat dilihat pada **Gambar 2.3**



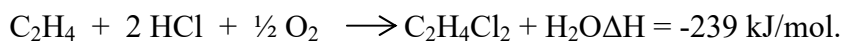
Gambar 2.3. Blok Diagram Proses Klorinasi Langsung Fase Cair

(sumber: *Locating And Estimating Air Emissions From Sources Of Ethylene Dichloride*, 1984)

2.2.2 Proses Oksiklorinasi (*Oxychlorination*)

Proses Oksiklorinasi dari Etilen menjadi proses alternatif dalam pembuatan Etilen diklorida. Proses ini biasanya digunakan dalam pabrik Vinil Klorida terpadu dengan me-recovery HCl dari hasil cracking EDC menjadi Vinil Klorida.

Proses ini berlangsung pada reaktor *fixed-bed* atau *fluidized bed* dengan menggunakan katalis Kupri klorida (CuCl_2) (Kirk & Othmer, vol.24,1996). Pada proses ini bahan baku C_2H_4 , HCl dan O_2 direaksikan bersama untuk membentuk EDC menurut reaksi sebagai berikut :



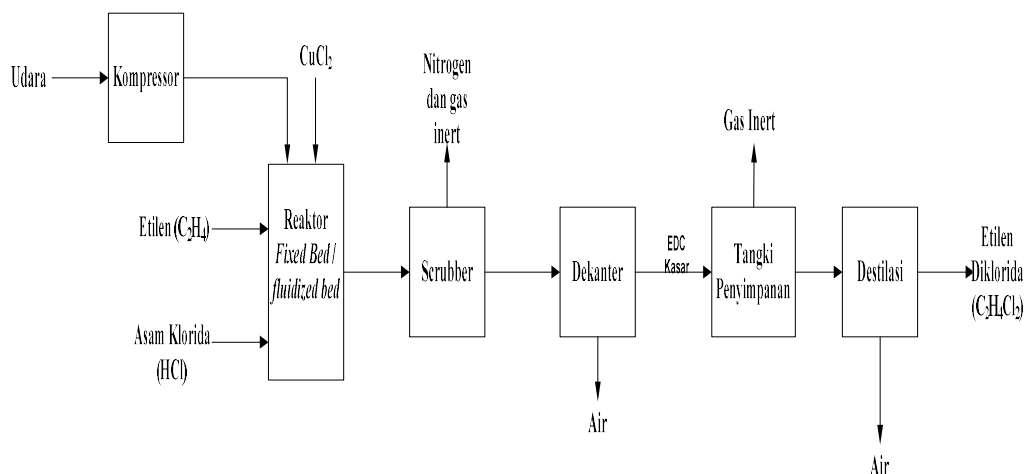
2.2.2.1. Reaktor *Fixed Bed*

Proses berjalan pada temperatur tinggi 230 – 300 °C dan tekanan 2,5 – 14 atm, reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitube reactor*. Konversi Etilen (98,9%), dan *yield* Etilen diklorida (95,5%) (US. Patent : 4,754,088).

2.2.2.2. Reaktor *fluidized bed*

Proses berjalan pada temperatur 220 – 225 °C dan tekanan 2,5 – 6 atm, reaktor yang digunakan adalah *fluidized bed reactor*. Konversi Etilen (99,7 %), dan *yield* Etilen diklorida (98,6%) (US. Patent : 4,446,249).

Blok diagram dari proses Oksiklorinasi dapat dilihat pada **Gambar 2.4**



Gambar 2.4. Blok Diagram Proses Oksiklorinasi

(sumber: *Locating And Estimating Air Emissions From Sources Of Ethylene Dichloride*, 1984)

Dari ketiga proses di atas maka dihitung potensial ekonomi untuk menentukan proses yang lebih ekonomis dan menguntungkan.

Tabel 2.1. Harga Bahan Baku dan Produk

Komponen	BM (kg/Kmol)	Harga (Rp/kg)
Etilen Diklorida	99	18.800
Etilen	28	5.582
Klorin	71	7.458
Asam Klorida	36,5	1.880

(sumber: *www. Icis Pricing.com*)

Untuk penyusunan potensial ekonomi (EP) dapat menggunakan persamaan:

$$EP = \text{Harga produk} - \text{Biaya bahan baku}$$

Perhitungan potensial ekonomi proses :

1. Proses klorinasi fase gas

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Rp. } 18.800 \times 99) - \{(\text{Rp. } 5.582 \times 28) + (\text{Rp. } 7.458 \times 71)\} \\ &= \text{Rp. } 1.175.386/\text{kmol} \end{aligned}$$

2. Proses klorinasi fase cair

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Rp. } 18.800 \times 99) - \{(\text{Rp. } 5.582 \times 28) + (\text{Rp. } 7.458 \times 71)\} \\ &= \text{Rp. } 1.175.386/\text{kmol} \end{aligned}$$

Proses oksiklorinasi

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Rp. } 18.800 \times 99) - \{(\text{Rp. } 5.582 \times 28) + (\text{Rp. } 1.880 \times 2 \times 36,5)\} \\ &= \text{Rp. } 1.567.664/\text{kmol} \end{aligned}$$

Perbandingan proses klorinasi langsung, dan proses oksiklorinasi dapat dilihat pada **Tabel 2.2**

Tabel 2.2 Perbandingan proses klorinasi langsung, dan proses oksiklorinasi

Komponen	Klorinasi Langsung Fase gas	Klorinasi Langsung Fase Cair	Oksiklorinasi Reaktor Fixed bed	Oksiklorinasi Reaktor Fluidized bed
Reaktor	Nilai : 3	Nilai:2	Nilai: 4	Nilai:4
	menggunakan reaktor Pipa Alir Multitube dimana reaktor ini memiliki perpindahan kalor sangat baik dan beroperasi secara berkelanjutan namun memiliki kekurangan sulit mengontrol temperatur dan proses pembersihan yang mahal.	Reaktor digunakan adalah Reaktor Gelembung dimana reaktor ini memiliki biaya operasi yang murah dan menghasilkan panas dan perpindahan massa yang maksimal, tetapi produk yang dihasilkan kemungkinan tidak seragam apabila gas diumpankan pada kecepatan tinggi, karena terjadi pembentukan aliran heterogen	Reaktor Fixed bed memiliki kapasitas produksi cukup tinggi,dan aliran fluida mendekati plug flow,sehingga diperoleh konversi yang cukup tinggi. Namun untuk pemindahan katalis cukup sulit dan memerlukan shut down alat, memiliki pressure drop yang tinggi	Reaktor yang mempunyai kemampuan untuk proses fluida dalam jumlah besar, pengendalian temperatur lebih baik dan pencampuran yang bagus untuk katalis dan reaktan, namun memerlukan Cyclone untuk menyaring katalis yang terbawa bersama produk.
Katalis	Nilai:3	Nilai: 4	Nilai: 5	Nilai: 5
	Etilen Dibromida Harga= Rp 86400/liter	FeCl ₃ Harga = Rp 68700/kg	CuCl ₂ Harga= Rp 42000/kg	CuCl ₂ Harga= Rp 42000/kg
Bahan Baku	Nilai:4	Nilai: 4	Nilai:4	Nilai: 4
	bahan baku yang digunakan adalah Etilen (C ₂ H ₄) dan Klorin(Cl), namun membutuhkan massa klorin yang lebih banyak.	bahan baku yang digunakan adalah Etilen (C ₂ H ₄) dan Klorin(Cl), namun membutuhkan massa klorin yang lebih banyak.	bahan baku yang digunakan adalah Etilen (C ₂ H ₄), Asam Klorida (HCl) dan Oksigen (O ₂), tetapi membutuhkan proses tambahan untuk pengambilan O ₂ dari udara	bahan baku yang digunakan adalah Etilen (C ₂ H ₄), Asam Klorida (HCl) dan Oksigen (O ₂), tetapi membutuhkan proses tambahan untuk pengambilan O ₂ dari udara

Suhu Reaksi	Nilai: 4	Nilai: 5	Nilai: 2	Nilai: 3
	suhu untuk proses ini cukup rendah yaitu 85 °C	suhu untuk proses ini sangat rendah yaitu 40-50 °C	suhu yang dipakai pada proses ini sangat tinggi 230 - 300 °C	suhu pada proses ini cukup tinggi yaitu 220 - 225 °C
Tekanan	Nilai : 5	Nilai: 3	Nilai: 2	Nilai: 3
	tekanan pada proses ini hanya pada tekanan atmosfer yaitu 1 atm	Tekana pada proses ini cukup tinggi yaitu 6 atm	rentang tekanan pada proses ini sangat tinggi yaitu 2,5 - 14 atm	Rentang tekanan pada proses ini cukup tinggi yaitu 2,5 - 6 atm
% yield	Nilai : 2	Nilai : 2	Nilai : 3	Nilai: 5
	90-95 %	94,5%	95%	98%
Konversi	Nilai : 2	Nilai: 2	Nilai: 4	Nilai: 5
	95%	94%	98%	99%
Produk samping	Nilai: 3	Nilai:2	Nilai:4	Nilai: 4
	meiliki 2 jenis produk samping yaitu Trikloroetana (C ₂ H ₃ Cl ₃) dan Asam Klorida (HCl) yang bisa juga dipasarkan dan menambah cost masuk bagi pabrik, namun memerlukan proses tambahan untuk pemishan dan pemurnian produk.	meiliki 3 jenis produk samping yaitu Trikloroetana (C ₂ H ₃ Cl ₃), Asam Klorida (HCl) dan Tetrakloroetana (C ₂ H ₂ Cl ₄) yang bisa juga dipasarkan dan menambah cost masuk bagi pabrik, namun memerlukan proses tambahan untuk pemishan dan pemurnian produk.	Hanya menghasil peroduk samping berupa air (H ₂ O) yang mudah diolah atau dibuang ke imbah cair	Hanya menghasil peroduk samping berupa air (H ₂ O) yang mudah diolah atau dibuang ke imbah cair
Potensial Ekonomi	Nilai: 4	Nilai: 4	Nilai: 5	Nilai: 5
	Rp. 1.175.386/kmol	Rp. 1.175.386/kmol	Rp. 1.567.664/kmol	Rp. 1.567.664/kmol
Total Penilaian	34	28	33	38

Berdasarkan tabel diatas dengan pertimbangan aspek kerumitan proses, kemudahan bahan baku, kondisi operasi, dan pertimbangan ekonomi maka untuk perancangan pabrik dipilih proses metode Oksiklorinasi menggunakan reaktor *Fluidized Bed*. Apabila dibandingkan dengan proses lain, metode Oksiklorinasi reaktor *Fluidized Bed* memiliki yield dan konversi yang paling besar, memiliki produk samping air sehingga lebih mudah untuk dipisahkan, serta dari potensial ekonominya biaya operasi yang dikeluarkan sangat sedikit. Untuk mendapatkan konversi yang baik pada proses oxychlorinasi ini, diperlukan kontrol suhu yang baik. Pada suhu rendah menyebabkan konversi yang rendah. Suhu yang tinggi dapat mengurangi aktivitas katalis, melelehkan *cupric* sehingga *chloride* yang ada terlepas bebas. *Ethylene dichloride* yang dihasilkan masih mengandung impuritas sehingga perlu dimurnikan terlebih dahulu.

2.3 Sifat Fisik & Kimia

2.3.1 Etilen

Etilen merupakan senyawa hidrokarbon tidak jenuh dengan rumus kimia $\text{CH}_2 = \text{CH}_2$. Dengan adanya ikatan rangkap ini, molekul etilen menjadi aktif, dapat mengalami adisi, polimerisasi maupun oksidasi untuk berubah menjadi senyawa lain dan turunannya.

Sifat fisik

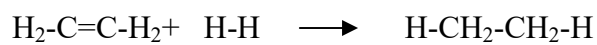
- Rumus molekul : C_2H_4
- Berat molekul : 28,05 kg/kgmol
- Titik didih (1 atm) : $-104\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik beku (1 atm) : $-169\text{ }^\circ\text{C}$
- Wujud ($25\text{ }^\circ\text{C}$, 1 atm) : gas
- Densitas gas : 7,635 mol/L
- Densitas cairan : 20,27 mol/L
- Viskositas cairan : 0,1611 cP
- Panas laten penguapan : 13,548 kJ/g
- Sifat fluida : Merupakan gas yang berbahaya, mudah terbakar, tidak berwarna, berbau gas/aromatik dan beracun

Sifat kimia

- Polimerisasi

Etilen dapat dipolimerisasi dengan cara memutuskan ikatan rangkapnya dan bergabung dengan molekul etilen yang lain membentuk molekul yang lebih besar (polimer) pada tekanan dan temperatur tertentu dan dapat pula menggunakan katalis. Molekul yang terbentuk terdiri dari 1000 sampai 6 juta atau lebih molekul etilen. Untuk memproduksi polyetilen digunakan etilen dengan tingkat kemurnian tinggi.

Reaksi yang terjadi :



Reaksi ini juga dapat dijalankan pada suhu kamar dengan katalis platina atau paladium.

- Oksidasi

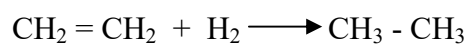
Etilen dapat dioksidasi menghasilkan senyawa-senyawa etilen oksida atau etilen glikol yang banyak digunakan sebagai anti freeze. Etilen fase uap dioksidasi dengan udara atau oksigen dengan katalisator perak oksida pada suhu 200-300°C dan tekanan 1-3 MPa.

- Hidrohalogenasi

Etil klorida terbentuk dari reaksi antara etilen dengan HCl menggunakan katalis AlCl_3 atau FeCl_3 pada tekanan 300-500 kPa dengan temperatur 30-90°C untuk fase cair dan 130-250°C untuk fase gas.

- Hidrogenasi

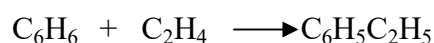
Etilen dapat dihidrogenasi secara langsung dengan katalis Nikel pada temperatur 300°C. Reaksi yang terjadi :



Atau dapat dihidrogenasi secara langsung dengan menggunakan katalis platina atau palladium pada suhu kamar.

- Alkilasi

Mereaksikan etilen dengan benzen untuk menghasilkan produk etil benzen dengan katalis AlCl_3 pada temperatur 400°C. Reaksi yang terjadi :



Etilen dapat juga dialkilasi dengan hidrokarbon parafin, misalnya isobutana menghasilkan 2,2 dimetil butana.

- Hidrasi
Etilen dapat direaksikan membentuk etanol dengan hidrasi katalitik langsung menggunakan katalis $\text{H}_3\text{PO}_4\text{-SiO}_2$ pada temperatur $300\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 7 MPa.
- Reaksi oxo (hidroformilasi)
Etilen bereaksi dengan gas sintesa ($\text{CO} + \text{H}_2$) menggunakan katalis cobalt membentuk propionaldehid pada temperature $60\text{-}200^\circ\text{C}$ dan tekanan 4-35 MPa.

(Sumber : www.sigmaaldrich.com, 2023, Material Safety Data Sheet Ethylene)

2.3.2 Asam Klorida

Asam klorida adalah larutan akuatik dari gas hidrogen klorida (HCl). Ia adalah asam kuat, dan merupakan komponen utama dalam asam lambung. Senyawa ini juga digunakan secara luas dalam industri. Asam klorida harus ditangani dengan wewanti keselamatan yang tepat karena merupakan cairan yang sangat korosif.

Sifat fisik

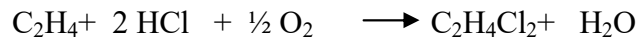
- Rumus Molekul : HCl
- Wujud : gas tidak berwarna
- pH (1% larutan / air) : Asam.
- Titik didih : $108,58\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik lebur : $-62,25\text{ }^\circ\text{C}$ (20,69% HCl dalam air)
- Suhu Kritis : Tidak tersedia.
- Tekanan uap : 16 kPa ($20\text{ }^\circ\text{C}$)
- Volatilitas : Tidak tersedia.
- Ambang Bau : 0,25 sampai 10 ppm
- Kepadatan uap : 1.267 (Udara = 1)

Sifat Kimia

- Merupakan asam kuat, bereaksi dengan basa membentuk garam
- Larut dalam air dingin, air panas, dietil eter.
- *Oxychlorinasi*

Yaitu proses klorinasi yang menggunakan HCl sebagai sumber *Chlorine* dengan Oksigen sebagai oksidator. Biasa dipakai dalam pembuatan *Monochlor benzene*, *Chloromethane*, serta *Ethylene dichloride*.

Reaksi yang terjadi :



(Sumber : *scienceLab.com,2023, Material Safety Data Sheet Asam Klorida*)

2.3.3. Oksigen (O₂)

Sifat Fisik

- Rumus molekul : O₂
- Berat Molekul : 32 kg/ kgmol
- Wujud (25 °C, 1 atm) : Gas
- Density gas (0°, 1 atm) : 1.4292Kg/m³
- Volume jenis (0°,1atm) : 0.7m³/kg
- Temperatur Didih/cair : -182.97°C
- Panas jenis : (0 °C) 0.2177K kal/Kg
- Density liquid : 0.8Kg/l

Sifat Kimia

- Oksigen bereaksi dengan semua unsur kecuali He, Ne, Ar.
- Untuk reaksi dengan unsur – unsur tertentu seperti logam alkali, rubidium dan cesium jika suhu aktivasi pada suhu kamar mencukupi maka reaksi berjalan spontan.
- Untuk beberapa material yang akan direaksikan dengan O₂, harus dipanaskan terlebih dahulu sampai pada suhu tertentu untuk pembakaran awal.
- Jika direaksikan dengan bahan bakar seperti petroleum oil, natural gas, atau batubara akan dihasilkan panas, CO₂ dan H₂O serta residu dari udara.
- Pada suhu yang lebih rendah, dengan adanya katalis, O₂ menghasilkan *oxygenated* hidrokarbon.

(Sumber : *scienceLab.com,2018, Material Safety Data Sheet Asam Klorida*)

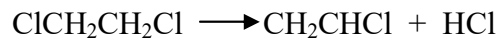
2.3.4 Etilen diklorida (C₂H₄Cl₂)

Sifat Fisik

- Rumus molekul : C₂H₄Cl₂
- Berat molekul : 98,96 kg/ kgmol
- Titik didih (1 atm) : 83,7°C
- Titik beku (1 atm) : -35,3°C
- Wujud (25 °C, 1 atm) : cair
- Densitas : 1,2529 g/ cm³
- Viskositas pada 20 °C : 0,84 cP
- Panas laten penguapan : 77,3 kkal/ g
- Kelarutan dalam air : 0,869 per 100 gram air
- Sifat fluida : Berbahaya jika tertelan, mudah terbakar, tidak berwarna, berbau dan beracun

Sifat kimia

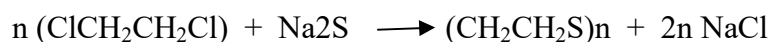
- Dehidroklorinasi/ pirolisis membentuk vinil klorida Pirolisis etilen diklorida pada range temperatur 340-515°C membentuk vinil klorida dan hidrogen klorida. Reaksi yang terjadi:



- Klorinasi termal Membentuk Perkloro Etilen dan Karbon Tetraklorida pada temperatur 600°C, menurut reaksi sebagai berikut :



- Reaksi dengan sodium polisulfida membentuk polisulfida polimer menurut reaksi sebagai berikut :



- Reaksi dengan garam dari asam organik untuk membentuk ester
- Reaksi dengan amonia untuk membentuk etilen diamin dan poliamin

(Sumber : *www.sigmaaldrich.com, 2023, Material Safety Data Sheet Ethylene diklorida*)

2.4 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

Spesifikasi bahan baku, dan produk dapat dilihat pada Tabel berikut :

2.4.1 Etilen Diklorida (C₂H₄Cl₂)

Spesifikasi Etilen diklorida dapat dilihat pada **Tabel 2.3**

Tabel 2.3 Spesifikasi Etilen Diklorida

Spesifikasi	
Bentuk	Cair (30 °C, 1 atm)
Warna	Bening
Bau	Tajam
Kemurnian	min 99,94 % berat
Impuritas	H ₂ O (max 180 ppm)

(Sumber :PT.Indochlor Prakasa)

2.4.2 Etilen

Spesifikasi Etilen dapat dilihat pada **Tabel 2.4**

Tabel 2.4.Spesifikasi Etilen

Spesifikasi	
Fasa	Gas
Warna	Tidak Bewarna
Bau	Sedikit berbau manis
Komposisi	Etilen(99.85%)
	Etana(0.15%)
Densitas g/cm ³	0,2174

(Sumber :PT.Chandra Asri)

2.4.3 Asam Klorida

Spesifikasi Asam klorida dapat dilihat pada **Tabel 2.5**

Tabel 2.5 Spesifikasi Asam Klorida

Spesifikasi	
Fasa	Gas
Bau	pedas, Iritasi (Kuat).
Rasa	Tidak tersedia
Warna	kuning muda.
Kemurnian	HCl 33 %
	Air 67 %

(Sumber :P.T Ashahimas Chemical, Cilegon)

2.4.4 Oksigen

Spesifikasi Oksigen dapat dilihat pada **Tabel 2.6**

Tabel 2.6 Spesifikasi Oksigen

Spesifikasi	
Fasa	Gas
Warna	Tak berwarna
Bau	tak berbau
Kemurnian	O ₂ 21%
	N ₂ 79%

BAB III

TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES

3.1 Tahapan Proses dan Blok Diagram

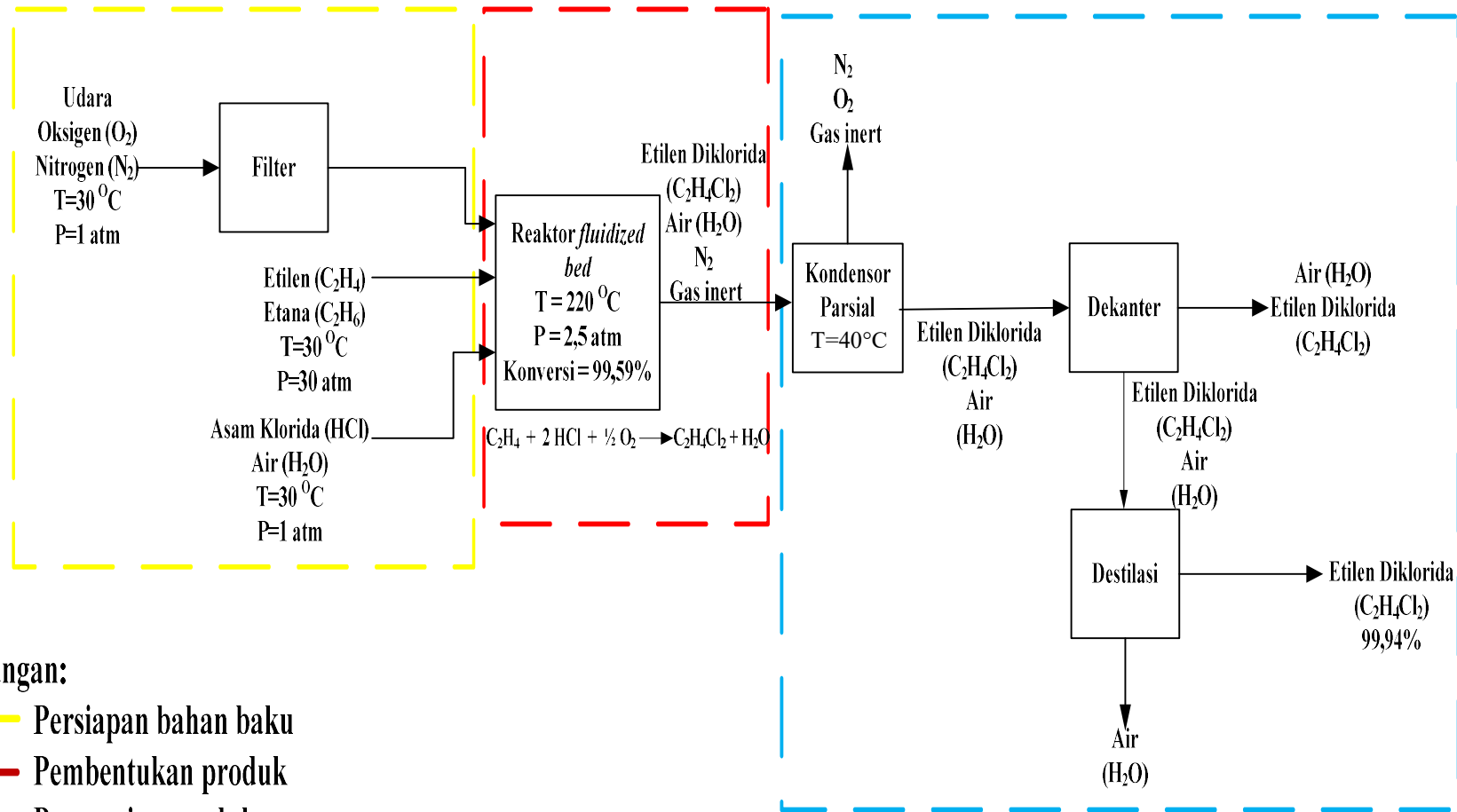
3.1.1 Tahapan Proses

Pembuatan Etilen diklorida dari Etilen dan Asam kloridaini digunakan proses Oksiklorinasidengan mereaksikan Etilen dengan Asam klorida dan Kupri klorida (CuCl_2) sebagai katalisnya. Adapun prosesnya ada tiga tahapan proses, yaitu :

1. Tahap Persiapan bahan baku
2. Tahap Pembentukan produk
3. Tahap Pemisahan

3.1.2 Blok Diagram

Diagram alir proses pembuatan Etilen diklorida dari Etilen dapat dilihat pada **Gambar 3.1**.



Gambar 3.1. Blok Diagram Pembuatan Etilen Diklorida

3.2 Deskripsi Proses dan Flowsheet

3.2.1 Unit Persiapan Bahan Baku

a. Unit Etilen

Etilen dalam fase gas diperoleh dari PT. Chandra Asri Cilegon, Etilen disimpan didalam tangki *shaperical tank* pada suhu 30°C dan tekanan 33 atm Agar kondisi etilen sesuai dengan kondisi operasi dalam reaktor, maka etilen diexpansikan sehingga tekanannya turun sampai 2,5 atm, kemudian etilen dipanaskan dalam Heat Exchanger sampai suhu 220°C, kemudian etilen diumpankan kedalam reaktor.

b. Unit HCl

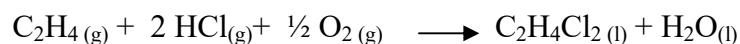
HCl dalam fase gas diperoleh dari PT. Asahimas Chemical cilegon, disalurkan melalui pipa pada suhu 30°C dan HCl disimpan dalam tangki penyimpanan larutan HCl pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dalam fasa cair. Larutan HCl di pompakan dan dianaskan sampai suhu 100°C Vaporizer untuk di rubah fasa cair menjadi fasa uap, kemudian diumpankan ke dalam Heat Exchanger dan dipanaskan sampai suhu 220 °C, agar kondisi uap larutan HCl sesuai dengan kondisi operasi dalam reaktor maka uap larutan HCl di ekspansikan sampai 2,5 atm, kemudian diumpankan kedalam reaktor.

c. Unit Udara

Udara disaring terlebih dahulu dengan menggunakan filter untuk menghilangkan debu dan pengotor lain yang ada di dalam udara, kemudian menaikkan tekanannya sampai 2,5 atm menggunakan kompresor. Agar kondisinya sesuai dengan kondisi operasi direaktor, maka udara dipanaskan dalam Heat Exchanger sampai suhu 220°C, kemudian udara di umpankan kedalam reaktor.

3.2.2 Unit Pembentukan Produk

Reaksi pembentukan etilen diklorida berlangsung dalam Fluidized Bed Reactor dengan menggunakan katalis CuCl_2 . Gas-gas dari unit persiapan bahan baku dengan flow rate tertentu diumpankan ke dalam reaktor, dimana di dalam reaktor tersebut terjadi reaksi antara Etilen, HCl, dan O_2 dari udara membentuk Etilen diklorida. Reaktor beroperasi pada suhu 220°C dan tekanan 2,5 atm. Dengan reaksi:



Reaksi dalam reaktor berjalan secara eksotermis, sehingga untuk menjaga suhu operasi diperlukan air pendingin. Air pendingin masuk ke dalam reaktor melalui jaket pendingin yang terdapat disisi reaktor.

Produk etilen diklorida yang dihasilkan keluar melalui bagian atas reaktor bersama dengan air sebagai produk samping reaksi, sisa reaktan yang tidak bereaksi, dan gas N_2 . Kemudian dilakukan proses pemurnian produk untuk meningkatkan kemurnian produk etilen diklorida.

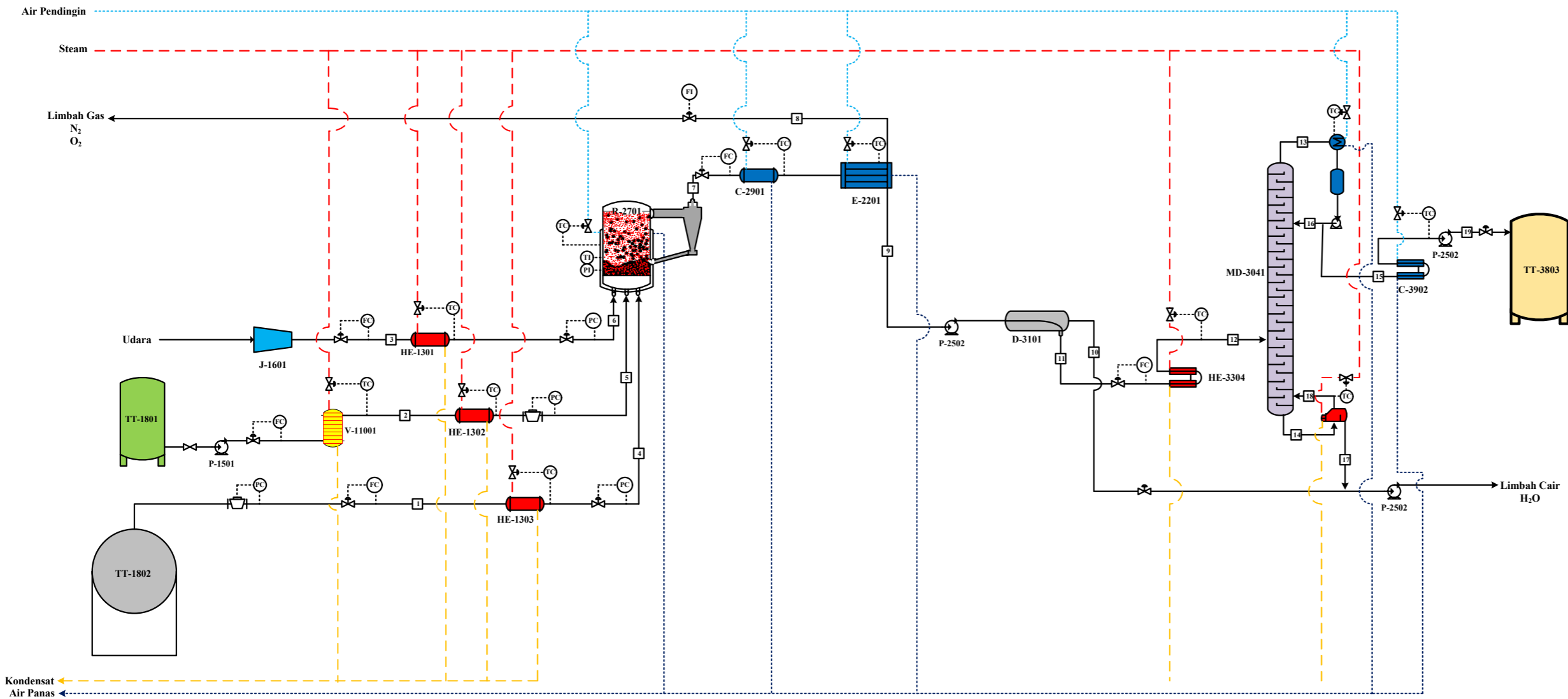
3.2.3 Unit Pemurnian

Hasil keluaran reaktor berupa Etilen diklorida yang masih bercampur dengan impuritas gas lain. Gas hasil keluaran reaktor dengan suhu $220^{\circ}C$ diumpankan ke dalam *Cooler* dan diturunkan temperatur sampai $100^{\circ}C$ kemudian dikondensasikan di kondensor untuk memisahkan H_2O dan etilen diklorida dari impuritas *gas non condensable* dan suhu di turunkan sampai $40^{\circ}C$. Cairan hasil kondensasi dialirkan ke dekanter untuk memisahkan etilen diklorida dan air. Sedangkan gas inert, N_2 , dan O_2 yang tidak terkondensasi di buang ke unit pengolahan limbah gas.

Di dekanter untuk memisahkan etilen diklorida dengan air berdasarkan perbedaan berat jenis, hasil atas dekanter berupa air dialirkan ke pengolahan limbah cair dan hasil bawah dekanter berupa etilen diklorida yang masih mengandung air diumpankan ke menara distilasi. Menara distilasi berfungsi untuk memisahkan etilen diklorida dengan air, etilendiklorida sebagai produk atas, dan air sebagai produk bawah, Etilen diklorida hasil distilasi didapatkan kemurnian 99,94% sebelum di simpan di tangki penyimpanan produk Etilen diklorida didinginkan terlebih dahulu di *Cooler*.



FLOWSHEET PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DIKLORIDA DARI ETILEN KAPASITAS 37.000 TON/TAHUN



JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS BUNG HATTA		
DIGAMBAR	Genelia Ulri 2210017411038	TANDA TANGAN
	Hamidah 2210017411039	
Diperiksa dan Disetujui	Dr. Pusyanti S.T, M.T (Pembimbing)	

No	Nama Alat	Kode Alat
1	Dekanter	D-3101
2	Kondensor	E-2201
3	Heater	HE-1301 s/d HE-3304
4	Kolom Destilasi	MD-3041
5	Pompa	P-1501 s/d P-3504
6	Kompresor	J-1601
7	Reaktor	R-2701
8	Tangki	TT-1801 s/d TT-3803
9	Cooler	C-2901 s/d C3902
10	Vaporizer	V-11001

komponen	Aliran 1		Aliran 2		Aliran 3		Aliran 4		Aliran 5		Aliran 6		Aliran 7		Aliran 8		Aliran 9		Aliran 10		Aliran 11		Aliran 12		Aliran 13		Aliran 14		Aliran 15		Aliran 16		Aliran 17		Aliran 18		Aliran 19			
	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)	Massa (kg/jam)	Energi (kj/jam)				
C ₂ H ₄	1578.907	12354.605					1578.907	58922.295																																
C ₂ H ₆	2.370	20.920					2.370	1007.781																																
HCl			4116.436	41784.640					4116.436	641991.283					9.879	1737.958	9.072	0.000	0.807	0.000	0.81	0.000																		
N ₂					3020.520	462296.6777					3020.520	616218.358	3020.517	694938.267	3019.092	0.000	1.426	0.000	1.43	0.000																				
O ₂					902.232	123922.8152					902.232	166026.037	2.165	448.005	2.147	0.000	0.018	0.000	0.02	0.000																				
H ₂ O			8357.611	174674.079					8357.611	3119121.592					9370.187	3933868.086	49.759	0.000	9320.428	0.000	8854.41	0.000	466.02	9739.848	466.021	1947.970	0.914	0.000	17056.834	0.000	0.281	31.133	0.63304	0.000	465.740	65855.119	16591.094	2345962.066	0.281	5.881
C ₂ H ₄ Cl ₂															5569.165	1102422.590	156.539	0.000	5412.626	0.000	270.63	0.000	5141.99	33565.720	5141.995	272176.997	16700.814	0.000	113.740	0.000	5138.889	249263.328	11561.9	0.000	3.106	194.721	110.634	6936.569	5138.889	33545.447
Total	1581.279	12375.526	12474.047	216458.7187	3922.750	586219.4929	1581.277	590230.075	12474.047	3761112.875	3922.752	782244.4	17978.075	5736082.902	3242.298	0.000	14735.777	0.000	9127.8	0.000	5608.0	43305.568	5608.016	274124.966	16701.729	0.000	17170.574	0.000	5139.170	249294.461	11562.6	0.000	468.846	66049.841	16701.729	2352898.635	5139.170	33551.327		
T (°C)	30		30		30		220		220		220		220		30		30		30		30		30		88.887		83.792		99.987		83.792		83.792		99.987		99.987		25	
P (atm)	30		1		1		2.5		2.5		2.5		2.5		1		1		1		1		1		1		1		1		1		1		1		1		1	

Gambar 3.2. Flowsheet Pembuatan Etilen Diklorida

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

Neraca massa dan neraca energi merupakan keterangan yang dapat menunjukkan banyaknya massa dan panas yang masuk, keluar dan terakumulasi pada setiap peralatan proses. Neraca massa dan neraca energi ini berguna untuk menentukan spesifikasi dan ukuran dari peralatan yang digunakan.

4.1 Neraca Massa

Berdasarkan perhitungan neraca massa pada Lampiran A, diperoleh neraca massa sebenarnya untuk masing-masing peralatan yang digunakan..

$$\text{Kapasitas produksi} = 37.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Operasi pabrik} = 300 \text{ hari kerja/ tahun}$$

$$\text{Basis perhitungan} = 100 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kapasitas produksi basis} = 92,05 \text{ kmol/jam}$$

Kapasitas produksi 1 jam operasi

$$= 37000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ har}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} = 5.138,89 \text{ kg/jam}$$

Kapasitas mol produksi

$$\frac{5.138 \text{ kg/jam}}{99 \text{ kg/kmol}} = 51,91 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Faktor pengali} = \frac{\text{kapasitas sebenarnya}}{\text{kapasitas basis}}$$

$$= \frac{51,91 \text{ kmol/jam}}{92,05 \text{ kmol/jam}}$$

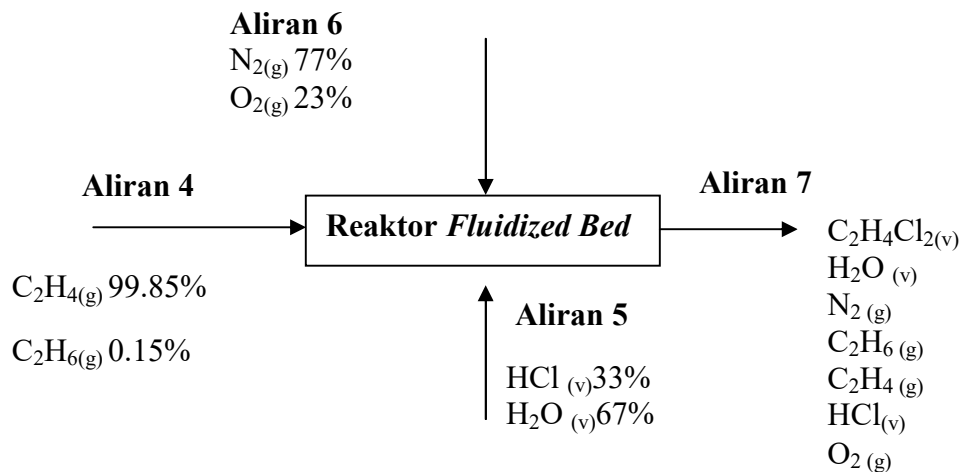
$$= 0,564$$

Maka, untuk memproduksi EDC dari Etilen dengan kapasitas 37.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan Baku Etilen} &= \text{Basis perhitungan} \times \text{faktor pengali} \\
 &= 100 \text{ kmol} \times 0,564 \\
 &= 56,389 \text{ kmol/jam} \\
 &= 56,3895 \text{ kmol/jam} \times 28 \text{ kmol/kg} \\
 &= 1578,91 \text{ kg/jam} \\
 &= 11.368,12868 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

1. Reaktor *Fluidized Bed* (R-2801)

Fungsi : Tempat mereaksikan Etilen dengan Asam klorida, air, dan Oksigen.



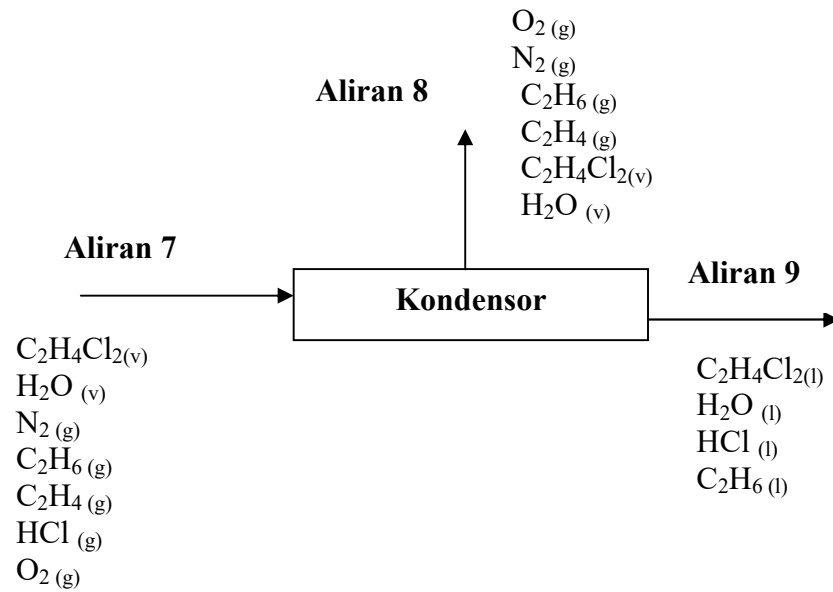
Neraca massa Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	Masuk			Keluar
	Aliran 4 (kg)	Aliran 5 (Kg)	Aliran 6 (Kg)	Aliran 7 (Kg)
C ₂ H ₄	1.578,907			3,789
C ₂ H ₆	2,372			2,372
HCl		4.116,435		9,879
H ₂ O		8.357,611		9.370,187
O ₂			902,232	2,165
N ₂			3.020,517	3.020,517
C ₂ H ₄ Cl ₂				5.569,165
sub Total		17.978,075		17.978,075

2. Kondensor (E-2201)

Fungsi : memisahkan fraksi gas dan fraksi liquid



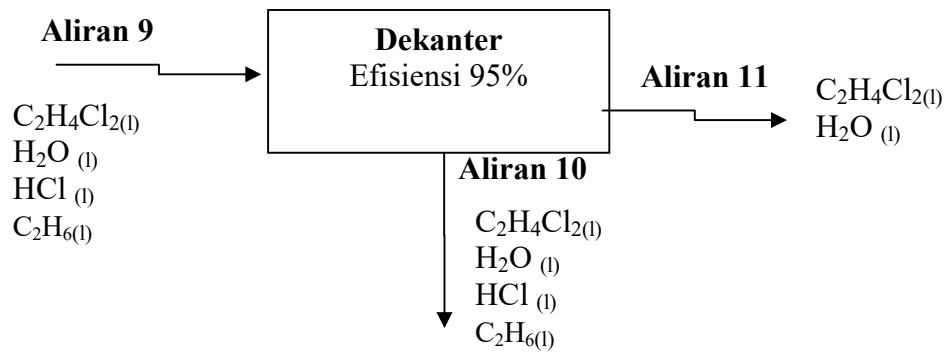
Neraca massa Kondensor (E-2201)

Tabel 4.2 Kondensor(E-2201)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Aliran 7 (Kg)	Aliran 8 (Kg)	Aliran 9 (Kg)
C ₂ H ₄	3,848	3,633	0,216
C ₂ H ₆	2,409	2,215	0,194
HCl	10,033	9,351	0,682
H ₂ O	9515,808	89,781	9426,027
O ₂	2,199	2,182	0,017
N ₂	3067,459	3066,120	1,339
C ₂ H ₄ Cl ₂	5655,715	243,089	5412,626
sub total	18257,471	3416,370	14841,101
total	18257,471	18257,471	

3. Dekanter (D-3101)

Fungsi : Untuk memisahkan fasa cair EDC dan air berdasarkan perbedaan berat jenis



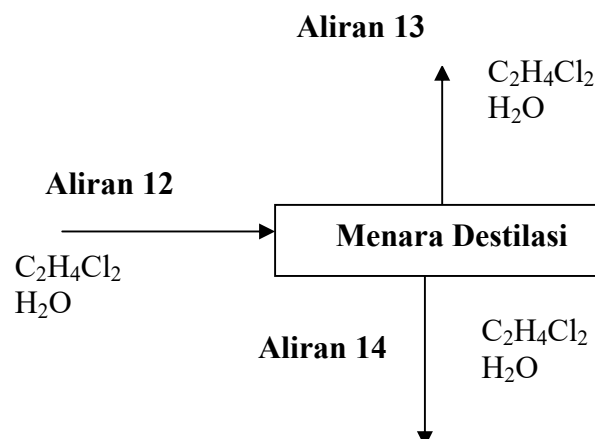
Neraca massa Dekanter (D-3101)

Tabel 4.3 Neraca Massa Dekanter (D-3101)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Aliran 9 (kg)	Aliran 10 (Kg)	Aliran 11 (kg)
C ₂ H ₄	0,247	0,247	
C ₂ H ₆	0,225	0,225	
HCl	0,807	0,807	
H ₂ O	9.320,428	8.854,407	466,021
O ₂	0,018	0,018	
N ₂	1,426	1,426	
C ₂ H ₄ Cl ₂	5.412,626	270,631	5.141,995
sub total	14.735,777	9.127,761	5.608,016
total	14.735,777	14.735,777	

4. Menara Destilasi (MD-3041)

Fungsi : Untuk memisahkan EDC dengan air



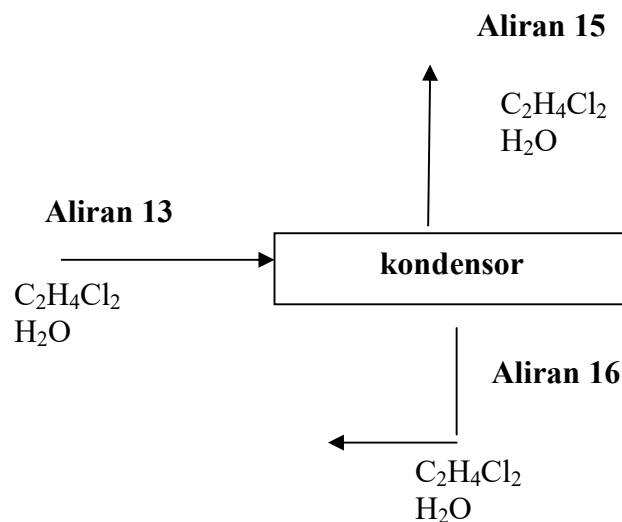
Neraca massa Menara Destilasi (MD-3041)

Tabel 4.4 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-3041)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Aliran 12 (Kg)	Aliran 13 (Kg)	Aliran 14 (Kg)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5.141,995	5.138,889	3,106
H ₂ O	466,021	0,281	465,740
Sub total	5.608,016	5.139,170	468,846
Total	5.608,016	5.608,016	

5. Kondensor

Fungsi : Untuk mengkondensasi uap yang keluar dari produk atas kolom distilasi



Neraca massa kondensor

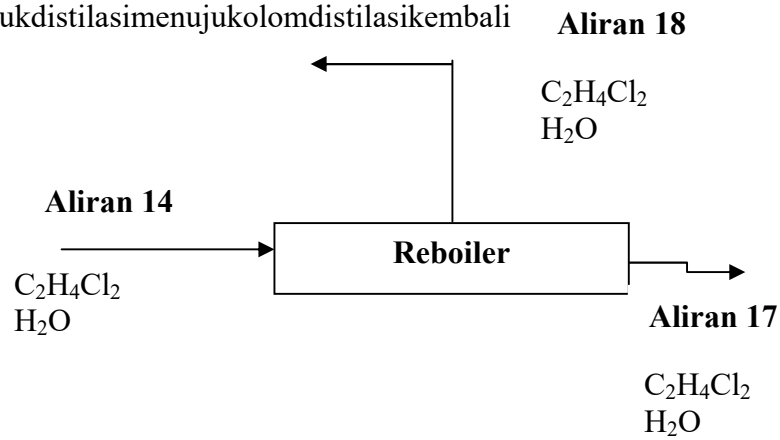
Tabel 4.5 Neraca Massa Kondensor

Komponen	Masuk	Keluar	
	Aliran 13 (Kg)	Aliran 15 (Kg)	Aliran 16 (Kg)
C ₂ H ₄ Cl ₂	16.700,814	5.138,889	11.561,925
H ₂ O	0,914	0,281	0,633
sub total	16.701,729	5.139,170	11.562,558
Total	16.701,729	16701,729	

6. Reboiler

Fungsi : memanaskan kembali bottom

produk distilasi menuju kolom distilasi kembali



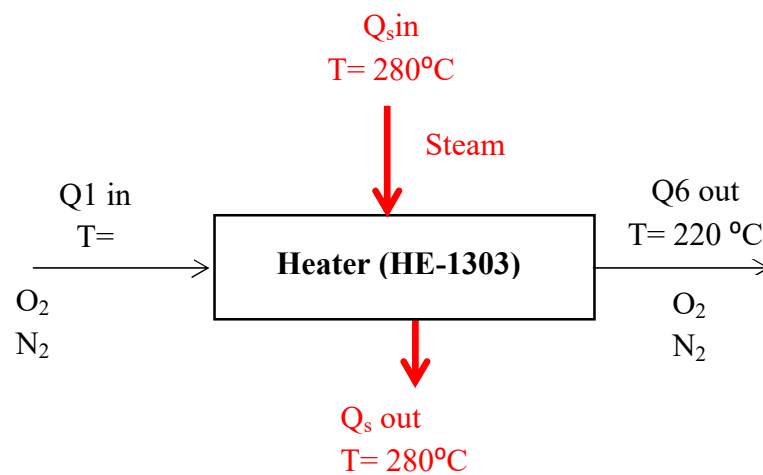
Neraca massa reboiler

Tabel 4.6 Neraca Massa reboiler

Komponen	Masuk	Keluar	
	Aliran 14 (Kg)	Aliran 17 (Kg)	Aliran 18 (Kg)
C ₂ H ₄ Cl ₂	113,740	3,106	110,634
H ₂ O	17.056,834	465,740	16.591,094
sub total	17.170,574	468,846	16.701,729
Total	17.170,574	17170,574	

4.2 Neraca Energi

1. Heater (HE-1301)

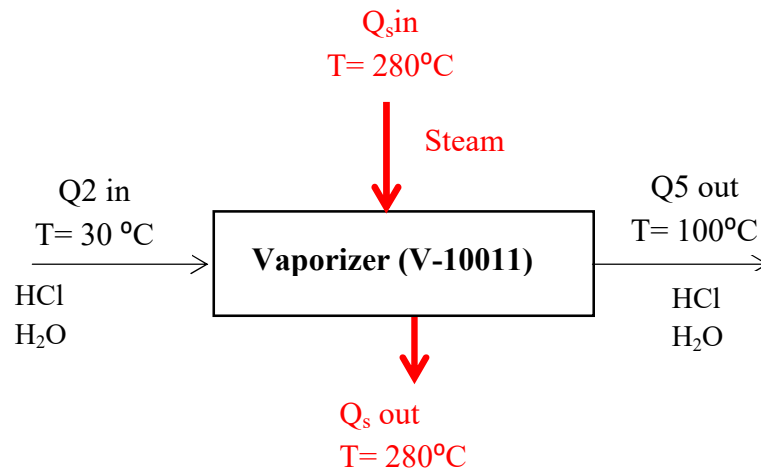


Neraca energi Heater (HE-1301)

Tabel 4.7 Neraca Energi Heater (HE-1301)

aliran panas masuk (kj/jam)		aliran panas keluar (kj/jam)	
ΔH_{in}	595329,871	ΔH_{out}	794401,177
ΔH_s in	358575,964	ΔH_s out	159504,659
Total	953905,835		953905,835

2. Vaporizer (V-10011)

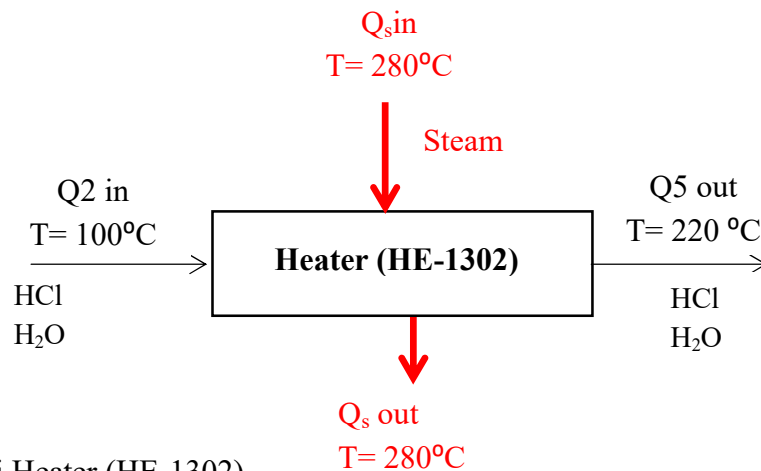


Neraca energi Vaporizer (V-10011)

Tabel 4.8 Neraca Energi Vaporizer (V-10011)

Aliran panas masuk (kj/jam)		Aliran panas keluar (kj/jam)	
ΔH_{in}	219822,682	ΔH_{out}	1450742,935
ΔH_s in	2217187,531	ΔH_s out	986267,2774
Total	2437010,212		2437010,212

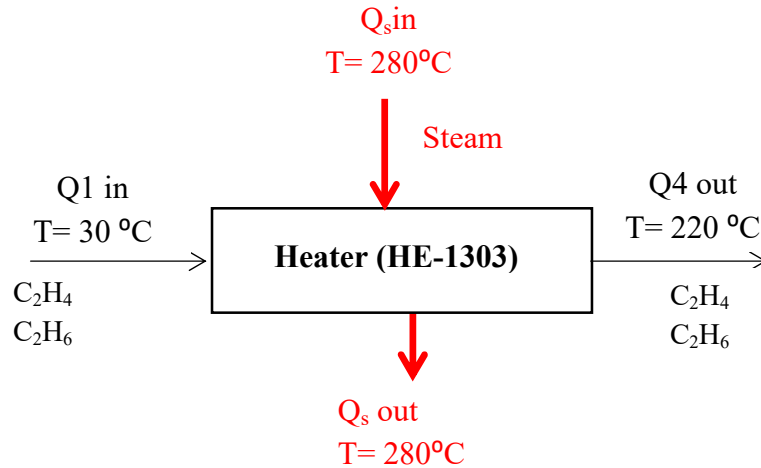
3. Heater (HE-1302)



Neraca energi Heater (HE-1302)

Tabel 4.9 Neraca Energi Heater (HE-1302)

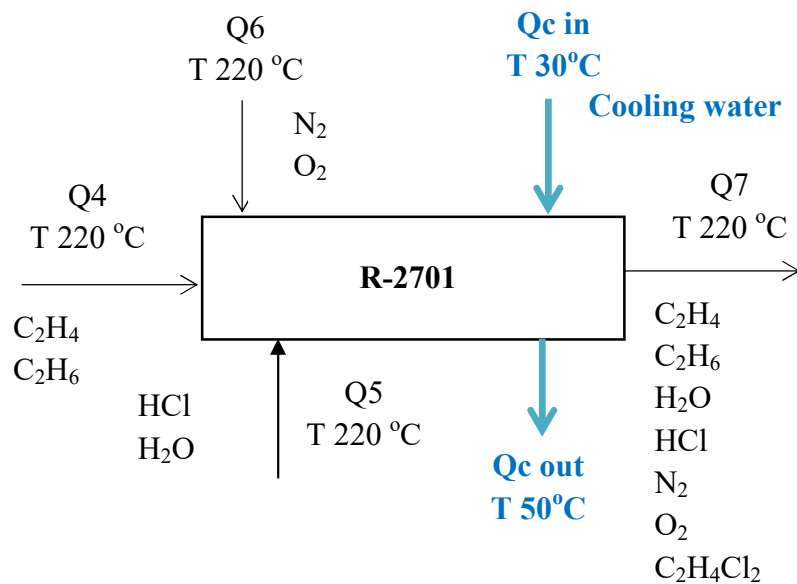
Aliran panas masuk (kJ/jam)		Aliran panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	1450742935,129	ΔH_{out}	3819563,951
ΔH_s in	4266824,277	ΔH_s out	1898003,26
Total	1455009759,406		5717567,212

4. Heater (HE-1303)

Neraca energi Heater (HE-1303)

Tabel 4.10 Neraca Energi Heater (HE-1303)

Aliran panas masuk (kJ/jam)		Aliran panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	12567,852	ΔH_{out}	599402,781
ΔH_s in	1057032,804	ΔH_s out	470197,875
Total	1069600,656		1069600,656

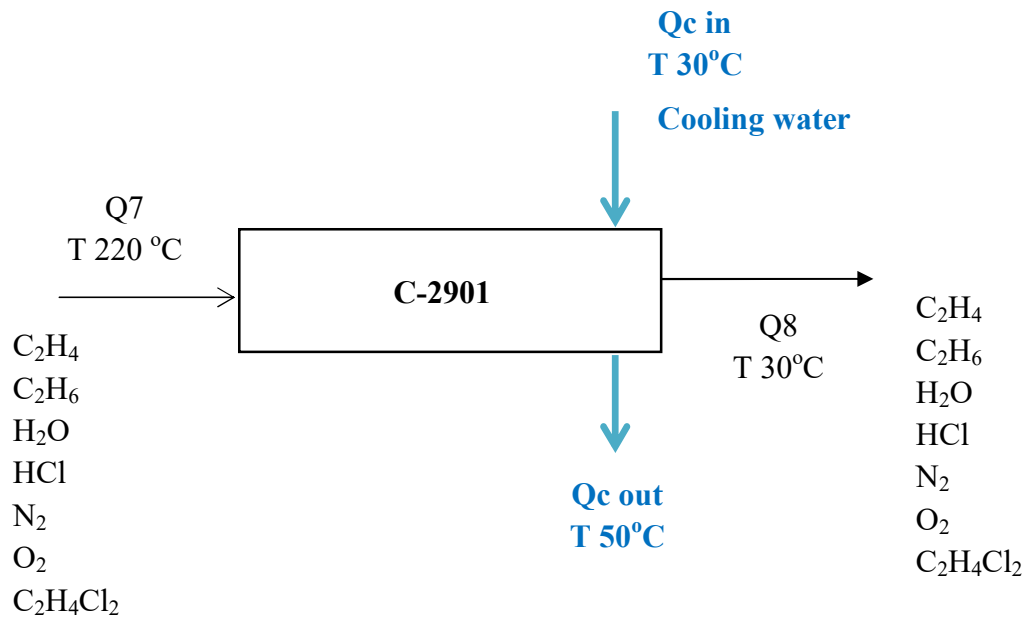
5. Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Neraca energi Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Energi	masuk (kJ/jam)	keluar (kJ/jam)
Q4	599402,781	
Q5	1450742,935	
Q6	794401,177	
Q7		5825226,789
Qr	-3146583,639	
Qc in	6127263,535	
Qc out		0,000
Total	5825226,789	5825226,789

6. Cooler (C-2901)

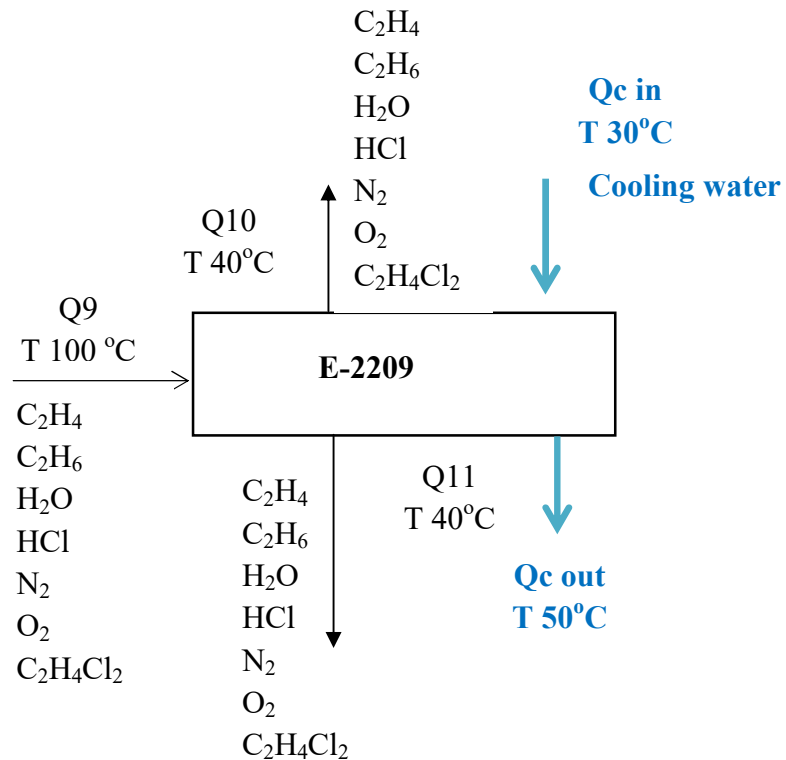


Neraca energi Cooler (C-2901)

Tabel 4.12 Neraca Energi Neraca energi Cooler (C-2901)

energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Qin	5192592,022	
Qout		1941772,009
Qs		3250820,013
Total	5192592,022	5192592,022

7. Kondensor (E-2209)

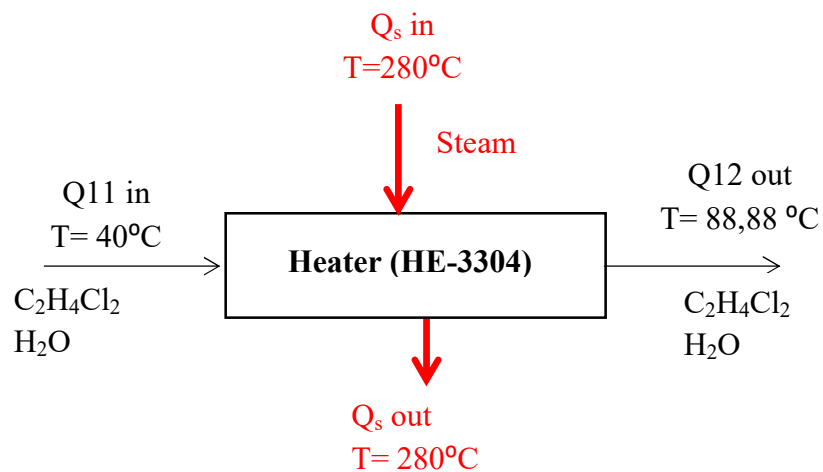


Neraca energi Kondensor (E-2201)

Tabel 4.13 Neraca Energi Kondensor (E-2201)

Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q9	1941772,0088	
Q10		51516,3299
Q11		166358,8057
Qc		1723896,8732
Total	1941772,0088	1941772,0088

8. Heater (HE-3304)

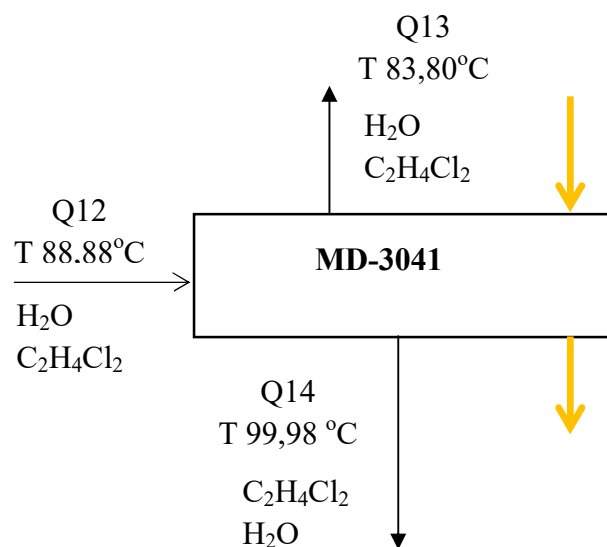


Neraca energi Heater (HE-3304)

Tabel 4.14 Neraca Energi Heater (HE-3304)

aliran panas masuk (kj/jam)		aliran panas keluar (kj/kg)	
ΔH_{in}	43978,57509	ΔH_{out}	278385,1146
$\Delta H_s \text{ in}$	422223,3366	$\Delta H_s \text{ out}$	187816,7971
Total	466201,9117		466201,9117

9. Menara Destilasi (MD-3041)

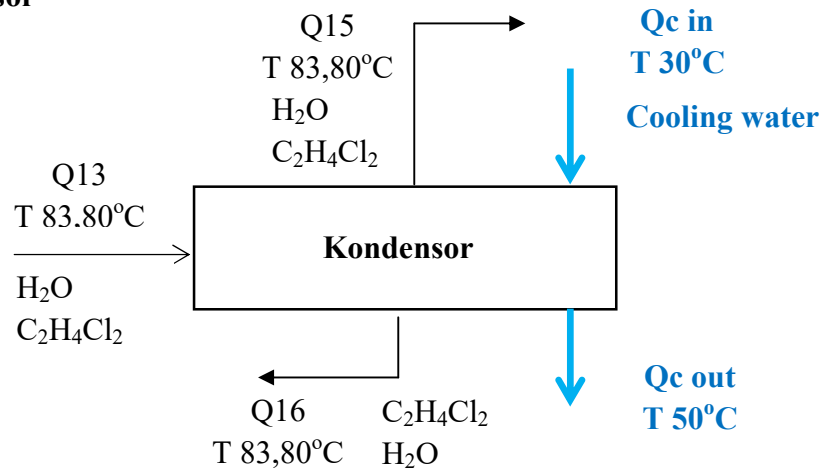


Neraca Energi Menara Destilasi (MD-3041)

Tabel 4.15 Neraca Energi Menara Destilasi (MD-3041)

Energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Q1	278385,1146	
Q2		253970,5829
Q3		66051,63638
Qr	2328657,4415	
Qc		2287020,337
Total	2607042,556	2607042,556

10. Kondensor

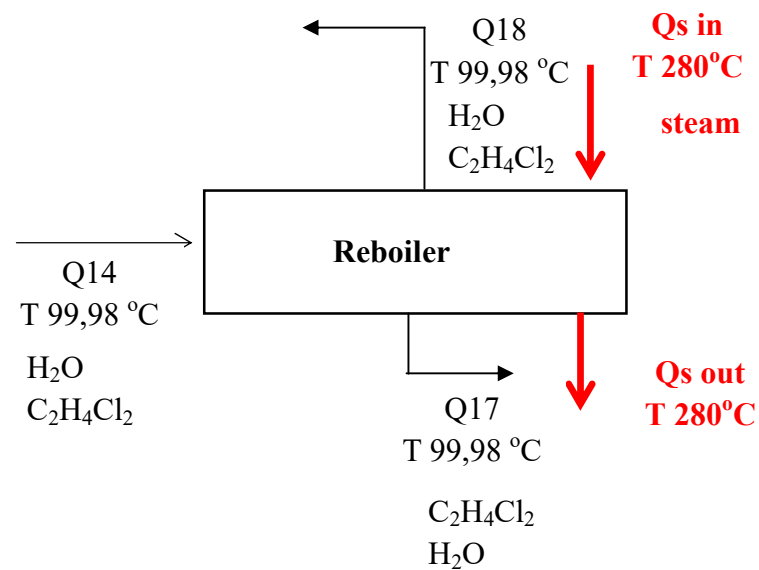


Neraca Energi Kondensor

Tabel 4.16 Neraca Energi Kondensor

energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Q in air	0,0000	
Q out air		1715265,2526
Qc	2287020,3368	
Total	2287020,3368	1715265,2526

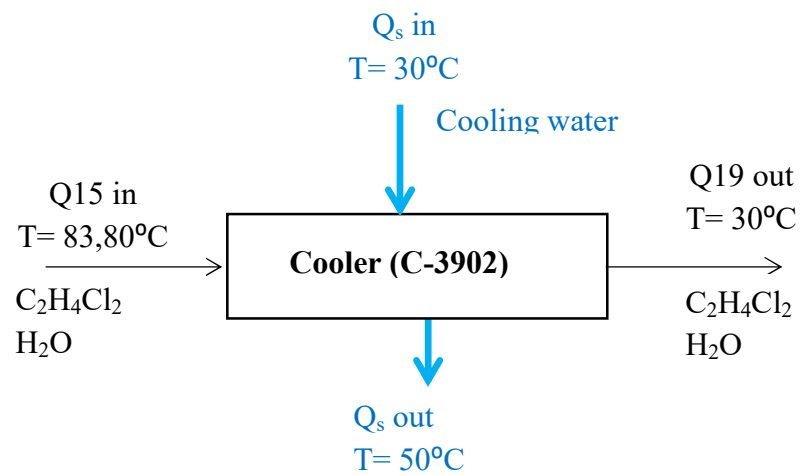
11. Reboiler



Neraca Energi Reboiler

Tabel 4.17NeracaEnergiReboiler

energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Qs in	4194479,8849	
Qs out		1865822,443
Qr		2328657,4415
Total	4194479,8849	4194479,8849

12. Cooler (C-3902)

Neraca Energi Cooler (C-3902)

Tabel 4.18.Neraca EnergiCooler (C-3902)

energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Qin	253970,5829	
Qout		34224,2016
Qc in	0,0000	
Qc out		219746,3813
Total	253970,5829	253970,5829

BAB V

UTILITAS

Utilitas yang diperlukan pada pra rancangan pabrik Etilen Diklorida dari Etilendengan kapasitas produksi 37000 ton/tahun ini meliputi :

5.1. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik EDC dari Etilen direncanakan untuk non proses (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain) dan keperluan proses seperti menggerakkan pompa, penerangan dan peralatan instrumentasi. Sumber pengadaan listrik untuk kebutuhan-kebutuhan tersebut diperoleh dari dari PLTA Cilegon, Banten dan sebagai cadangan digunakan genset. Total listrik yang dibutuhkan dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5.1 Kebutuhan Listrik

Kebutuhan Listrik	kW
Alat Proses dan Utilitas	139
Penerangan	200
Instumentasi	50
Bengkel	100
Perumahan	36
Total	525
Total x Faktor Keamanan (20%)	629,640

5.2. Unit Penyediaan Air

Air yang digunakan untuk pembuatan etilen diklorida terbagi dua, yaitu :

- Air sanitasi,

Digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain). Kebutuhan air sanitasi dapat dilihat pada **Tabel 5.2**.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Sanitasi

Kebutuhan Air sanitasi	Kebutuhan (kg/jam)
Perumahan	1040,99
Perkantoran	86,46
Laboratorium	15

Poliklinik	10
Pemadam kebakaran	50
Masjid dan kantin	50
Total	1252,45

- Air pendingin,

Digunakan untuk proses pendinginan bahan baku dan Produk

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Air Pendingin (Kg)
Reaktor Fluidized bed (R-2701)	73292,626
Cooler (C-2901)	38885,407
Kondensor (E-2209)	16496,6208
Menara Destilasi (MD-3041)	27356,703
Cooler (C-3902)	2628,545
Total	158659,901

- *Steam*

Kebutuhan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.3.

Tabel 5.4 Kebutuhan *Steam*

Alat	massa steam (Kg)
HE-1301	128,966
V-10011	797,435
HE-1302	1534,608
HE-1303	380,173
HE-3304	151,857
MD-3041	1508,589
Total	4501,627

Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik etilen diklorida digunakan sumber air yang berasal dari sungai ciujung yang ditampung di dalam bak penampung sementara, sebelum digunakan sebagai air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Kualitas air sungai dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5.5 Kualitas Air Sungai Ciujung

No.	Parameter	Satuan	Kadar Rata-Rata	Standard Baku Mutu
1	pH	-	7,7	6,5-8,5
2	Suhu	⁰ C	30,5	Dev 3
3	Padatan tersuspensi/TSS	mg/l	69,1	<50
4	Zat padat terlarut (TDS)	mg/l	110,8	1000
5	Oksigen terlarut (DO)	mg/l	3,6	>4
6	BOD	mg/l	9,7	<3
7	COD	mg/l	40,5	<25
8	Nitrat Nitrogen (NO ₃ -N)	mg/l	0,43	<10
9	Nitrit Nitrogen (NO ₂ -N)	mg/l	0,002	<0,06
10	Amoniak (NH ₃ -N)	mg/l	0,13	-
11	Klorin bebas	mg/l	-	-
12	Fenol	Âµg/l	0,001	-
13	Minyak lemak	Âµg/l	0,2	-
14	Detergen	Âµg/l	0,05	0,05
15	Total Coliform	Jmlh/l	18000	50

Sumber: SLHD Banten, 2014

5.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang mengandung mineral dan tidak mengandung kotoran atau bakteri. Air sanitasi digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid / musholla, kantin dan lain-lain). Karena air ini berhubungan langsung dengan kesehatan, maka air sanitasi harus memenuhi standar kualitas. Syarat air sanitasi (Permenkes, 2010) meliputi sebagai berikut :

1. Syarat fisika, yaitu:

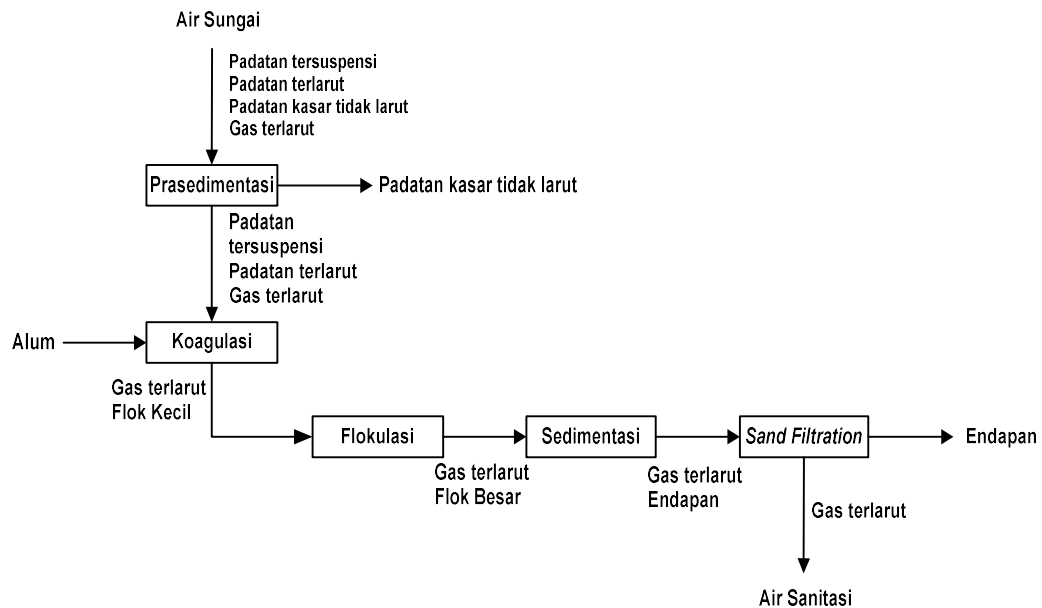
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- Total zat padat terlarut : 500 mg/l

2. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang terlarut dalam air, seperti PO₄³⁻, Hg²⁺, Cu²⁺ dan logam-logam berat lainnya yang beracun.
- Syarat bakteriologis

Air sanitasi tidak mengandung kuman maupun bakteri terutama bakteri *E.Coli* dan *Koliform*. Untuk memenuhi persyaratan ini, setelah proses penjernihan harus diberi tambahan desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.

Air yang akan digunakan adalah air sanitasi, maka harus dilakukan beberapa pengolahan. Tahap pengolahan air sanitasi dapat dilihat pada gambar 5.1 berikut.



Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Sanitasi

Proses pengolahan air sanitasi dijelaskan sebagai berikut:

a. Proses Prasedimentasi

Air sungai sebelum dikirim ke unit utilitas, dipisahkan terlebih dahulu dari kotoran yang berupa zat padat kasar yang terapung dengan cara memasang saringan disekitar *suction* pompa pengambil air (P-1001), lalu dipompakan dan dialirkan ke bak penampung (BP-1101).

b. Proses Pengolahan Raw Water

Air dari bak penampungan (BP-1101) dialirkan ke bak pengolahan *raw water* (BPR-2102) yang terdiri dari empat buah bak, yaitu bak pembentukan koagulan (*Mixing Chamber*), bak pembentukan flok-flok (*Flocculation Chamber*), bak sedimentasi (*Sedimentation Chamber*) dan bak penampungan limbah air bersih (*Float Chamber*). Bak pengolahan *raw water* (BPR-2102) berfungsi untuk menghilangkan padatan terlarut dengan cara menambahkan bahan kimia sehingga

terbentuk gumpalan dari kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air. Pengolahan *raw water* terbagi menjadi tiga tahap:

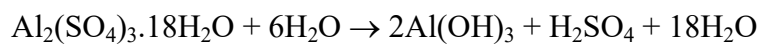
1) Proses koagulasi

Air dari bak penampungan (BP-1101) dialirkan ke bak pembentukan koagulan, pada bak ini diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Larutan Alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)

Bahan kimia ini untuk menggabungkan beberapa molekul melalui penetralan muatan.

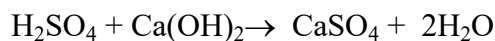
Reaksi yang terjadi :



- Larutan Kapur Tohor ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Bahan ini digunakan untuk menetralkan air yang dihasilkan pada unit pengendapan sehingga memperoleh nilai pH=7.

Reaksi yang terjadi :



- Larutan *Calcium Hypochlorite* ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Penambahan $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ berfungsi sebagai :

- Desinfektan berfungsi membunuh bakteri yang terdapat dalam air.
- Menghilangkan senyawa nitrogen dalam air, terutama amoniak.
- Mengontrol rasa, bau, dan warna.
- Meminimalkan H_2S .
- Meminimalkan Mn & Fe.
- Mengontrol alga & lumut.
- Sebagai bahan pendukung koagulasi
- Proses Flokulasi

2) Proses Flokulasi

Proses flokulasi, yaitu penggabungan flok-flok kecil menjadi flok yang berukuran besar. Proses flokulasi juga bisa dipercepat dengan penambahan zat kimia tertentu (flokulan aid), seperti $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Faktor utama yang mempengaruhi keefektifan koagulasi dan flokulasi air adalah tingkat kekeruhan air, padatan tersuspensi, pH, durasi dan tingkat agitasi selama koagulasi dan flokulasi, serta dosis koagulan.

Pengolahan dengan metode koagulasi-flokulasi dapat menghilangkan padatan tersuspensi sebesar 60-90%, BOD sebesar 40-70%, COD sebesar 30-60%, fosfor sebesar 70-90%, dan bakteri patogen yang menempel pada padatan tersuspensi sebesar 80-90% (U.S. EPA, 1987). Koagulan-koagulan yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak pembentukan flok. Pada bak ini dilengkapi dengan pengaduk yang berputar dengan lambat sehingga koagulan-koagulan saling bergabung membentuk flok-flok.

3) Proses Sedimentasi

Flok-flok yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak sedimentasi. Flok-flok ini akan mengendap dengan proses sedimentasi, dimana flok akan terbentuk pada bagian dasar tangki dan air bersih dialirkan pada bagian atas (limpahan). Bak sedimentasi ini dilengkapi dengan *sludge scrapper* yang bertujuan untuk mengangkut lumpur agar lumpur lebih cepat keluar.

c. Filtrasi

Filtrasi adalah suatu proses pemisahan zat padat dari fluida (cair maupun gas) yang membawanya menggunakan suatu medium berpori atau bahan berpori lain untuk menghilangkan sebanyak mungkin zat padat halus yang tersuspensi dan kloid. Pada pengolahan air, filtrasi digunakan untuk menyaring air hasil dari proses koagulasi-flokulasi-sedimentasi sehingga dihasilkan air yang bersih. Air bersih dari bak pengolahan *raw water*(BPR-2102) diteruskan ke *sand filter* (SF-2301), guna memisahkan kotoran-kotoran halus yang masih terdapat dalam air dan menghilangkan bau, rasa dan warna yang masih terdapat pada air tersebut. Penyaring yang digunakan pada *sand filter* (SF-2301) adalah pasir silika, karbon aktif, dan kerikil. Agar pasir tidak terikut didalam air, maka pada bagian bawah *Sand Fiter* (SF-2301) diberi penyaring. Air yang keluar dari *sand filter* (SF-2301) ditampung pada tangki penampungan air bersih (BP-2102). Air bersih ini sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan demineralisasi untuk mendapatkan air proses.

5.2.2 Air Pendingin

- **Cooling Tower**

Cooling tower atau menara pendingin fungsi utamanya sebagai alat untuk mendinginkan air panas dari kondensor dengan cara dikontakkan langsung dengan udara secara konveksi paksa menggunakan *fan*/kipas.

Kondensor pada *chiller* biasanya berbentuk *water-cooled condenser* yang menggunakan air untuk proses pendinginan refrigeran. Secara umum bentuk konstruksinya berupa *shell & tube* dimana air mengalir memasuki *shell*/ tabung dan uap refrigeran superheat mengalir dalam pipa yang berada di dalam tabung sehingga terjadi proses pertukaran kalor. Uap refrigeran superheat berubah fasa menjadi cair yang memiliki tekanan tinggi mengalir menuju alat ekspansi, sementara air yang keluar memiliki temperatur yang lebih tinggi. Karena air ini akan digunakan lagi untuk proses pendinginan kondensor maka tentu saja temperaturnya harus diturunkan kembali atau didinginkan pada *cooling tower*.

Langkah pertama adalah memompa air panas tersebut menuju *coolingtower* melewati *system* pemipaan yang pada ujungnya memiliki banyak *nozzle* untuk tahap *spraying* atau semburan. Air panas yang keluar dari *nozzle* secara langsung sementara itu udara atmosfer dialirkan melalui atau berlawanan dengan arah jatuhnya air panas karena pengaruh *fan/blower* yang terpasang pada *coolingtower*. Sistem ini sangat efektif dalam proses pendinginan air karena suhu kondensasinya sangat rendah mendekati suhu *wet-bulb* udara. Air yang sudah mengalami penurunan temperature ditampung dalam bak/basin untuk kemudian dipompa kembali menuju kondensor yang berada di dalam *chiller*. Pada *coolingtower* juga dipasang katup *make up water* yang dihubungkan ke sumber air terdekat untuk menambah kapasitas air pendingin jika terjadi kehilangan air ketika proses *evaporative cooling* tersebut.

5.2.3 Air Umpan Boiler

Air baku ini yang berasal dari sungai ciujung sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan demineralisasi untuk mendapatkan air proses dan air umpan boiler yang diharapkan memiliki spesifikasi sesuai dengan syarat air yang digunakan untuk umpan boiler dan air proses. Air umpan boiler harus memenuhi standar kualitas, yang dapat dilihat pada Tabel 5.5.

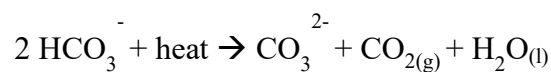
Tabel 5.6 Persyaratan Air Umpan Boiler

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
Ph	Unit	10.5-11.5
Konduktivitas	$\mu\text{mhos/cm}$	5000, max
TDS	Ppm	3500, max
P-Alkalinity	Ppm	-
M-Alkalinity	Ppm	800, max
O-Alkalinity	Ppm	$2.5 \times \text{SiO}_2$, min
Total Hardness	Ppm	-
Silika	Ppm	150,max
Besi	Ppm	2,max
Residu pospat	Ppm	20-50
Residu sulfat	Ppm	20-50
pH kondensat	Unit	8.0-9.0

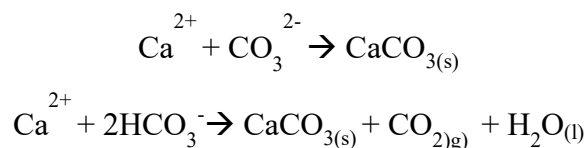
Sumber: PT. Nalco Indonesia

Selain itu air yang digunakan untuk umpan boiler harus bebas dari mineral-mineral atau unsur yang menyebabkan kesadahan air menjadi tinggi. Ion-ion seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} akan menyebabkan tingginya kesadahan air disamping juga Mn^{2+} dan $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$. Ion-ion penyebab kesadahan ini harus dieliminasi sekecil mungkin sehingga konsentrasinya maksimum 0,05 ppm.

Air umpan boiler dengan tingkat kesadahan yang tinggi dapat menyebabkan pembentukan kerak pada pipa maupun boiler itu sendiri. Kerak ini akan terbentuk ketika ion-ion seperti Ca^{2+} bereaksi dengan anion yang secara alami terdapat di dalam air, seperti ion bikarbonat (HCO_3^-) yang merupakan hasil reaksi antara CO_2 dengan air pada tekanan atmosfer. Ketika larutan yang mengandung Ca^{2+} dan HCO_3^- dipanaskan, endapan kalsium karbonat akan terbentuk sebagai hasil dari reaksi ion seperti di bawah ini.



Ion karbonat yang dihasilkan kemudian bereaksi dengan ion kalsium menurut persamaan reaksi :



Endapan kalsium karbonat inilah yang akan menempel pada permukaan peralatan sehingga mengurangi efisiensi alat. Pipa yang sudah ditumbuhi kerak ini akan memberikan hambatan gesekan sehingga mengurangi laju alir air. Fenomena terbentuknya kerak ini dapat dilihat pada Gambar 5.3



Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa

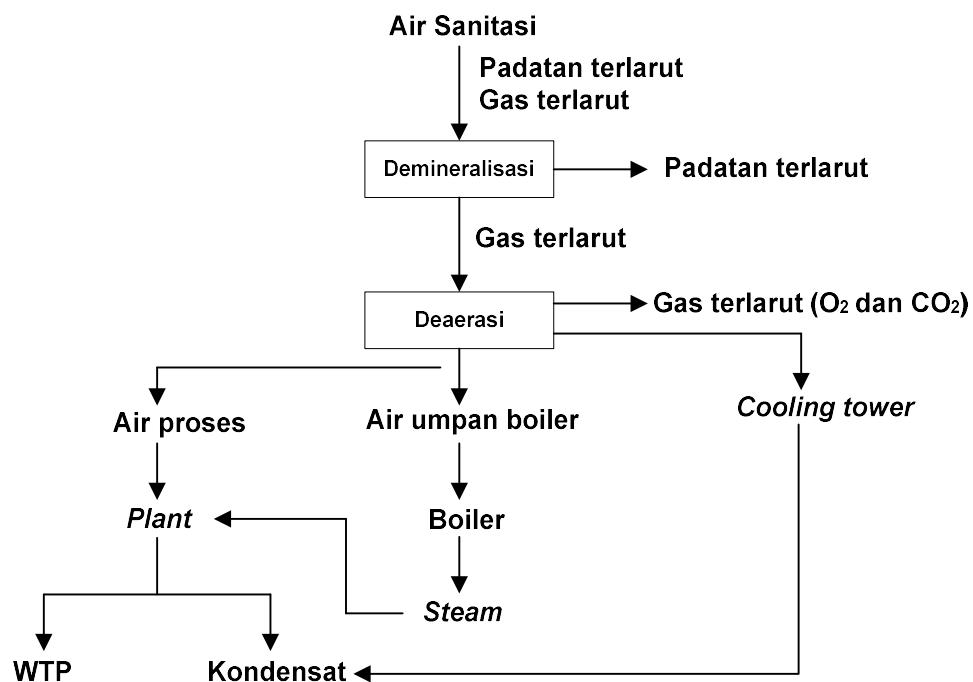
Selain itu, boiler dengan permukaan yang dilapisi oleh kerak juga akan mengalami penurunan efisiensi panas seperti yang ditunjukkan oleh Tabel 5.7.

Tabel 5.7 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada Boiler

Ketebalan Lapisan Kerak (in)	Kehilangan Efisiensi Termal (%)
1/16	15
1/8	25
1/4	39
3/8	55
1/2	70

Sumber : (Pears, 2004)

Proses pengolahan air proses dan air umpan boiler dapat dilihat pada Gambar 5.3.



Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Proses

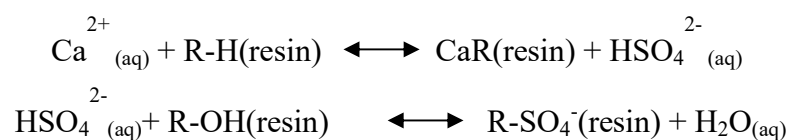
- **Demineralisasi (*Water Softener*)**

Untuk menanggulangi hal diatas maka diperlukan *pretreatment* atau pengolahan awal terhadap air umpan boiler berupa pelunakan air (*water softening*). Alat yang digunakan untuk menghilangkan kesadahan ini disebut dengan *water softener*. *Water softener* menggunakan prinsip kerja pertukaran ion. Pada proses ini, air dialirkan melalui unggun resin yang telah dijenuhkan terlebih dahulu dengan mengalirkan larutan *brine* (mengandung ion natrium) melewati unggun. Resin yang digunakan pada pertukaran air bebas mineral dapat dilihat pada Tabel 5.8.

Tabel 5.8 Resin yang Digunakan

	Kation	Anion
Jenis resin	Lewatit MonoPlus S 100	Lewatit MP 600 WS
Bentuk	<i>Gel type beads</i>	<i>Macroporous</i>
Volume	250 L	550 L
<i>Ionic form as shipped</i>	Na	Cl
<i>Functional group</i>	Asam sulfonat	Quarternary amine
Densitas	1.28 g/ml	1.1 g/ml
Ph	0-14	0-14
Suhu	120°C	30°C
Regeneran	H ₂ SO ₄ , HCl, NaCl	NaOH
Konsentrasi regeneran	4-6%	2-4%

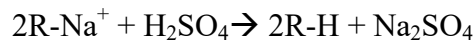
Proses pertukaran ion terjadi ketika ion penyebab kesadahan seperti Ca²⁺ dan Mg²⁺ terikat pada resin dan melepaskan ion Na⁺ ke dalam air menurut persamaan reaksi di bawah ini.



Kation lainnya, seperti ion Cu²⁺, Zn²⁺, Mn²⁺ dan Fe²⁺/Fe³⁺, juga akan dihilangkan dari dalam air melalui proses ini. Air yang keluar selanjutnya ditampung pada *demin water storage tank* (DW-3501) dan dapat digunakan untuk air proses, air umpan boiler serta air pendingin.

Suatu resin penukar ion yang hanya dapat berlangung jika bahan penukar dapat menyediakan hidrogen atau hidroksida untuk menggantikan kation dan anion dari air mentah. Jika suatu kation dan anion tidak mampu lagi menukar, kation dan anion tersebut harus dikembalikan kepada keadaan awal melalui

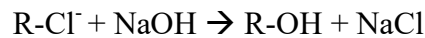
regenerasi. Regenerasi kation dilakukan dengan cara mengganti kembali ion H^+ yang telah jenuh dengan mereaksikannya dengan H_2SO_4 .



Ada beberapa tahapan yang dilakukan pada proses regenerasi kation yaitu:

- *Backwash*, *backwash* adalah suatu proses yang bertujuan untuk membuang/menghilangkan deposit kotoran yang menempel di resin.
- Pemberian *acid* step 1 yaitu dengan menginjeksikan H_2SO_4 1,75%
- Pemberian *acid* step 2 yaitu dengan menginjeksikan H_2SO_4 3,5%
- Pemberian *acid* step 3 yaitu dengan menginjeksikan H_2SO_4 5,25%
- *Slow rinse* dimaksudkan untuk pembilasan dan pengangkatan kotoran yang telah di proses.
- *Fast rince* sama dengan *slow rinse* hanya saja melakukannya dengan debit air yang besar.

Regenerasi resin penukar anion sama dengan regenerasi kation, jika sudah jenuh maka dapat dikembalikan ke keadaan dengan menggunakan alkali. Soda kaustik dipakai sebagai penukar anion dari basa kuat.



Sama dengan regenerasi pada kation, pada anion juga terdapat beberapa tahapan. Tahap-tahap yang dilakukan pada proses regenerasi anion, yaitu :

- *Backwash*, *backwash* adalah suatu proses yang bertujuan untuk membuang/menghilangkan deposit kotoran yang menempel di resin.
- *Preheat bed*.
- *Caustic injection* yaitu penambahan kaustik dengan cara menginjeksikan $NaOH$ 4%.
- *Slow rinse* dimaksudkan untuk pembilasan dan pengangkatan kotoran yang telah di proses.
- *Fast rince* sama dengan *slow rinse* hanya saja melakukannya dengan debit air yang besar.

Selama proses regenerasi, limbah air yang dihasilkan ditampung pada bak penampung regenerasi (neutral basin) untuk dinetralkan sebelum akhirnya dibuang ke sungai.

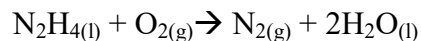
A. Unit Penyediaan *Steam*

Unit ini berfungsi memenuhi kebutuhan *steam* pada pabrik, *steam* dihasilkan oleh boiler dan digunakan untuk keperluan proses.

a. *Deaerator* (D-3701)

Selain bebas dari ion-ion penyebab kesadahan, air umpan boiler juga harus bebas dari kandungan gas terlarut, seperti oksigen dan karbon dioksida. Keberadaan oksigen dan karbon dioksida terlarut di dalam air umpan boiler akan memicu terjadinya korosi pada perpipaan, boiler, dan peralatan lainnya.

Pemisahan gas terlarut dari air umpan boiler ini dapat dilakukan dalam suatu alat *deaerator*. Penghilangan oksigen terlarut di dalam air dilakukan dengan penambahan hidrazin (N_2H_4). Hidrazin akan bereaksi dengan oksigen membentuk air dan gas nitrogen, sehingga kandungan oksigen terlarut dalam air berkurang. Reaksi hidrazin dengan oksigen adalah sebagai berikut.



Air umpan boiler disemprotkan melalui *nozzle* dari bagian atas kolom yang terdiri atas *tray-tray*. Dari bagian bawah dialirkan *steam* dengan arah yang berlawanan dengan arah air umpan (*counterflow*). Kontak antara *steam* dengan air umpan pada *tray-tray* ini akan menaikkan temperatur air sehingga gas terlarut akan terpisah dan keluar melalui *gas vent*. Sementara itu, air yang bebas dari kandungan gas terlarut akan turun dan masuk ke dalam *storage tank* yang terletak di bagian bawah *deaerator* untuk kemudian dialirkan ke dalam boiler. Temperatur air keluar dari alat ini berkisar antara 102-104 °C. Air keluaran *deaerator* dialirkan ke boiler (B-3801) untuk menghasilkan uap atau *steam* yang dibutuhkan pada proses pabrik.

b. *Boiler* (B-3801)

Air umpan boiler yang telah bebas dari kesadahan dan gas terlarut kemudian dialirkan ke dalam *steam boiler*. Jenis boiler yang digunakan adalah *fire tube boiler*. Gas yang telah dipanaskan akan melewati *tube-tube* dan memanaskan air yang ada di sekitar *tube*. Energi panas yang dilepaskan gas diserap oleh air sehingga air mengalami perubahan dari fasa cair menjadi fasa uap (*saturated* atau *superheated steam*). *Steam* yang dihasilkan ini kemudian dikirim ke *plant* untuk

digunakan pada alat *heat exchanger*. Kondensat yang dihasilkan kemudian dialirkan ke *deaerator* (D-3701) kembali. *Steam* yang dihasilkan bersuhu 152°C.

5.3 Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik etilen diklorida direncanakan untuk non proses (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain) dan keperluan proses seperti menggerakkan pompa, penerangan dan peralatan instrumentasi. Sumber penyediaan listrik untuk kebutuhan-kebutuhan tersebut diperoleh dari PLTA Cilegon, Banten dan sebagai cadangan digunakan genset.

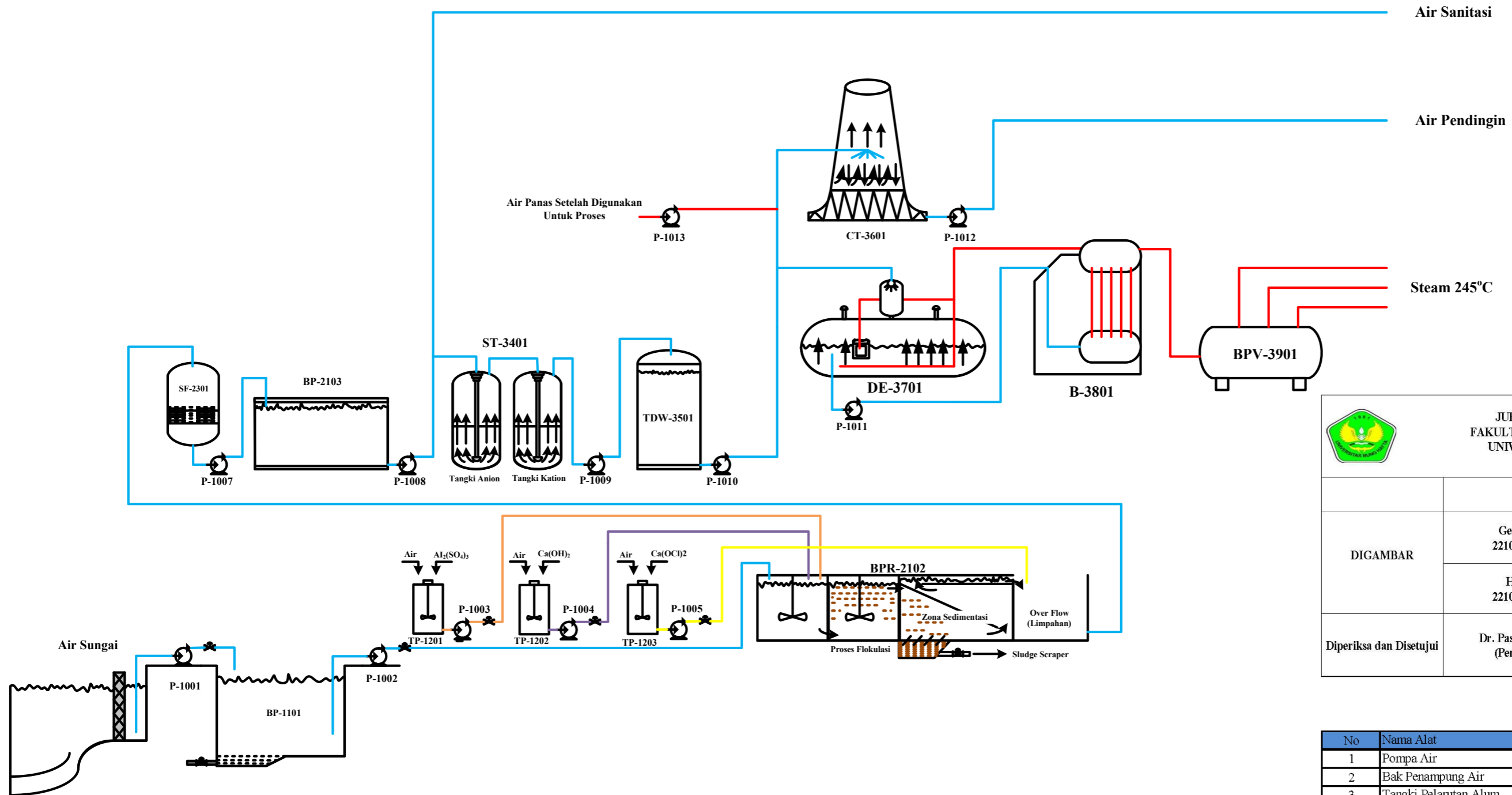
5.4 Unit Pengolahan Limbah

Limbah suatu industri merupakan hal yang tidak dapat diabaikan keberadaannya. Limbah yang tidak dikelola dengan baik bisa berdampak bagi lingkungan. Kandungan bahan-bahan organik yang tinggi pada limbah yang dihasilkan dapat menjadi sumber pertumbuhan mikroba. Sehingga limbah industri secara langsung maupun tidak langsung akan berpengaruh terhadap kesehatan masyarakat apabila tidak dikelola dengan benar.

Dalam proses produksinya, pabrik etilen diklorida menghasilkan hanya sedikit limbah, yaitu limbah cair hasil pemisahan antara air dan produk pada alat *dekanter*. Sehingga penanganan limbah di pabrik etilen diklorida disediakan IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah).



FLOWSHEET UTILITAS PENGOLAHAN AIR



JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS BUNG HATTA		
	TANDA TANGAN	
DIGAMBAR	Gemilia Ulri 2210017411038 Hamidah 2210017411039	
Diperiksa dan Disetujui	Dr. Pasymi S.T, M.T (Pembimbing)	

No	Nama Alat	
1	Pompa Air	P-1001 s/d 1015
2	Bak Penampung Air	BP-1101
3	Tangki Pelarutan Alum	TP-2201
4	Tangki Pelarutan Kaporit	TP-2202
5	Tangki Pelarutan Tohor	TP-2203
6	Unit Pengolahan Water	BPR-2102
7	Sand Filter	SF-2301
8	Bak Penampung Air Bersih	BP-2102
9	Softener Tank	ST-3401
10	Tangki Air Denim	DW-3501
11	Cooling Water	CT-3601
12	Dearator	DE-3701
13	Boiler	B-3801

Gambar 5.5 Flowsheet Utilitas

BAB VI


SPESIFIKASI PERALATAN

Berdasarkan perhitungan diperoleh spesifikasi peralatan pada prarancangan pabrik Etilen diklorida dari Etilen seperti diuraikan di bawah ini :

6.1 Spesifikasi Peralatan Utama

6.1.1 Tangki Penyimpanan Asam klorida

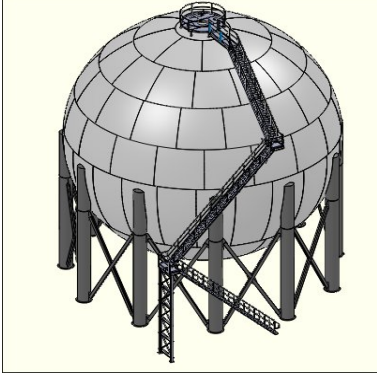
Tabel 6.1 Spesifikasi Penyimpanan Asam klorida

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan Asam klorida
Kode	T-1801
Jumlah	4 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan HCl 33%
Sifat bahan	Volatil, korosif
Fasa bahan yang disimpan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> (SS-316)
Temperatur	30°C
Kapasitas	68,92 m ³
Diameter (D)	3,527 m
Tinggi tangki	7,054 m
Design pressure	1,50 atm

6.1.2 Tangki Penyimpanan Etilen


Tabel 6.2 Spesifikasi Penyimpanan Gas Etilen

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan gas Etilen
Kode	T-1802

Jumlah	4 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan gas Etilen
Sifat bahan	Volatil, korosif
Fasa bahan yang disimpan	Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Konstruksi	<i>Stainless Steel(SS-316)</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	33 atm
Kapasitas	305,07 m ³
Diameter (D)	12,88 m
Tebal dinding	38,86 mm

6.1.3 Tangki Penyimpanan Etilen Diklorida


Tabel 6.3 Spesifikasi Penyimpanan Etilen Diklorida

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan etilendiklorida
Kode	T-3803
Jumlah	3 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan Etilen diklorida
Sifat bahan	Volatil, korosif
Fasa bahan yang disimpan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	

Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> (SS-316)
Temperatur	30°C
Kapasitas	134,84 m ³
Diameter (D)	4,411 m
Tinggi tangki	8,823 m
Design pressure	1,50 atm


6.1.4 Reaktor *Fluidized bed*

Tabel 6.4 Spesifikasi Reaktor *Fluidized bed*

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor <i>fluidized bed</i>
Kode	R-2701
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat mereaksikan etilen, asam klorida, dan oksigen menjadi etilen diklorida
Sifat bahan	Korosif, volatil
Fasa bahan	Gas
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Gambar	
Bahan Konstruksi	<i>Hight Alloy Steel type 316</i>
Temperatur	220°C
Tekanan	2,5 atm
Volume reaktor	152,70 m ³
Diameter dalam	4,734 m
Diameter luar	4,753 m
Tinggi Silinder (H _s)	9,468 m
Tebal dinding reaktor (T _s)	9,370 mm
Tebal tutup reaktor (T _e)	9,353 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> (H _e)	1,184 m
Tinggi Total	9,468 m
Tinggi jaket	7,247 m
Tebal jaket	10,051 mm


6.1.5 Kondensor

Tabel 6.5 Spesifikasi Kondensor

SPESIFIKASI	
Nama	Kondensor parsial
Kode	E-2201
Jumlah	2 unit
Fungsi	Sebagai alat pemisah fasa <i>liquid</i> dan gas
Sifat bahan	volatil, korosif
Fasa bahan yang di filter	cair-gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Konstruksi	CS
Area perpindahan panas	85,771 m ²

6.1.6 Dekanter

Tabel 6.6 Spesifikasi Dekanter

SPESIFIKASI	
Nama	Dekanter
Kode	D-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai alat pemisah EDC dan air
Sifat bahan	volatil, korosif
Fasa bahan yang di filter	cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Konstruksi	SA-240
Volume	50,91ft ³
Panjang	6,59 m
Diameter	3,29 m

Tebal Shell	9,22 mm
Efisiensi	95%

6.1.7 Kolom Destilasi


Tabel 6.7 Spesifikasi Kolom Destilasi

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Destilasi Coloum</i>
Kode	MD-3041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan Etilen dikloridadari air
Sifat bahan	Menguap pada temperatur tinggi
Fasa bahan	Gas-cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Sieve tray</i>
Temperatur	88,89°C
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steels SA-516 Grade 70, 18 C-si</i>
Parameter	Distilasi

Diameter dalam (ID)	2,926 m
<i>Plate actual</i>	62
<i>Feed plate</i>	33
Diameter luar (OD)	2,930 m
Tinggi (H)	14,42 m
Tebal dinding kolom, (t)	0,077 in


6.1.8 Pompa

Tabel 6.8 Spesifikasi Pompa (P-1501)


SPESIFIKASI	
Nama	Pompa HCl 33%
Kode	P-1501
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan HCl 33% ke dalam Heater
Sifat bahan	Korosif, volatil
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Laju alir volumetrik	0,8542 gal/s
Ukuran pipa	3 in sch 80
OD	3,5 in
ID	2,9 in
Daya	0,25215 HP

Tabel 6.9 Spesifikasi Pompa (P-2502)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa EDC dan air
Kode	P-2502
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan EDC dan air ke dalam Heater
Sifat bahan	Tidak Korosif, tidak volatil
DATA DESIGN	
Gambar	

<p>Tipe Kontruksi Daya</p>	 <p><i>Centrifugal pump</i> SS316 0,3 HP</p>
------------------------------------	--

Tabel 6.10 Spesifikasi Pompa (P-3503)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa limbah cair
Kode	P-3503
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan air ke dalam IPAL
Sifat bahan	Tidak Korosif, tidak volatil
DATA DESIGN	
<p>Gambar</p> <p>Tipe Kontruksi Daya</p>	 <p><i>Centrifugal pump</i> SS316 0,57 HP</p>

6.1.9 Kompresor

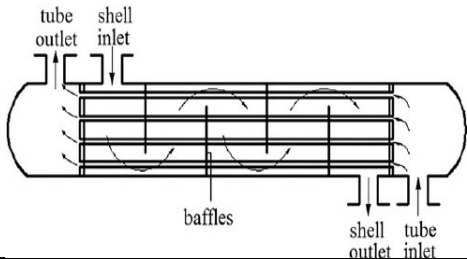
Tabel 6.11 Spesifikasi Kompresor

SPESIFIKASI	
Nama	Kompresor udara
Kode	J-1601
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menaikkan tekanan udara dan

Sifat bahan	Mengalirkan udara ke dalam heater Tidak Korosif, tidak volatil
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Konstruksi	Carbon steel
Jumlah stage	1
Temperatur masuk	30 °C
Temperature Keluar	171,60 °C
Tekanan masuk	1 atm
Tekanan keluar	2,5 atm
Efisiensi	68%
Daya	1,64 kW

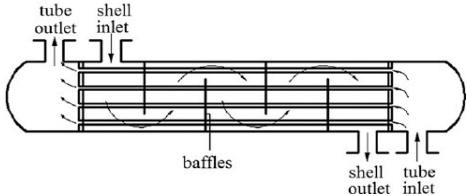
6.1.10 Heater

Tabel 6.12 Spesifikasi Heater(HE-1301)

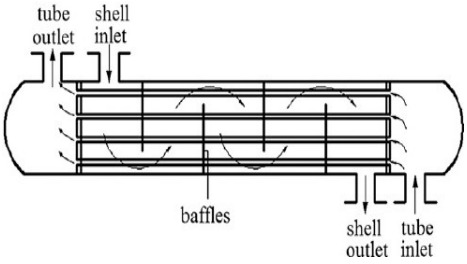
SPESIFIKASI	
Nama	Heater
Kode	HE-1301
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menaikkan suhu Udara dari 171,6°C ke 220 °C sebelum dimasukkan ke reaktor.
Tipe	<i>Shell and tube Heat Exchanger</i>
Gambar	
DATA DESIGN	

Konstruksi Luas area perpindahan panas	<i>Carbon stell</i> 1,564 m ²
---	---

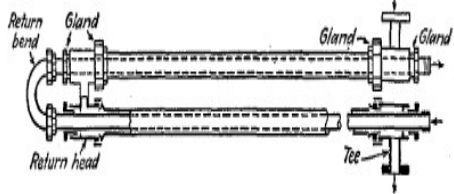
Tabel 6.13 Spesifikasi *Heater* (HE-1302)

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi Tipe Gambar	Heater HE-1302 1 unit Menaikkan suhu HCl 33% dari 30 ke 220 °C sebelum dimasukan ke reaktor. <i>Shell and tube Heat Exchanger</i>
	
DATA DESIGN	
Luas area perpindahan panas	68,898 m ²

Tabel 6.14 Spesifikasi Heater(HE-1303)

SPESIFIKASI	
<p>Nama Kode Jumlah Fungsi Tipe Gambar</p>	<p>Heater HE-1303 1 unit Menaikkan suhu gas etilen dari 30 ke 220 °C sebelum dimasukan ke reaktor. <i>Shell and tube Heat Exchanger</i></p> 
DATA DESIGN	
<p>Luas area perpindahan panas</p>	<p>2,221 m²</p>

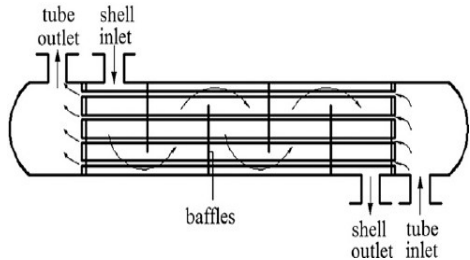
Tabel 6.15 Spesifikasi Heater(HE-3304)

SPESIFIKASI	
<p>Nama Kode Jumlah Fungsi Tipe Gambar</p>	<p>Heater HE-3304 1 unit Menaikkan suhu EDC dan air dari 25 ke 83,80°C sebelum dimasukan ke kolom destilasi. <i>Double Pipe Heat Exchanger</i></p> 

Annulus	
Panjang Pipa (L)	10,91ft
Jumlah hairpin (n)	1buah
Pressure drop (ΔP_s)	0,0001 psi
Inner Pipe	
Pressure drop (ΔP_t)	0,000085 psi

6.1.11 Cooler

Tabel 6.16 Spesifikasi Cooler (C-2901)

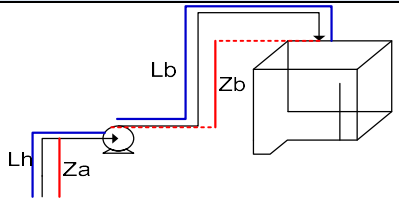
SPESIFIKASI	
Nama	Cooler
Kode	C-2901
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menurunkan suhu EDC dari 83,80 ke 30°C sebelum dimasukan keTangki penyimpanan
Tipe	Shell and tube Heat Exchanger
Gambar	
DATA DESIGN	
Luas area perpindahan panas	577,74 ft ²
Jumlah tube	148 buah

6.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas

6.2.1 Pompa Air Sungai

Tabel 6.17 Spesifikasi Pompa Air Sungai

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa Air Sungai
Kode	P-1001
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak penampungan
Sifat bahan	Tidak korosif, <i>volatile</i> dan reaktif

Fasa bahan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Laju alir volumetrik	0,425 ft ³ /dt
Ukuran pipa	5 in sch40
Daya	4,5 HP
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel pipe</i>

Tabel 6.18 Spesifikasi Pompa Peralatan Utilitas

Kode Alat	Keterangan	HP
P-1001	Pompa ke bak penampungan	1,9
P-1002	Pompa ke unit pengolahan raw water	1,3
P-1003	Pompa tangki pelarutan alum	0,9
P-1004	Pompa tangki pelarutan kaporit	0,86
P-1005	Pompa tangki pelarutan kapur tohor	0,9
P-1006	Pompa ke <i>sand filter</i>	0,99
P-1007	Pompa ke bak penampungan air bersih	2,08
P-1008	Pompa ke <i>Softener Tank</i>	0,56
P-1009	Pompa ke tangki air demin	1,11
P-1010	Pompa ke <i>cooling tower</i> dan dearator	0,42
P-1011	Pompa bahan bakar masuk <i>boiler</i>	0,42

6.2.2 Bak Penampung Air Sungai

Tabel 6.19 Spesifikasi Bak Penampung Air Sungai

SPESIFIKASI	
Nama	Bak Penampung Air Sungai
Kode	BP-1101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih
Sifat bahan	Tidak korosif, <i>volatile</i> dan reaktif
Fasa bahan	Cair

DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi Panjang
Panjang	21,05m
Lebar	14,03m
Tinggi	3,50m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

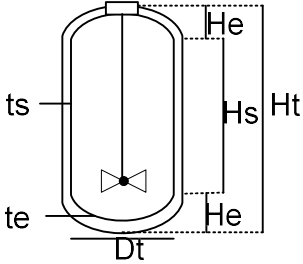
6.2.3 Tangki Pelarutan Alum

Tabel 6.20 Spesifikasi Tangki Pelarutan Alum

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Alum
Kode	T-2202
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan alum
Sifat bahan	Korosif
Fasa	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Laju alir volumetrik	38,9298m ³ /jam
Volume tangki	0,38 m ³
Kecepatan putar pengaduk	3,25rps
Daya Pengadukan	0,06HP
BahanKonstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2.4 Tangki Pelarutan Kapur Tohor

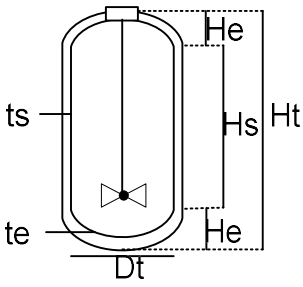
Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kapur Tohor

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Kapur Tohor
Kode	T-2201
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan kapur tohor
Sifat bahan	Reaktif terhadap asam
Fasa	Padat
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical alas datar dan tutup <i>ellipsiodal</i>
Laju alir volumetrik	38,9298 liter/jam
Volume Tangki	0,1835 m ³
Kecepatan putar pengaduk	4,22rps
Daya Pengadukan	0,036HP
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2.5 Tangki Pelarutan Kaporit

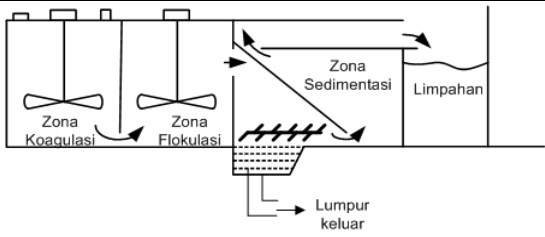
Tabel 6.22 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Kaporit
Kode	T-2203
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan kaporit
Sifat bahan	korosif
Fasa	Padat
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	Silinder vertical alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Volume tangki	0,38m ³
Kecepatan putar Pengaduk	3,39rps
Daya	0,053HP
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2.6 Unit Pengolahan *Raw Water*

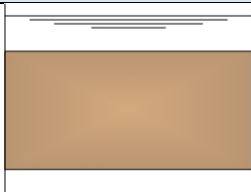
Tabel 6.23 Spesifikasi Unit Pengolahan *Raw Water*

SPESIFIKASI	
Nama	Unit Pengolahan <i>Raw Water</i>
Kode	BP-2102
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Panjang total	6,13m
Lebar	4,60m
Tinggi	3,07m
Panjang bak pencampur	1,23m
Daya pengaduk bak	2 HP

pencampur	
Panjang bak flokulasi	1,23 m
Daya pengaduk bak flokulasi	2HP
Panjang bak sedimentasi	1,84 m
Panjang bak penampung	4,60m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.7 Sand Filter

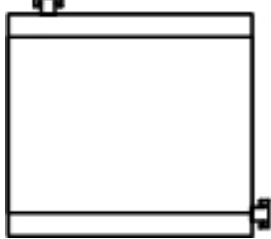
Tabel 6.24 Spesifikasi *Sand Filter*

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Sand Filter</i>
Kode	SF-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menyaring sisa-sisa flok dalam air dari bak penampung berpelampung
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Panjang	6,02 m
Lebar	4,01 m
Tinggi	2 m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.8 Bak Penampung Air Bersih


Tabel 6.25 Spesifikasi Bak Peampung Air Bersih

SPESIFIKASI	
Nama	Bak Penampungan Air Bersih
Kode	BP-3203
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menampung air bersih hasil penyaringan dari <i>sand filter</i>
Sifat bahan	Tidak korosif

Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Panjang	16,71m
Lebar	11,14m
Tinggi	5,57m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.9 Softener Tank

Tabel 6.26 Spesifikasi *Softener Tank*

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Softener Tank</i>
Kode Alat	ST-4101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menghilangkan kandungan ion-ion di dalam air
Sifat bahan	Tidakkorosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	MHC-1200-3
Laju Alir	300 GPM
Ukuran Pipa	4 in
Volume Resin Kation	40 ft ³
Diamete	48 in
Tinggi	60 in

6.2.10 Tangki air demin

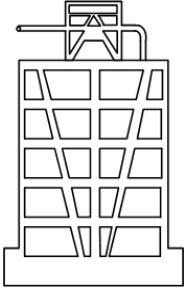
Tabel 6.27 Spesifikasi Tangki Air demin

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Air Demin
Kode	TDW-4201
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical alas datar dan tutup <i>dished</i>
Diameter tangki (Dt)	2,18m
Tinggi silinder (Hs)	2,18m
Tinggi tutup (He)	0,54m
Tebal silinder (ts)	2,20 mm
Kapasitas	9,50m ³
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i>

6.2.11 Cooling Tower


Tabel 6.28 Spesifikasi Cooling Tower

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-5101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendinginan
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair

DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Induced draft cooling tower</i>
Diameter tower	9,37m
Tinggi tower	14,06 m
Luas tower	333,05ft ²
Daya fan	53HP


6.2.12 Daerator

Tabel 6.29 Spesifikasi Daerator

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Daerator</i>
Kode	DE-5201
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Duo-tank deaerator</i>
Panjang tangki	3,5 m
Diameter	1,22 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2.13 Boiler

Tabel 6.30 Spesifikasi Boiler

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Boiler</i>
Kode	B-5301
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menghasilkan <i>steam</i>
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa bahan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	TW-I 28-NTE 20
Panjang	3,9 m
Lebar	1,85 m
Tinggi	2,53 m
Tekanan operasi	10 bar
Daya	100HP
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

BAB VII

TATA LETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Tata letak pabrik terbagi 2 disusun berdasarkan unit proses atau urutan proses. Lay out berdasarkan urutan proses banyak dipilih. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan yang penting dalam menentukan biaya produksi, serta efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari.

Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, *storage* (persediaan) dan area pemindahan/area alternative (area *handling*) pada posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (*Timmerlaus*, 2004) :

- a. Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.
- c. Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, steam, tenaga listrik dan bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
- d. Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- e. Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/ peledakan.

- f. Masalah pembuangan limbah.
- g. Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat *Shut Down* harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
- h. Pemeliharaan dan perbaikan.
- i. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- j. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

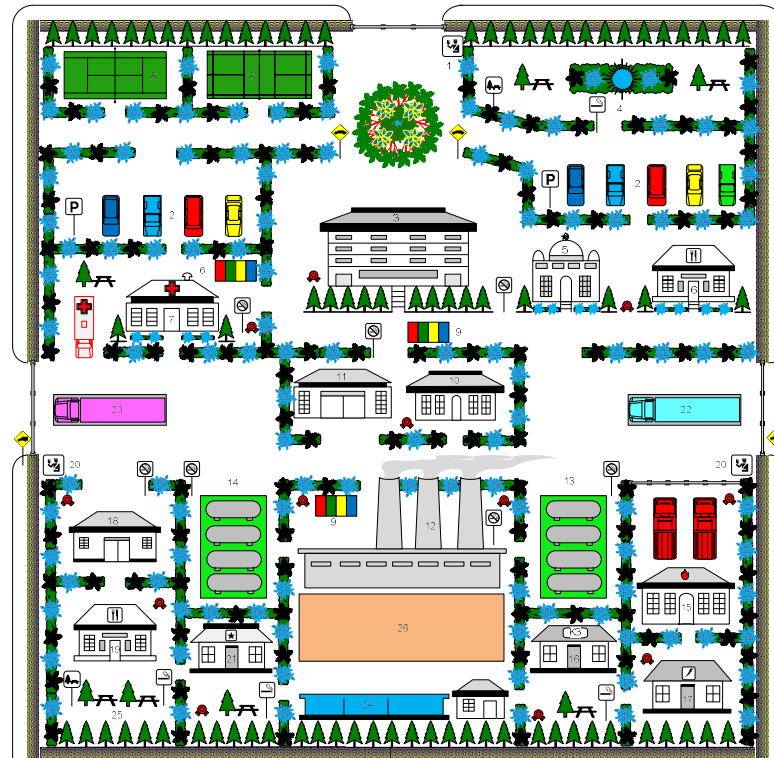
Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain-lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti :

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material *handling*.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
3. Menurunkan ongkos produksi.
4. Meningkatkan keselamatan kerja.
5. Mengefisienkan kerja semaksimal mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik *etilen diklorida dari etilen* ini direncanakan berdiri di Cilegon, Kabupaten Banten, dengan luas area 4 Ha, dengan perincian sebagai berikut:

- Area Pabrik : 0,5 Ha
- Area Perumahan : 1 Ha
- Area Perkantoran : 0,5 Ha
- Area Perluasan : 2 Ha

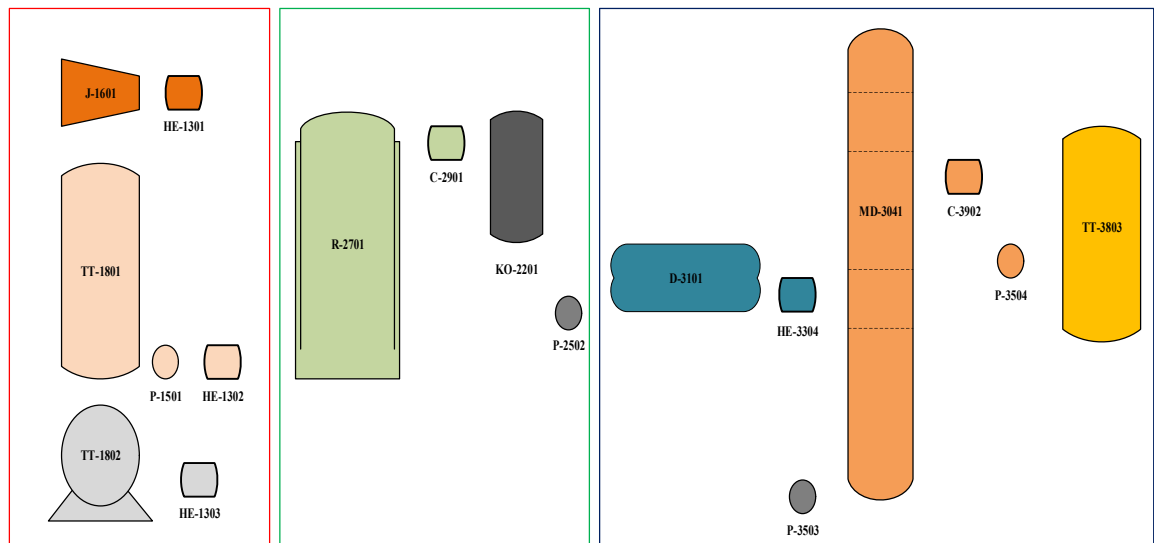
Tata letak lingkungan pabrik dan tata peralatan pabrik dapat dilihat pada Gambar 7.1 dan 7.2



Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik

Keterangan Gambar:

- | | |
|---------------------------------|-------------------------------------|
| 1. Pos Satpam | 6. Kantin |
| 2. Area Parkir | 7. Poliklinik |
| 3. Kantor Pusat | 8. Sarana Olah Raga |
| 4. Taman | 9. Tempat Sampah |
| 5. Masjid | 10. Laboratorium |
| 11. Gudang Peralatan | 19. Ruang Makan Pekerja Pabrik |
| 12. Pabrik | 20. Pos Pemeriksaan |
| 13. Area Penyimpanan Bahan Baku | 21. <i>Maintenance Room</i> |
| 14. Area Penyimpanan Produksi | 22. Jembatan Timbangan Bahan Baku |
| 15. Kantor Pemadam Kebakaran | 23. Jembatan Timbangan Bahan Produk |
| 16. Ruang K3 | 24. Area Utilitas |
| 17. Ruang Kontrol Kelistrikan | 25. Area Merokok Pekerja Pabrik |
| 18. Bengkel | 26. Area Perluasan Pabrik |



Gambar 7.2 Tata Letak Peralatan Pabrik

Tabel 7.1Keterangan Tata Letak Peralatan Pabrik

No	Kode Alat	Keterangan
1	J-1601	Kompresor
2	TT-1801	Tangki HCl
3	TT-1802	Tangki etilen
4	R-2701	Reaktor
5	KO-2201	Knock out drum
7	D-3101	Dekanter
8	MD-3041	Menara Destilasi
10	TT-3803	Tangki produk

7.2 Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup

Suatu usaha perencanaan dalam pengaturan peralatan pabrik sehingga seluruh karyawan, masyarakat sekitar dan lingkungan terhindar dari bahaya yang ditimbulkan oleh pabrik.

Dalam melaksanakan pekerjaan setiap karyawan perlu disiplin untuk menghindari bahaya yang mungkin terjadi. Dengan adanya keselamatan kerja suatu pabrik, berarti ada usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kehancuran dan kebocoran. Selain bahaya yang bersumber dari dalam pabrik, bahaya juga dapat berasal dari luar pabrik, seperti angin, gempa dan petir.

Usaha-usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya-bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut :

1. Tangki dipilih yang tahan tekan, tahan korosi dan dilengkapi dengan *mandhole* dan *handhole* untuk pemeriksaan dan pemeliharaan.
2. Memakai jaket untuk mencegah kebocoran pada suatu sistem pemipaan.
3. Pipa-pipa yang dialiri fluida panas dan beracun diberi warna kontras dan dipasang jauh dari tempat karyawan lewat.
4. Pencahayaan penerangan pada pabrik harus dipasang memadai.
5. Instalasi listrik pada daerah suatu proses diberi isolasi khusus yang tahan terhadap panas.
6. Bangunan-bangunan yang tinggi harus diberi penangkal petir.
7. Ventilasi udara untuk laboratorium dan ruang penyimpanan bahan kimia harus cukup, agar sirkulasi udara baik.
8. Sistem pemadaman kebakaran disesuaikan dengan jenis proses.
9. Pengontrolan harus diadakan secara periodik untuk semua peralatan dan instalasi pabrik.
10. Memberi pemberitahuan atau peringatan untuk setiap alat, lokasi dan kondisi yang berbahaya.

7.2.1 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan

Secara umum sebab terjadinya kecelakaan sebagai berikut :

1. Lingkungan fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain.

Kecelakaan terjadi akibat :

- Kesalahan perencanaan.
- Rusaknya peralatan.
- Kesalahan waktu pembelian.
- Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.

2. Manusia (karyawan)

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) antara lain :

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan.
- Ketidakcocokan karyawan dengan peralatan proses atau lingkungan

kerja.

- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
- Ketidak mampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.

3. Sistem manajemen

Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh system manajemen adalah :

- Kurangnya perhatian terhadap keselamatan kerja.
- Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan pabrik dan modifikasi pabrik.
- Tidak mengadakan inspeksi peralatan.
- Kurang perhatian pada sistem penganggulangan bahaya.

7.2.2 Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja

Untuk meningkatkan keselamatan kerja yang harus diperhatikan dahulu adalah perkiraan-perkiraan di daerah mana yang paling rawan dengan kecelakaan. Kemudian mengetahui jenis kecelakaan apa saja yang dapat terjadi.

Di lokasi pabrik pembuatan pulp ini kemungkinan jenis kecelakaan yang terjadi adalah :

1. Kecelakaan karena ledakan dan kebakaran dapat terjadi terutama di area proses dan utilitas. Hal-hal yang perlu diperhatikan :
 - Cara pemasangan peralatan proses pabrik.
 - Kondisi operasi yang terjadi pada masing-masing alat.
 - Pemeriksaan terhadap peralatan hendaknya dilakukan secara rutin.
 - Menyediakan alat pemadam kebakaran serta alat penyelamatan yang baru.

2. Kecelakaan secara fisik

Kecelakaan ini terjadi karena :

➤ Benturan

Pencegahan dapat dilakukan dengan :

- Memberi pagar pembatas pada peralatan yang bergerak.

- Mewajibkan setiap karyawan memakai helm dan sepatu pengaman apabila masuk ke lokasi pabrik.

7.2.3 Jenis-Jenis Dan Tindakan Untuk Menghindari / Mengurangi Kecelakaan Kerja

Untuk mencegah gangguan daya kerja, ada beberapa usaha yang dapat dilakukan agar para buruh tetap produktif dan mendapatkan jaminan perlindungan keselamatan kerja, yaitu:

1. Pemeriksaan kesehatan sebelum bekerja (calon pekerja) untuk mengetahui apakah calon pekerja tersebut serasi dengan pekerjaan barunya, baik secara fisik maupun mental.
2. Pemeriksaan kesehatan berkala / ulangan, yaitu untuk mengevaluasi apakah faktor-faktor penyebab itu telah menimbulkan gangguan pada pekerja.
3. Pendidikan tentang kesehatan dan keselamatan kerja diberikan kepada para buruh secara kontinu agar mereka tetap waspada dalam menjalankan pekerjaannya.
4. Pemberian informasi tentang peraturan-peraturan yang berlaku di tempat kerja sebelum mereka memulai tugasnya, tujuannya agar mereka mentaatinya.
5. Penggunaan pakaian pelindung.
6. Isolasi terhadap operasi atau proses yang membahayakan, misalnya proses pencampuran bahan kimia berbahaya, dan pengoperasian mesin yang sangat bising.
7. Pengaturan ventilasi setempat/lokal, agar bahan-bahan/gas sisa dapat dihisap dan dialirkan keluar.
8. Substitusi bahan yang lebih berbahaya dengan bahan yang kurang berbahaya atau tidak berbahaya sama sekali.
9. Pengadaan ventilasi umum untuk mengalirkan udara kedalam ruang kerja sesuai dengan kebutuhan.

7.2.4 Peraturan-Peraturan Pemerintah Terkait Dengan K3

Daftar Peraturan Pemerintah tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja

1. Peraturan Pemerintah No. 7 Tahun 1973 : Tentang Pengawasan atas Peredaran, Penyimpanan dan Penggunaan Pestisida
2. Peraturan Pemerintah No. 19 Tahun 1973 : Tentang Pengaturan dan Pengawasan Keselamatan Kerja di Bidang Pertambangan
3. Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979 : Tentang Keselamatan Kerja pada Pemurnian dan Pengolahan Minyak dan Gas Bumi
4. Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993 : Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
5. Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2004 : Tentang Pengelolaan Dan Investasi Dana Program Jamsostek
6. Peraturan Pemerintah No. 01 Tahun 2005. : Tentang Penangguhan Mulai Berlakunya Undang-Undang Nomor 2 Tahun 2004 tentang Penyelesaian Perselisihan Hubungan Industrial
7. Peraturan Pemerintah No. 64 th. 2005. : Tentang Perubahan Keempat Atas Peraturan Pemerintah Nomor 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
8. Peraturan Pemerintah No. 15 Tahun. 2007. : Tentang Tata Cara Memperoleh Informasi Ketenaga kerjaan Dan Penyusunan Serta Pelaksanaan Perencanaan Tenaga Kerja
9. Peraturan Pemerintah No.76 Tahun 2007. : Tentang Perubahan Kelima Atas Peraturan Pemerintah Nomor 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
10. Peraturan Pemerintah No. 84 Tahun 2010 tentang Perubahan Ketujuh atas Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993 tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
11. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 50 Tahun 2012 Tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja

7.2.5 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) merupakan kelengkapan yang wajib digunakan saat bekerja sesuai bahaya dan risiko kerja untuk menjaga keselamatan pekerja itu sendiri dan orang di sekelilingnya. Kewajiban itu sudah disepakati oleh pemerintah melalui Departemen Tenaga Kerja Republik Indonesia.

Semua jenis APD harus digunakan sebagaimana mestinya, gunakan pedoman yang benar-benar sesuai dengan standar keselamatan kerja (K3L 'Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan').

Hukum yang mendasari adalah :

1. Undang-undang No.1 tahun 1970.
 - a) Pasal 3 ayat (1) butir f: Dengan peraturan perundangan ditetapkan syarat-syarat untuk memberikan APD
 - b) Pasal 9 ayat (1) butir c: Pengurus diwajibkan menunjukkan dan menjelaskan pada tiap tenaga kerja baru tentang APD.
 - c) Pasal 12 butir b: Dengan peraturan perundangan diatur kewajiban dan atau hak tenaga kerja untuk memakai APD.
2. Permenakertrans No.Per.01/MEN/1981

Pasal 4 ayat (3) menyebutkan kewajiban pengurus menyediakan alat pelindung diri dan wajib bagi tenaga kerja untuk menggunakannya untuk pencegahan penyakit akibat kerja.
3. Permenakertrans No.Per.03/MEN/1982

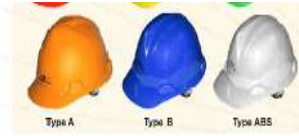
Pasal 2 butir I menyebutkan memberikan nasehat mengenai perencanaan dan pembuatan tempat kerja, pemilihan alat pelindung diri yang diperlukan dan gizi serta penyelenggaraan makanan ditempat kerja
4. Permenakertrans No.Per.03/Men/1986

Pasal 2 ayat (2) menyebutkan tenaga kerja yang mengelola Pestisida harus memakai alat-alat pelindung diri yang berupa pakaian kerja, sepatu lars tinggi, sarung tangan, kacamata pelindung atau pelindung muka dan pelindung pernafasan.

Macam-Macam Alat Pelindung Diri

1. Safety Helmet

Safety Helmet merupakan alat pelindung kepala yang melindungi kepala dari benda-benda yang bias mengenai kepala secara langsung.



2. Tali Keselamatan (safety belt)

Berfungsi sebagai alat pengaman ketika menggunakan alat transportasi ataupun peralatan lain yang serupa (mobil, pesawat, alat berat, dan lain-lain). Sehingga saat kita terjatuh, ada tali pengaman yang menyangga tubuh kita.



3. Sepatu Karet (sepatu boot)

Berfungsi sebagai alat pengaman saat bekerja di tempat yang becek ataupun berlumpur. Kebanyakan di lapisi dengan metal untuk melindungi kaki dari benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



4. Sepatu pelindung (safety shoes)

Seperti sepatu biasa, tapi dari bahan kulit dilapisi metal dengan sol dari karet tebal dan kuat. Berfungsi untuk mencegah kecelakaan fatal yang menimpa kaki karena tertimpa benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



5. Sarung Tangan

Berfungsi sebagai alat pelindung tangan pada saat bekerja di tempat atau situasi yang dapat mengakibatkan cederatangan. Bahan dan bentuk sarung tangan di sesuaikan dengan fungsi masing-masing pekerjaan.



6. Penutup Telinga (Ear Plug / Ear Muff)

Berfungsi sebagai pelindung telinga pada saat bekerja di tempat yang bising. Sumbat Telinga Sumbat telinga yang baik adalah menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi untuk bicara biasanya (komunikasi) tak terganggu.



7. Kaca Mata Pengaman (Safety Glasses)

Berfungsi sebagai pelindung mata ketika bekerja (misalnya mengelas) agar tidak terkena benda-benda.



8. Masker (Respirator)

Berfungsi sebagai penyaring udara yang dihirup saat bekerja ditempat dengan kualitas udara buruk (misal berdebu, beracun, dsb).



9. Pelindung wajah (Face Shield)

Berfungsi sebagai pelindung wajah dari percikan benda asing saat bekerja (missal pekerjaan menggerinda).



10. Jas Hujan (Rain Coat)

Berfungsi melindungi dari percikan air saat bekerja (missal bekerja pada waktu hujan atau sedang mencuci alat).



BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

Pengorganisasian (*Organizing*) adalah proses pengaturan sumber daya organisasi untuk mencapai tujuan yang diinginkan dengan memperhatikan lingkungan yang ada. Struktur Organisasi adalah susunan dan hubungan-hubungan antar komponen bagian-bagian dan posisi-posisi dalam suatu perusahaan.

Keberhasilan suatu perusahaan dalam meningkatkan pendapatannya sangat tergantung pada struktur, bentuk dan manajemen dari perusahaan tersebut. Pengelolaan suatu perusahaan yang baik memerlukan suatu struktur organisasi yang sesuai, hal ini dimaksudkan untuk meningkatkan efisiensi dan produktifitas sumber daya manusia yang pada akhirnya akan meningkatkan pendapatan perusahaan.

8.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan direncanakan berbentuk perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini di dasarkan atas beberapa pertimbangan, yaitu :

- Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum, artinya pemegang saham adalah pemilik perusahaan
- Tanggung jawab dan wewenang pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi di pegang oleh pimpinan persahaan, sehingga pembagian hak dan wewenang antara pemegang saham dengan pelaksan perusahaan terlihat jelas
- Direktur perusahaan adalah orang yang di pandang mampu mendapatkan keuntungan maksimal
- Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya salah satu pemegang saham, direksi serta staafnya dan juga karyawan perusahaan.
- Lapangan usaha lebih luas,

Perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

8.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan dalam pencapaian keuntungan yang maksimal dan perkembangan perusahaan yang baik. Dalam pengelolaannya perusahaan direncanakan memakai sistem line and staff organization. Pemilihan ini berdasarkan atas beberapa azas yang dijadikan pedoman, antara lain:

1. Pembagian tugas dan wewenang jelas
2. Sistem kontrol atas kerja yang telah di laksanakan
3. Kesatuan perintah dan tanggung jawab

Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis di mana:

1. Pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpang siuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando)
2. Kepala bagian merupakan orang yang ahli di bidangnya
3. Keputusan dapat dijalankan dengan cepat

Ada dua kelompok penting yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi line and staff, yaitu:

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok operasional produksi
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang membantu tugas dari para Dewan Direksi, Kepala Departemen dan Kepala Bagian.

Perusahaan dipimpin oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direksi. Dalam kegiatan operasionalnya direksi dibantu oleh staff dan kepala departemen. Direktur Utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari pemegang saham mayoritas sebagai badan tertinggi yang berkewajiban umum dan mengawasi jalannya perusahaan.

Struktur organisasi perusahaan yang di rencanakan, dewan direksi nantinya akan membawahi:

1. Direktur Keuangan, administrasi dan umum, membawahi
 - a. Departement keuangan dan pemasaran
 - b. Departemant logistik
 - c. Departement personalia dan umum
2. Direktur Teknik dan Produksi, membawahi:
 - a. Departemnt Teknik
 - b. Departemen Produksi
 - c. Departemen Litbang

8.3 Tugas dan Wewenang

Adapun tugas dan wewenang tiap jabatab adalah sebagai berikut:

8.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan mempunyai kekuasaan tertinggi. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Rapat umum tersebut mempunyai wewenang:

- ✓ Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- ✓ Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi
- ✓ Menyerahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusaahaan

8.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris selaku pimpinan perusahaan tertinggi yang diangkat oleh rapat umum pemegang saham untuk masa jabatan tertentu mempunyai tugas dan wewenang:

- a. Menetapkan kebijakan perusahaan sesuai dengan kebijakan pemerintah
- b. Menilai dan menyetujui rencana di rektur, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan penyerahan pemasaran

- c. Mengawasi tugas-tugas akhir direktur dan membantunya dalam hal yang penting
- d. Sebagai wakil pemilik saham, dewan ini bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham

8.3.3 Direktur Utama

Direktur Utama membawahi Direktrur Keuangan, Administrasi dan umum serta direktur teknik dan produksi.

Tugas dan wewenang Direktur Utama, diantaranya:

- ✓ Melaksanakan kebijakan dewan komisaris
- ✓ Mengendalikan kebijakan umum dalam perencanaan dan pelaksanaan program perusahaan
- ✓ Mengambil inisiatif serta membuat perjanjian kerjasama dan kontrak kerja dengan pihak luar organisasi
- ✓ Memberikan laporan kegiatan kepada dewan komisaris

8.3.4 Direktur Keuangan, Administrasi dan Umum

Direktur keuangan, adminstrasi dan umum bertanggung jawab kepada direktur utama. Direktur ini membawahi Departemen Keuangan dan Pemasaran, Departemen Logistik, Departemen Personalia dan Umum.

A. Departemen Keuangan dan Pemasaran

Departemen ini terbagi atas tiga bagian:

1. Bagian anggaran dan analisa keuangan, mempunyai tugas dan wewenang:
 - a. Mengelola anggaran pendapatan dan belanja perusahaan
 - b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan
 - c. Mengatur dan merencanakan pembelian barang investasi
 - d. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran dan pembelian bahan baku dan penjualan produk
 - e. Membuat dan membukukan akuntansi biaya dan umum perusahaan
2. Bagian pemasaran mempunyai wewenang untuk melaksanakan pemasaran produksi

Bagian pemasaran mempunyai wewenang:

- a. Menentukan daerah-daerah pemasaran hasil produksi
- b. Meningkatkan hubungan kerjasama yang baik dengan perusahaan lain

B. Departemen Logistik

Departemen Logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- ✓ Mengatur penerimaan, pergudangan dan suplai bahan baku serta alat-alat yang merupakan kebutuhan produksi
- ✓ Bertanggung jawab terhadap tersedianya bahan baku dan alat-alat yang cukup untuk kelangsungan proses produksi

Departemen ini dalam pengoperasiannya terbagi dua bagian yaitu:

1. Perlengkapan

Tugasnya membeli barang yang di butuhkan oleh perusahaan dalam bidang proses produksi, kebutuhan pegawai dan lain-lain

2. Gudang

Tugasnya menyimpan dan mendistribusikan barang-barang jadi, suku cadang, bahan-bahan kimia dan lain-lain.

C. Departemen Personalia dan Umum

Departemen ini dalam pengoperasiannya terbagi empat, yaitu:

1. Bagian personalia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah:

- ✓ Menerima dan memberhentikan tenaga kerja yang sesuai dengan kemampuan dan keahlian masing-masing
- ✓ Memberikan penilaian terhadap prestasi karyawan
- ✓ Memberikan latihan dan peningkatan bagi peningkatan mutu dan prestasi karyawan.

2. Bagian Adminsitrasi

Bagian ini bertugas membuat dan mengatur kelancaran administrasi dalam perusahaan

3. Bagian hubungan masyarakat

Bagian ini mempunyai tanggung jawab dalam mengelola hubungan dengan masyarakat dan izin-izin yang menyangkut perusahaan

4. Bagian Umum

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang:

- ✓ Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan dan fasilitas-fasilitas kesehatan
- ✓ Bertanggung jawab terhadap keamanan dan keselamatan yang meliputi satuan pengamanan dan pemadam kebakaran.

8.3.5 Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi mempunyai tugas dan wewenang merumuskan kebijaksanaan teknik operasi pabrik dan mengawasi kesinambungan operasional pabrik, serta tanggung jawab terhadap jalannya operasi pabrik mulai dari pengolahan pendahuluan bahan baku sampai pengemasan produk. Direktur divisi teknik dan produksi ini di bantu oleh tiga kepala departemen, diantaranya:

A. Departemen Produksi

Departemen produksi bertanggung jawab terhadap proses produksi, yaitu mengoperasikan atau mengendalikan proses termasuk penyediaan utilitas, pengemasan, pengepakan produk dan perencanaan produksi yang akan datang. Departement produksi dibagi tiga bagian, ketiga bagian ini mempunyai tanggung jawab sendiri-sendiri, diantaranya:

1. Bagian produksi

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang:

- a. Melaksanakan dan mengawasi operasi selama proses berlangsung
- b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi

2. Bagian Utilitas

Bagian ini bertanggung jawab terhadap penyediaan air, listrik dan lain-lain yang berkaitan dengan kelancaran fungsional unit utilitas.

B. Departemen Teknik

Departemen ini bertanggung jawab memelihara semua peralatan fisik pabrik. Departemen ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian yaitu:

- a. Bagian teknik pemeliharaan mesin dan peralatan (maintenance) mempunyai wewenang:
 - ✓ Mengawasi dan menyelenggarakan pemeliharaan peralatan
 - ✓ Melakukan perbaikan untuk kelancaran operasi
- b. Bagian teknik umum
Bagian ini bertanggung jawab atas pemeliharaan dan perbaikan fasilitas-fasilitas penunjang lainnya.

C. Departemen Penelitian dan Pengembangan

Departemen ini dalam pengoperasiannya terbagi atas :

1. Bagian pengendalian mutu, bertugas:
 - a. Membuat program dan melaksanakan suatu penelitian guna meningkatkan mutu produksi dan efisiensi proses produksi
 - b. Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisa hasil produksi
2. Bagian laboratorium, mempunyai tugas dan wewenang:
 - a. Melakukan analisa terhadap bahan baku yang terlibat dalam proses produksi
 - b. Melakukan analisa semua bahan yang terlibat untuk mengontrol proses produksi

8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik biodiesel ini sistem gaji karyawan di tentukan berdasarkan tanggung jawab serta keahlian karyawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan di berhentikan dengan surat keputusan direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan di berhentikan direktur tanpa surat keputusan direktur dan mendapat upah harian yang di bayar setengah bulan sekali sesuai dengan hari kerja

3. Karyawan tidak tetap (kontrak)

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang di gunakan oleh pabrik saat di perlukan sesuai perjanjian yang di sepakati dan di berhentikan sesuai masa kontrak kerja.

Keselamatan seluruh karyawan selama jam kerja di jamin dengan asuransi tenaga kerja.

8.5 Sistem Kerja

Pabrik pembuatan biodiesel ini beroperasi selama 300 hari setahun secara kontiniu dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja dibagi dengan sistem shift dan non shift.

8.5.1 Waktu kerja karyawan non-shift

Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan Non-Shift

Hari	Jam kerja	Jam istirahat
Senin s.d kamis	07.30-17.00	12.00-13.00
Jumat	07.30-17.00	11.30-13.00

8.5.2 Waktu Kerja Karyawan shift

Pembagian jam kerja terdiri dari 4 shift group, dimana 3 group melakukan shift sedangkan 1 shift libur. Setiap group dikepalai seorang Foreman shift.

Pengaturan jam kerja shift ini adalah :

1. *Day shift* : jam 07.00-15.00
2. *Swing Shift* : jam 15.00-23-00
3. *Night shift* : jam 23.00-07.00

BAB IX

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik sertatinjauan kelayakan suatu pabrik. Faktor – faktor yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi adalah :

1. Investasi yang dibutuhkan untuk pendirian suatu pabrik sampai beroperasi yang dikenal dengan istilah *Total Capital Investment*.
2. Biaya produksi (*Total Production Cost*).
3. Harga jual produk yang dihasilkan.
4. Tinjauan kelayakan dari investasi yang disebut *Profitability Measure of Investment*.
5. Tinjauan kelayakan ini terdiri atas perhitungan laba kotor dan laba bersih, laju pengembalian modal (*Rate of Return*), waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*), serta titik impas (*Break Even Point*).

9.1 *Total Capital Investment*

Capital investment adalah sejumlah modal yang ditanamkan/diresikokan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. *Capital investment* terbagi 2, yaitu :

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Investasi biaya tetap adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan *Fixed Capital Investment* sebesar **Rp.399.493.947.019**

b. *Working Capital Investment (WCI)*

Investasi biaya kerja adalah modal atau biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sampai menghasilkan produk perdana. Biaya ini dimaksudkan untuk membiayai start up, gaji karyawan, pembelian bahan baku, pajak dan kebutuhan lainnya. Berdasarkan perhitungan Lampiran D

didapatkan *Working Capital Investment* sebesar **Rp70.498.931.827** Dengan demikian, *Total Capital Investment* adalah sebesar **Rp. 469.992.878.846**

9.2 Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Total Production Cost adalah biaya yang diperkirakan untuk menjalankan pabrik. Biaya produksi terbagi 2, yaitu:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan dengan produksi yang terdiri dari *Direct Production Cost*, biaya tetap dan biaya *overhead*. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, didapatkan harga *manufacturing cost* seperti berikut.

<i>Direct Production Cost</i>	=Rp 472.782.321.286
<i>Fixed Charge</i>	=Rp52.333.707.060
<i>Plant Overhead Cost</i>	=Rp77.234.955.810

b. *General Expenses (GE)*

General expenses adalah biaya yang diperlukan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, *general expenses* yang didapatkan adalah Rp177.969.555.562 Jadi Total Biaya Produksi (TPC) nya adalah Rp 772.349.558.099

9.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk utama yang dihasilkan pada pabrik Etilen diklorida dari Etilen adalah Etilen diklorida. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, diperoleh total penjualan sebesar Rp1.218.380.400.000/tahun

9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik

Tinjauan kelayakan pabrik Etilen diklorida dengan kapasitas produksi 37000 ton/tahun ini dapat dilihat dari 9.4.1 s/d 9.4.4.

9.4.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba kotor adalah laba sebelum dikeluarkan pajak, sedangkan laba bersih adalah laba yang diperoleh setelah dikeluarkan pajak. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, diperoleh laba sebagai berikut.

- Laba kotor yang diperoleh adalah = Rp 446.030.841.901
- Laba bersih yang diperoleh adalah = Rp 390.276.986.663

9.4.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return*)

Rate of Return (ROR) merupakan perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan nilai ROR sebesar 83,04%.

9.4.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

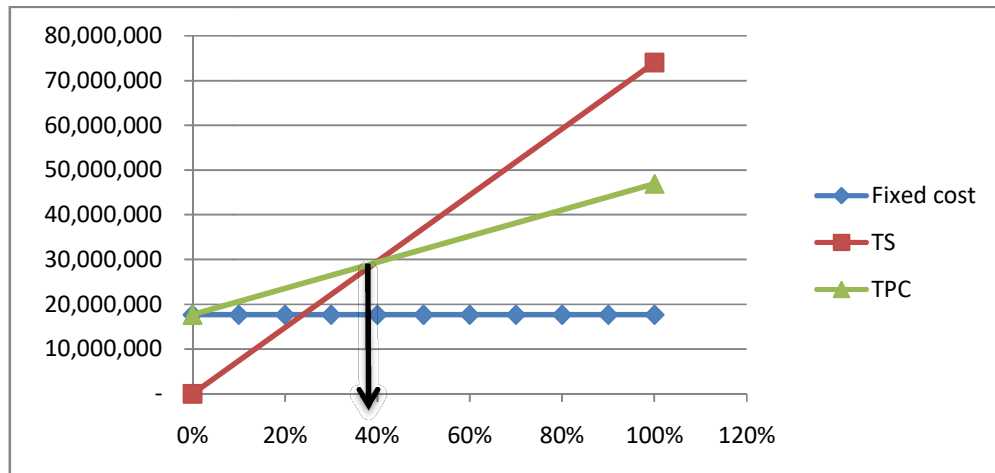
Pay Out Time (POT) merupakan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjam. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, POT yang didapatkan adalah 1 tahun, 11 bulan.

9.4.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

Break Event Point (BEP) atau yang lebih dikenal dengan sebutan titik impas merupakan suatu kondisi dimana hasil penjualan produk sama dengan biaya produksi. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan BEP sebesar 39,86 %. Hal ini menunjukkan bahwa pada 39,86 % dari kapasitas produksi yang terjual di pasaran pabrik sudah bisa menutupi biaya produksi atau pabrik dinyatakan sudah balik modal.

Kurva BEP ini dapat dilihat pada **Gambar 9.1**

Grafik BEP

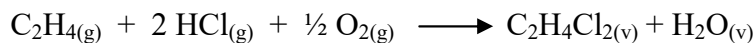


Gambar 9.1 Grafik BE

BAB X TUGAS KHUSUS

10.1 Pendahuluan

Industri kimia merupakan industri yang mengolah bahan baku menjadi produk dengan memanfaatkan proses-proses kimia. Etilen Diklorida (EDC) merupakan salah satu produk yang dihasilkan dari proses kimia. Proses pembuatan EDC melalui tiga tahapan proses yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap Reaksi, dan tahap pemurnian dan penyimpanan. Reaksi berlangsung selama 25 detik pada suhu 220 °C dan tekanan 2,5 atm dengan yield mencapai 98,6% dan konversi mencapai 99,7 %. Produk dalam keadaan fasa uap dan gas direaksikan pada reaktor *fluidized bed* dengan menggunakan katalis Kupri klorida (CuCl₂). Pada proses ini bahan baku C₂H₄, HCl dan O₂ direaksikan bersama untuk membentuk EDC menurut reaksi sebagai berikut :



Perancangan pabrik EDC harus mempertimbangkan ketersediaan lahan dan bahan baku, pemilihan proses dan peralatan yang digunakan serta pemasaran hasil produksi. Sebelum proses produksi berjalan, langkah awal yang terlebih dahulu dilakukan yaitu, membuat rancangan peralatan proses yang digunakan.

10.2. Ruang Lingkup Rancangan

Perancangan peralatan proses yang digunakan dalam produksi 1, terdiri atas rancangan reaktor, alat transportasi, dan perancangan alat perpindahan panas. Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi kimia dalam proses produksi EDC, alat transportasi fluida cair berupa pompa dan transportasi gas berupa kompressor, alat perpindahan panas meliputi rancangan jeket pemanas dan heater, serta rancangan menara destilasi sebagai alat pemurnian EDC. Rancangan lengkap peralatan proses dapat dilihat pada sub bab rancangan.

10.3 Rancangan

10.3.1 Reaktor *Fluidized bed*

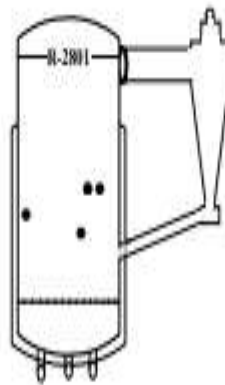
Fungsi : Tempat reaksi etilen, asam klorida dan oksigen menjadi etilen diklorida (EDC)

Tipe : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Stainless Steel*, SA-240 Grade 316

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Gambar 10.1 Reaktor *Fluidized bed*

Data:

- Laju alir massa, m : 17978,08kg/jam
- Laju alir molar, F_{AO} : 769,63 kmol/jam
- Densitas campuran, ρ_{campuran} : 1,022 kg/m³
- Temperatur, T : 220°C
- Tekanan, P_{operasi} : 2,5 atm = 36,74 psi
- Waktu tinggal, τ : 25 s = 0,006944 jam
- Densitas katalis, ρ : 3,386 gr/ml = 3386 kg/m³

1. Volume reaktor

Diasumsikan aliran dalam reaktor adalah aliran *plug flow*, maka volume reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{V_R}{F_{AO}} = \frac{\tau}{C_{AO}} \quad (\text{Levenspiel hal 194})$$

V_R = Volume reaktor

F_{AO} = Laju alir molar umpan

C_{AO} = Konsentrasi umpan

Maka,

$$V_R = \frac{F_{AO} \times \tau}{C_{AO}}$$

- Laju alir volumetrik, $V_b = \frac{m_b}{\rho}$

$$V_b = \frac{17978,08 \text{ kg/jam}}{1,022 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 17.591,072 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Konsentrasi umpan, C_{AO}

$$C_{AO} = \frac{F_{AO}}{V_b}$$

$$C_{AO} = \frac{769,63 \text{ kmol/jam}}{17.591,072 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,0437 \text{ kmol/m}^3$$

- Volume reaktor, V_R

$$V_R = \frac{F_{AO} \times \tau}{C_{AO}}$$

$$V_R = \frac{769,63 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0,006944 \text{ jam}}{0,0437 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}} = 122,1602 \text{ m}^3$$

2. Perancangan reaktor

Faktor keamanan reaktor adalah 20%, maka:

$$V_r = \frac{122,1602 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_r = 152,7003 \text{ m}^3$$

- **Dimensi reaktor**

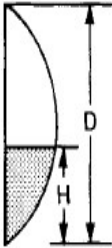
- **Volume silinder (Vs)**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s \dots \dots \dots (H_s = 1,5D_r)$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1,5D_r$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3$$

- **Volume Ellipsoidal (Ve)**

<p>Hemispherical head</p> $S = 1.571D^2$ $V = (\pi/3)H^2(1.5D - H)$ $V_0 = (\pi/12)D^3$ $V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$ <p>Ellipsoidal head ($h = D/4$)</p> $S = 1.09D^2$ $V_0 = 0.1309D^3$ $V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$	
--	--

(Wallas Tabel 18.5, hal 650)

$$V_e = 0,1309 \times D_r^3$$

- **Diameter reaktor (Dr)**

$$V_r = V_s + 2V_e$$

$$V_r = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3\right) + 2(0,1309 D_r^3)$$

$$V_r = (1,4393 D_r^3)$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{V_r}{1,4393}}$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{152,7003 \text{ m}^3}{1,4393}}$$

$$\text{in } D_r = 4,734 \text{ m} = 15,531 \text{ ft} = 186,378 \text{ in}$$

- **Tinggi Silinder (Hs)**

$$\text{Tinggi silinder, } H_s = 1,5 D_r = 1,5 \times 4,734 \text{ m} = 7,10 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi ellipsoidal, } H_e = 1/4 D_r = \frac{1}{4} \times 4,734 \text{ m} = 1,184 \text{ m}$$

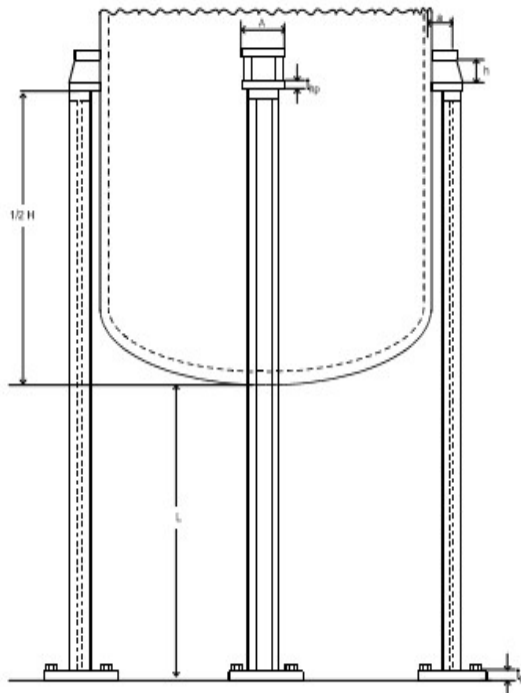
Tinggi reaktor, $H_r = H_s + 2H_e = 7,10 \text{ m} + (2 \times 1,184 \text{ m}) = 9,468 \text{ m}$

- **Tinggi kaki penyangga**

Reaktor disangga dengan 4 kaki. Kaki penyangga dilas ditengah – tengah ketinggian (50 % daritinggi total reaktor). Jarak antara bottom reaktor ke pondasi 3 m (L).

$$H_{leg} = \frac{1}{2} \times H_r + L$$

$$H_{leg} = \frac{1}{2} \times 9,468 \text{ m} + 3 \text{ m} = 7,734 \text{ m}$$



• **Tekana desain P_d**

Asumsi faktor keamanan: 20%

$$P_d = 120\% \times P_{op}$$

$$P_d = 120\% \times 2,5 \text{ atm}$$

$$P_d = 3 \text{ atm} = 44,088 \text{ Psi}$$

• **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_r = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

- Tekanan desain, P_d : 44,088 Psi
- Jari-jari, R : 93,189 in
- Allowable stress, S : 13885,6768 Psi (Walas, Tabel 18.4)

- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Lama tahun digunakan : 10 tahun

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Specified minimum tensile strength	For temperatures not exceeding °F.										
				-20 to 100	200	400	700	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
SA-240	304	18 Cr-8 Ni	75,000	18,700	15,600	12,900	11,000	10,100	9,700	8,800	6,000	3,700	2,300	1,400
SA-240	304L†	18 Cr-8 Ni	70,000	15,600	13,300	10,000	9,300							
SA-240	310S	25 Cr-20 Ni	75,000	18,700	16,900	14,900	12,700	11,600	9,800	5,000	2,500	700	300	200
SA-240	316	16 Cr-12 Ni-2 Mo	75,000	18,700	16,100	13,300	11,300	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,200	1,700
SA-240	410	13 Cr	65,000	16,200	15,400	14,400	13,100	10,400	6,400	2,900	1,000			

Maka,

$$t_r = \frac{44,088 \text{ Psi} \times 93,189 \text{ in}}{(13885,6768 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 44,088 \text{ Psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,369 \text{ in} = 0,009 \text{ m} = 9,370 \text{ mm}$$

• **Diameter luar reaktor, outDr**

$$outDr = inDr + (2 \times t_r)$$

$$outDr = 186,378 \text{ in} + (2 \times 0,369 \text{ in})$$

$$outDr = 187,116 \text{ in} = 4,753 \text{ m}$$

• **Tebal dinding ellipsoidal, t_e**

$$t_e = \frac{PD_i}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Wallas-Chemical Process Equipment, Tabel 18.4})$$

$$t_e = \frac{44,088 \text{ Psi} \times 186,378 \text{ in}}{(13885,6768 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,2 \times 44,088 \text{ Psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,368 \text{ in} = 0,009 \text{ m} = 9,353 \text{ mm}$$

TABLE 18.3. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure^a

Item	Thickness t(in.)	Pressure P(psi)	Stress S(psi)	Notes
Cylindrical shell	$\frac{PR}{SE - 0,6P}$	$\frac{SEt}{R + 0,6t}$	$\frac{P(R + 0,6t)}{t}$	$t \leq 0,25D, P \leq 0,385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0,3P/S}$	$t^2 S / 0,3D^2$	$0,3D^2 P / t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0,885PL}{SE - 0,1P}$	$\frac{SEt}{0,885L + 0,1t}$	$\frac{P(0,885L + 0,1t)}{t}$	$r/L = 0,06, L \leq D + 2t$
Torispherical head (b)	$\frac{PLM}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{LM + 0,2t}$	$\frac{P(LM + 0,2t)}{2t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PD}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{D + 0,2t}$	$\frac{P(D + 0,2t)}{2t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PDK}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{DK + 0,2t}$	$\frac{P(DK + 0,2t)}{2Et}$	$K = [2 + (D/2h)^2] / 6, 2 \leq D/h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{R + 0,2t}$	$\frac{P(R + 0,2t)}{2t}$	$t \leq 0,178R, P \leq 0,685SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE - 0,6P) \cos \alpha}$	$\frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1,2t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1,2t \cos \alpha)}{2t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

^a Nomenclature: D = diameter (in.), E = joint efficiency (0.6–1.0), L = crown radius (in.), P = pressure (psig), h = inside depth of ellipsoidal head (in.), r = knuckle radius (in.), R = radius (in.), S = allowable stress (psig), t = shell or head thickness (in.).
 Note: Letters in parentheses in the first column refer to Figure 18.16.

(Wallas Tabel 18.3, hal 649)

3. Kebutuhan Katalis

$$\text{Densitas katalis, } \rho = 3386 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume reaktor, } V_r = 152,70 \text{ m}^3$$

$$m_c = \frac{\rho}{V_r} = \frac{3386 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{152,70 \text{ m}^3} = 22,17 \text{ kg/minggu}$$

4. Desain Pendingin Reaktor

$$\text{Temperatur umpan, } T_o = 220^\circ\text{C} = 428^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur air pendingin, } T_c = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$\text{Densitas, } \rho = 998 \text{ kg/m}^3 = 62,3051 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Panas, } Q = 3700923,2 \text{ kJ/jam} = 884521 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa air pendingin, } m = 59025,89 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Koefisien panas (} U_D) = 87,5 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F (kern. Table.8)}$$

$$\text{out}D_r = 187,116 \text{ in} = 15,59 \text{ ft} = 4,754 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder } H_s = 279,567 \text{ in} = 23,288 \text{ ft} = 7,103 \text{ m}$$

- **Luas perpindahan panas yang tersedia**

$$A = \text{Luas selimut reaktor} + \text{Luas penampang bawah reaktor}$$

$$A = (D_{\text{out}} \times H_s) + (\pi/4 \times D_{\text{out}}^2)$$

$$A = (15,59 \text{ ft} \times 23,288 \text{ ft}) + \left\{ \left(\frac{3,14}{4} \right) \times 15,59 \text{ ft} \right\}$$

$$A = 553,697 \text{ ft}^2$$

- **Luas area perpindahan panas (A)**

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} \quad (\text{Kern, Pers. 6.11})$$

$$A = \frac{884521 \text{ Btu/jam}}{87,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{F} (428^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F})}$$

$$= 114,236 \text{ ft}^2$$

Akebutuhan < A tersedia (114,236 ft² < 553,697 ft²) Sehingga jaket pendingin bisa digunakan sebagai pendingin reaktor

5. Desain Jacket Pendingin

- **Tinggi jacket, H_j**

Jarak jacket 5 in (Coulson, Hal 775)

$$\begin{aligned} H_j &= H_s + 2 t_e + \text{jarak jacket} \\ &= 279,567 \text{ in} + (2 \times 0,368 \text{ in}) + 5 \text{ in} \\ &= 285,304 \text{ in} = 7,247 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Diameter luar jacket, D_2**

$$\begin{aligned} D_2 &= D_{\text{out}} + (2 \times \text{jarak jacket}) \\ &= 187,116 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 197,116 \text{ in} = 5,007 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tekanan Hidrostatik pada jacket untuk air pendingin, P_{Hc}**

$$\begin{aligned} P_{Hc} &= \rho \times g \times H_s \\ &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 7,103 \text{ m} \\ &= 69.539,340 \text{ kg/m}^2 \text{ s} = 0,675 \text{ atm} = 9,913 \text{ Psi} \end{aligned}$$

- **Tekanan Desain, P_j**

$$\begin{aligned} P_j &= P_{\text{operasi}} + P_{Hc} \\ &= 1 \text{ atm} + 0,675 \text{ atm} \\ &= 1,675 \text{ atm} \\ &= 24,609 \text{ psi} \end{aligned}$$

- **Tebal dinding jacket, t_j**

$$t_j = \frac{PR}{SE - 06P} + C \quad \text{Walas, Tabel 18.3}$$

Tekanan desain, P_j	: 24,609 psi	
Jari-jari jacket, R	: 93,558 in	
<i>Allowable stress</i> , S	: 13700 psi	(Walas, Tabel 18.4)
Efisiensi pengelasan, E	: 0,85	(Peter, Tabel 4 Hal 538)
Faktor korosi	: 0,002 in/thn	(Perry's Tabel 23-2)
Tahun digunakan	: 10 tahun	

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Spec. min. tensile strength	For temperatures not exceeding °F.				
				-20 to 850	700	800	900	1000
Carbon Steel								
SA515	55	C-Si	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	2,500
SA515	70	C-Si	70,000	17,500	16,600	12,000	6,500	2,500
SA516	55	C-Si	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	2,500
SA516	70	C-Si	70,000	17,500	16,600	12,000	6,500	2,500
SA285	A	-----	45,000	11,200	11,000	9,000	6,500	
SA285	B	-----	50,000	12,500	12,100	9,600	6,500	
SA285	C	-----	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	

Maka,

$$t_j = \frac{24,609 \text{ psi} \times 93,558 \text{ in}}{(13700 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 46,653 \text{ Psi})} + 0,002 \text{ in} \times 10 \text{ tahun}$$

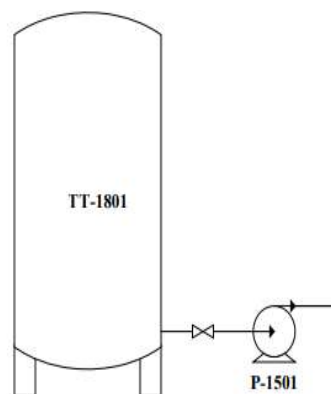
$$= 0,218 \text{ in} = 5,536 \text{ mm}$$

10.3.2. Pompa (P-1501)

Fungsi : Mengalirkan HCl 33% ke dalam Heater

Tipe : *Centrifugal pump*

Gambar :



Gambar 10.3 Aliran pompa (P-1501)

Data :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

- Laju alir massa, m : 12474kg/jam = 7,634 lb/s
- Densitas , ρ : 1190 kg/m³ = 74,2917 lb/ft³
- Viskositas , μ : 1,19 cP = 0,0008 lb/ft.s
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Z_a : 0 m
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Z_b : 0 m
- Panjang pipa hisap, L_s : 6 m = 19,68 ft

- Panjang pipa buang, L_d : 4 m = 13,12 ft
- Faktor keamanan 10% (Peter's, Tabel 6)

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	> 100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	> 100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	> 100:1 > 100:1 10:1	10

Laju alir volumetrik, Q_v

$$\begin{aligned}
 Q_p &= \frac{m}{0,9} \\
 &= \frac{7,6341 \text{ lb/s}}{0,9} \\
 &= 8,4824 \text{ lb/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{Q_p}{\rho} \\
 &= \frac{8,4825 \text{ lb/s}}{74,2917 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,1142 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,8542 \text{ gal/s} = 51,25 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15})$$

making design estimates:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,0 q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} \quad (16)$$

Peter, Hal 496

$$D_{opt} = 3,9 \times 0,3766^{0,45} \times 1,7507^{0,13}$$

$$= 2,5716 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	3 in sch 80							
ID	2,9000	in	0,2416	Ft	2,9000	in	0,2416	ft
OD	3,5000	in	0,2916	Ft	3,5000	in	0,2916	ft
a"	0,0209				ft ²			

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross-sectional area of metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Pipe weight lb/ft
							Outside	Inside	U.S. gal/min	Water, lb/h	
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5,225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4,600	5.02
2½	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7,460	5.79
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6,600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
3½	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
5	5.561	40	0.258	5.047	4.30	0.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80	0.375	4.813	6.11	0.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
6	6.625	40	0.280	6.065	5.58	0.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80	0.432	5.761	8.40	0.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
8	8.625	40	0.322	7.981	8.396	0.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		80	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
10	10.75	40	0.365	10.020	11.91	0.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80	0.594	9.562	18.95	0.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.40
12	12.75	40	0.406	11.938	15.74	0.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.56
		80	0.688	11.374	26.07	0.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.57

† Based on ANSI B36.10-1959 by permission of ASME.

Kecepatan aliran, V

$V_a = V_b$, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{a}$$

$$= \frac{0,1142 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0209 \text{ ft}^2}$$

$$= 5,4549 \text{ ft/s} = 19637,567 \text{ ft/jam}$$

$$\frac{V^2}{2gc} = \frac{(5,4549 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ lbmft/s}^2 \text{ lbf}}$$

$$= 0,462 \text{ ft-lbf/lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

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

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc,Cabe Hal 249

$$N_{Re} = \frac{74,2917 \text{ lb/ft}^3 \times 19637,56 \text{ ft/jam} \times 0,2416 \text{ ft}}{2,8787 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 122425,611$$

Rugi Gesek

- Pipa hisap (*suction*)
- Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

104 FLUID MECHANICS

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

The hydraulic radius is a useful parameter for generalizing fluid-flow phenomena in turbulent flow. Equation (5.7) can be so generalized by substituting $4r_H$ for D or $2r_H$ for r_w :

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{\bar{V}^2}{2g_c} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H \bar{V} \rho}{\mu} \quad \text{Mc.Cabe} \quad (5.57)$$

$$r_H = \frac{ID}{4} \quad \text{McCabe, Hal 103}$$

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4} \quad \text{Mc.Cabe Hal 103}$$

$$r_H = \frac{0,2416 \text{ ft}}{4} = 0,0604 \text{ ft}$$

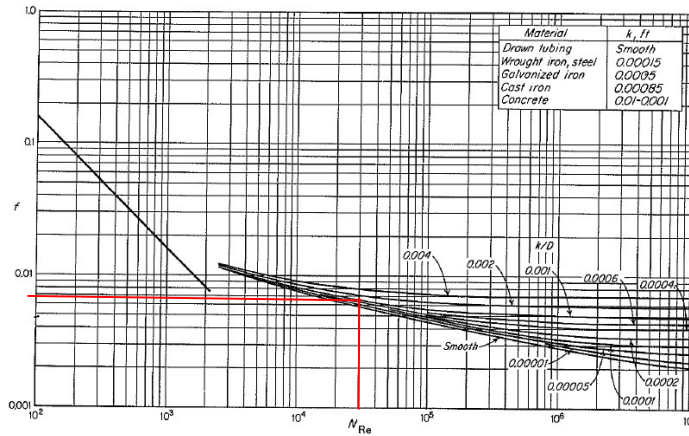
$$N_{re} = 122425,611$$

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

$k = 0,00015 \text{ ft}$ Mc.Cabe Fig 5.9

$k/D = 0,0006209$

$f = 0,0067$ Mc.Cabe Fig. 5.9



$$h_{fsa} = \frac{0,0067 \times 19,6848 \text{ ft} \times 0,697 \text{ ft} - \text{lb}_f/\text{lb}}{0,0604 \text{ ft}}$$

$$= 1,009 \text{ ft} - \text{lb}_f/\text{lb}$$

• **Rugi gesek akibat *fitting* (hff)**

$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2gc}$ Mc.Cabe Pers 5.67

EFFECT OF FITTINGS AND VALVES. Fittings and valves disturb the normal flow lines and cause friction. In short lines with many fittings, the friction loss from the fittings may be greater than that from the straight pipe. The friction loss h_{ff} from fittings is found from an equation similar to Eqs. (5.59) and (5.65):

$$h_{ff} = K_f \frac{V_a^2}{2g_c} \tag{5.67}$$

Mc.Cabe Hal 107

where K_f = loss factor for fitting
 V_a = average velocity in pipe leading to fitting

$K_f \text{ gate valve} = 0,2 \times 1$ Mc.Cabe, Tabel 5.1

$K_f = 0,2$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

† From J. K. Vennard, in V. L. Streeter (ed.), *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill Book Company, New York, 1961, p. 3-23.

$$h_{ffa} = 0,2 \times 0,462 \text{ft} - \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$= 0,0924 \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$\text{hf suction total} = h_{fs} + h_{ff}$$

$$= (1,009 + 0,0924) \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$= 1,101 \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

- **Pipa buang (*discharge*)**

• **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$H_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$r_H = \frac{ID}{4} \quad (\text{McCabe, Hal 103})$$

$$r_H = \frac{0,2416 \text{ ft}}{4} = 0,0604 \text{ ft}$$

$$N_{re} = 122425,61$$

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc.Cabe Fig 5.9})$$

$$k/D = 0,00062$$

$$f = 0,0067 \quad (\text{Mc.Cabe Fig. 5.9})$$

$$h_{fsb} = \frac{0,0067 \times 13,1232 \text{ft} \times 0,462 \text{ft} - \text{lb}_f/\text{lb}}{0,0604 \text{ft}}$$

$$= 0,673 \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

• **Rugi gesek akibat *fitting*(hff)**

$$H_{ffb} = K_f \frac{V^2}{2gc} \quad \text{Mc.Cabe Pers 5.67}$$

$$K_f \text{ Globe Valve} = 10 \times 1 = 10 \quad \text{Mc.Cabe, Tabel 5.1}$$

$$K_f = 10$$

$$H_{ffb} = 10 \times 0,462 \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$= 4,62 \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$\text{hf discharge total} = h_{fs} + h_{ff}$$

$$= (0,673 + 4,62) \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$= 5,293 \text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

Sehingga, rugi gesek total (hf_{total}) :

$$\begin{aligned} hf_{\text{total}} &= hf_{\text{suction}} + hf_{\text{discharge}} \\ &= 1,101 + 5,293 \text{ ft.lbf/lb} \\ &= 6,395 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (McCabe, Pers. 4.32):

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

The mechanical energy delivered to the fluid is, then, ηW_p , where $\eta < 1$. Equation (4.29) corrected for pump work is

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f \quad (4.32)$$

Equation (4.32) is a final working equation for problems on the flow of incompressible fluids. **Mc.Cabe**

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$g/g_c = 1$$

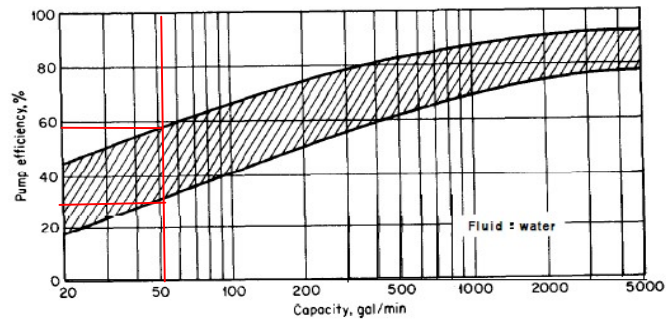
$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$Q = 51,25 \text{ gal/min}$$

$$\eta = 44 \%$$

(Peters, Fig. 14.37)

FIGURE 1436
Characteristic curves for a typical centrifugal pump showing effect of viscosity.



(Peters, Fig. 14.37)

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + hf$$

$$W_p = \frac{(0 - 0) \text{ ft} + 6,3956 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}}{44\%}$$

$$= 14,533 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{14,533 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb} \times 7,634 \text{ lb/s}}{550}$$

$$= 0,201 \text{ HP}$$

Daya motor (MHP)

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\eta = 80\%$$

(Peters, Fig 14.38)

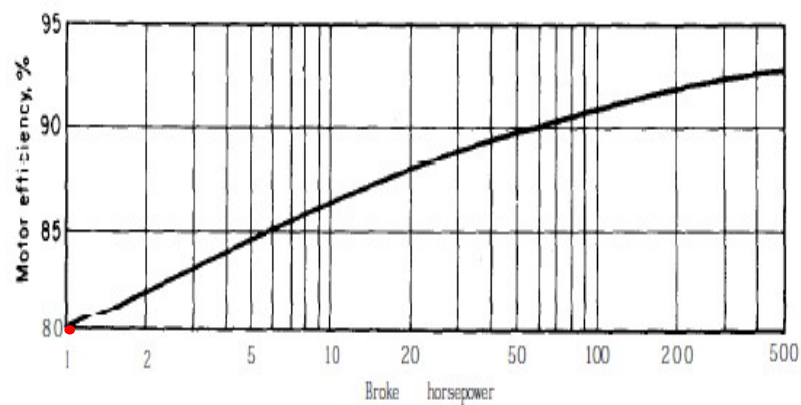


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{MPH} = \frac{0,2017 \text{ HP}}{80\%}$$

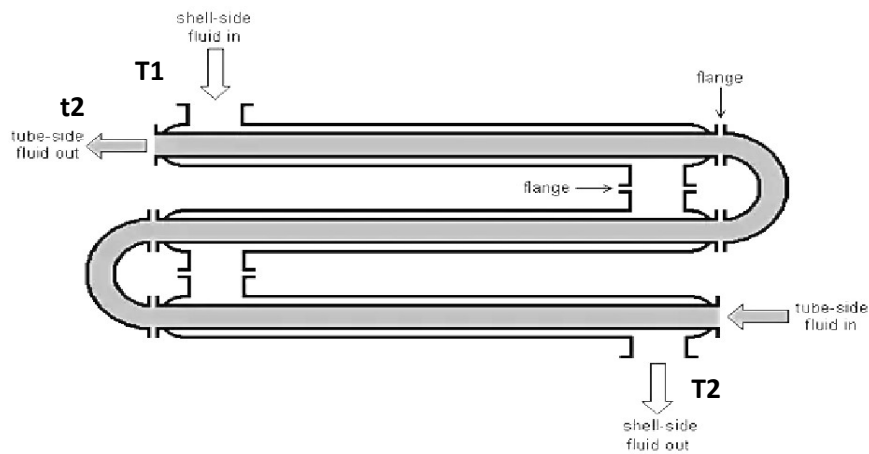
$$= 0,25215 \text{ HP}$$

10.3.3 Heater (HE-3304)

Fungsi : Menaikkan suhu EDC dan air dari 25 ke 88,9°C sebelum dialirkan ke menara destilasi

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit



Gambar 10.4 *Double Pipe Heat Exchanger*

1. Data dan Kondisi Operasi

A. Fluida Panas = Steam

$$\text{Laju Alir (} W_t \text{)} = 131,536 \text{ kg/jam} = 289,984 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 152 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 152 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

B. Fluida Dingin = H₂O dan C₂H₄Cl₂

$$\text{Laju Alir (} W_s \text{)} = 5608,02 \text{ kg/jam} = 12363,432 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 77 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 83,79 \text{ } ^\circ\text{C} = 182,825 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Δt & LMTD

Fluida Panas	Temperatur	Fluida Dingin	Selisih	T_{av}	t_{av}
306	T tinggi	182,825	123	305,6	129,913

306	T rendah	77	229	
		105,825	-106	

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= -106 / -0,7 = 170,240 \text{ } ^\circ\text{F}$$

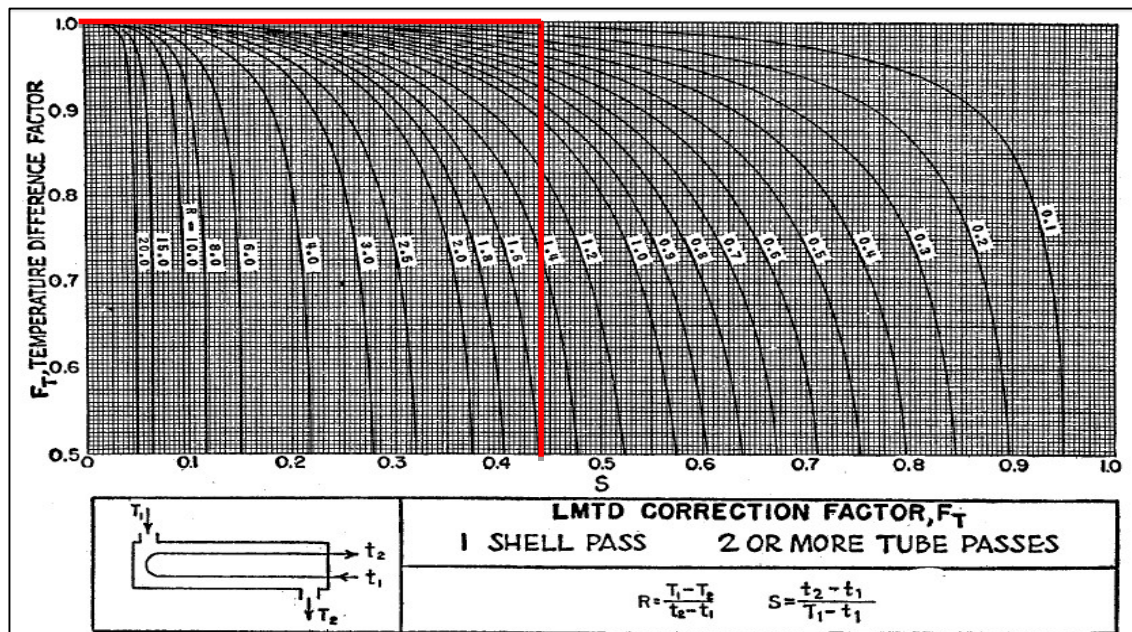
Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{D.Q Kern: Pers. 5.14 hal. 828})$$

$$= \frac{(306 - 306)^\circ\text{F}}{(182,825 - 77)^\circ\text{F}} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{(182,825 - 77)^\circ\text{F}}{(306 - 77)^\circ\text{F}} = 0,463$$



(Fig 18 D.Q Kern Hal 828)

Diasumsikan *Heat Exchanger* merupakan HE dengan 1 *Shell Pass* dan 2 *Tube Pass*. Dari nilai R dan S, maka Faktor Koreksi dapat diperoleh dari gambar 21 D.K. QERN adalah sebagai berikut:

$$F_T = 1$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= LMTD \times F_T && \text{(D.Q Kern: Pers. 7.42hal. 828)} \\ &= 170,240^\circ\text{F} \times 1 \\ &= 170,240^\circ\text{F}\end{aligned}$$

3. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \quad \text{(D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140)}$$

Berdasarkan Tabel 8, D.Q Kern Hal 840, diperoleh :

$$U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned}A &= \frac{218898,0382 \text{ Btu/jam}}{100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \times 170,240^\circ\text{F}} \\ &= 12,858 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

no fewer than 14 points at which leakage might occur. The time and expense required for dismantling and periodically cleaning are prohibitive compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft² or less.

Film Coefficients for Fluids in Pipes and Tubes. Equation (3.42) was obtained for heating several oils in a pipe based on the data of Morris and

Nilai A < 200 ft² maka digunakan tipe perpindahan panas jenis *double pipe*.

Heater dirancang dengan menggunakan ukuran pipa = 4 x 3 in IPS, Berdasarkan Tabel 10 D.Q Kern, diperoleh spesifikasi *Tube* dengan :

	Anulus (in)	(ft)	Inner Pipe (in)	(ft)
IPS	4	0,33332	3	0,24999
SC	40	3,3332	40	3,3332
OD (D ₂)	4,5	0,374985	3,5	0,291655
ID (D ₁)	4,026	0,33548658	3,068	0,2556564
a" (ft²/ft)	1,178	0,09816274	0,917	0,0764136

Anulus, Steam (Fluida Panas)	Inner Pipe, Asam Asetat (Fluida Dingin)
<p>4. Flow Area $D_2 = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$ $D_1 = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$ $a_s = \pi(D_2^2 - D_1^2)/4$ (D.Q Kern: pers. 7.1, hal 138) $= \frac{3,14 \times 0,1126 \text{ in} \times 0,0851 \text{ in}}{4}$ $= 0,02158 \text{ ft}^2$ Diameter Ekuivalen $Deq = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$ $= 0,09425419 \text{ ft}$</p>	<p>4. Flow Area $ID = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$ $a_p = \pi D_1^2/4$ (D.Q Kern, Table 10 hal 843) $a_p = \frac{3,14 \times 0,00654 \text{ in}^2}{4}$ (D.Q Kern: pers 7.48, hal 111) $= 0,0513 \text{ ft}^2$</p>
<p>5. Mass Velocity $G_s = \frac{W_s}{a_s}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{289,98 \text{ lb/h}}{0,02158 \text{ ft}^2}$ $= 13.473,47 \text{ lb/hr ft}^2$</p>	<p>5. Mass Velocity $G_t = \frac{W_t}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{12.363,43 \text{ lb/h}}{0,05131 \text{ ft}^2}$ $= 240.946,80 \text{ lb/hr ft}^2$</p>

<p>6.Reynold Number Tsteam = 305,6 °F</p> <p>$\mu = 0,12 \text{ cp}$ $= 0,12 \times 2,42 \text{ lb/ft.h}$ $= 0,2904 \text{ lb/ft.hr}$</p> $Rea = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= \frac{0,09425419 \text{ ft} \times 13.437,47 \text{ lb/hr ft}^2}{0,2904 \text{ lb / h.ft}}$ $= 4,361$	<p>6.Reynold Number Tumpan = 77°F</p> <p>$\mu = 0,84 \text{ cp}$ (Data Hysis) $= 0,84 \times 2,42 \text{ lb/ft.h}$ $= 2,0328 \text{ lb/ft.hr}$</p> $Ret = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= \frac{0,2557 \text{ ft} \times 240.946,80 \text{ lb/hr ft}^2}{2,0328 \text{ lb / h.ft}}$ $= 30.304$
<p>7.Panjang Pipa yang dibutuhkan $L = A/a''$</p> $= \frac{12,8582 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$ $= 10,915 \text{ ft}$ <p>L/D</p> $= \frac{10,915 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}}$ $= 32,54$ <p>jH = 16 (DQ.kern fig.24)</p>	<p>7.Panjang pipa yang di butuhkan $jH = 110$ (DQ.kern fig.24)</p>

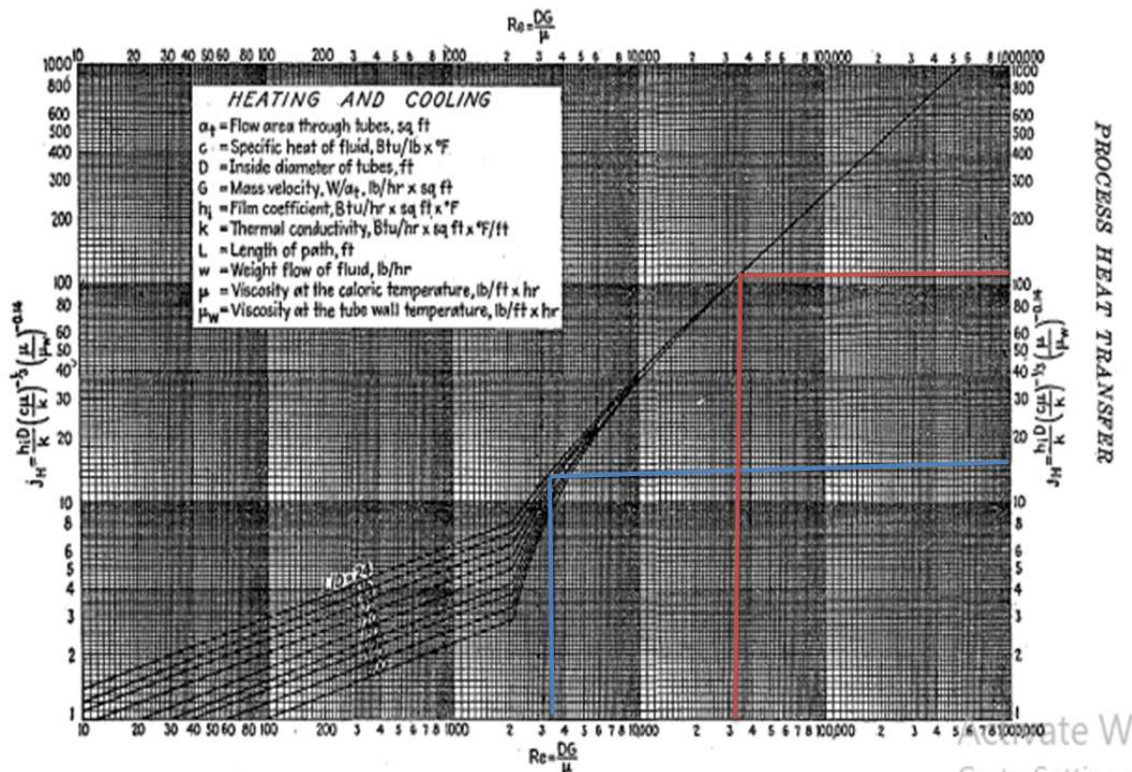


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

(DQ.kern fig.24)

<p>8.KoefisienPerpindahanPanas</p> <p>Pada tsteam= 306 °F</p> <p>$c = 0,009 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804)</p> <p>$k = 0,12cp$ (D.Q Kern, Tabel 4)</p> <p>Interpolasi =</p> <table border="1" data-bbox="320 613 748 909"> <thead> <tr> <th>T (F)</th> <th>k (Btu/hr.ft²(°F/ft))</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>212</td> <td>0,0137</td> </tr> <tr> <td>305,6</td> <td>X</td> </tr> <tr> <td>392</td> <td>0,0187</td> </tr> </tbody> </table> $x = 0,0137 + \left(\frac{305,6 - 212}{392 - 212} \right) x (0,0187 - 0,0137)$ <p>$k = 0,000781 \text{ Btu/ft.hr}^2(\text{oF/ft})$</p> <p>$K/D = 0,0829$</p> $\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(0,009 \times \frac{0,12cp}{0,00781 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,0829$	T (F)	k (Btu/hr.ft ² (°F/ft))	212	0,0137	305,6	X	392	0,0187	<p>8. Koefisien Perpindahan Panas</p> <p>Pada Tumpas= 86 °F</p> <p>$C = 14,96 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 2,0328 \text{ lb/ft.hr}$</p> <p>$k = 0,0093 \text{ Btu/ft.hr.oF}$</p> <p>$K/D = 0,0365$</p> $\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = 1087,18318$
T (F)	k (Btu/hr.ft ² (°F/ft))								
212	0,0137								
305,6	X								
392	0,0187								
<p>9. Inside Film Coefficient (ho)</p> $ho = jHx \frac{k}{De} x \frac{c\mu^{\frac{1}{3}}}{k} x \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$ <p>(D.Q Kern: Pers 6.15)</p> <p>= 0,06 Btu/hr.ft2</p>	<p>9. Inside Film Coefficient (hio)</p> $ho = jHx \frac{k}{De} x \frac{c\mu^{\frac{1}{3}}}{k} x \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$ <p>(D.QKern: Pers 6.15)</p> <p>= 4361,55 Btu/hr.ft2(oF)</p> <p>10.Koreksi Hio ke permukaan OD</p> $h_{i0} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}$ <p>= 3823,21 Btu/hr.ft2.°F</p>								

10. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{233,642}{3823,27} \\
 &= 0,0611 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot ^\circ F
 \end{aligned}$$

11. Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,002$$

Koreksi U_D

$$\begin{aligned}
 1/U_D &= 1/U_C \times R_d \\
 &= 1/0,0611 + 0,002 \\
 &= 0,0611 \text{ Btu/hr.ft}^2(^\circ F)
 \end{aligned}$$

0,06	Summary	3823,21
U_c	0,061110364	
U_d	0,061102896	

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa yang dibutuhkan} &= L = A/a'' \\
 &= 12,8582/1,178 \\
 &= 10,9153
 \end{aligned}$$

Dipilih Panjang Hairpin = 6 ft

Maka, Jumlah hairpin yang dibutuhkan =

$$n = \frac{L}{2 \times \text{Panjanghairpin}}$$

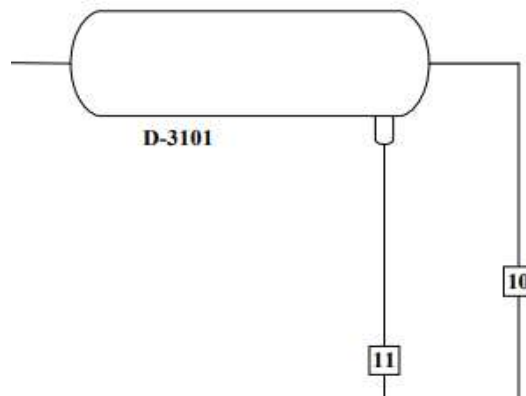
$$= 1 \text{ buah}$$

12. Pressure Drop, ΔP

$ \begin{aligned} Re_s &= \frac{DexGa}{\mu} \\ &= \frac{0,0395 \times 13.473,47}{0,2904} \\ &= 1827,681311 \end{aligned} $	$ \begin{aligned} Re_t &= 30.304,05 \\ f &= 0,035 + \frac{0,246}{(Re_s)^{0,42}} \\ &= 0,006923 \\ s &= 1,07 \text{ (Kern : Fig 6 Hal 809)} \end{aligned} $
--	---

$f = 0,035 + \frac{0,246}{(\text{Re } s)^{0,42}}$ $= 0,035 + \frac{0,246}{23,442}$ $= 0,014761746$ <p>s = 1,012 (Kem : Fig 6 Hal 809)</p> $\rho = 1,012 \times 62,5$ $= 63,25$ $\Delta F_{as} = \frac{4FGa^2.La}{2g\rho^2De}$ $= 0,009522892 \text{ ft}$ $V = Ga/3600\rho$ $= 13.437,47/3600 \times 63,25$ $= 0,0590 \text{ fps}$ $\Delta F_t = \frac{V^2}{2g}$ $= 3 \times \frac{0,00348}{64,4}$ $= 0,0002 \text{ ft}$ $\Delta F_a = \frac{dF_{as} + dF_t}{144}$ $= 0,0001 \text{ Psi}$	$\rho = 1,07 \times 62,5$ $= 66,875$ $\Delta F_{as} = \frac{4FGa^2.La}{2g\rho^2De}$ $= 0,00185 \text{ ft}$ $\Delta F_p = \frac{\Delta F_{as} \times \rho}{144}$ $\Delta F_p = \frac{0,0018 \times 66,875}{144}$ $= 0,000857 \text{ psi}$ <p>Memenuhi karna < 10 Psi</p>
--	--

10.3.4 Dekanter (D-3101)



Gambar 10.4 Aliran Dekanter

Nama alat : Dekanter

Fungsi : Memisahkan air dan etilen diklorida

Kondisi operasi; $P= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$T=30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$

Massa : $14735,78 \text{ kg/jam}$

ρ Campuran : $1022,250399 \text{ kg/m}^3$

μ Campuran : $0,98645468 \text{ Cp}$

$$Q = m / \rho$$

$$Q = \frac{14735,78 \text{ kg/jam}}{1022,250399 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 14,415 \text{ m}^3/\text{jam}$$

1. Menentukan Fase Terdispersi

Fase ringan

$$m_1 = 9127,76 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,535 \text{ kg/s}$$

$$\rho_1 = 999,294 \text{ kg/m}^3$$

$$62,386 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_1 = \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{9127,76 \text{ kg/jam}}{999,294 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9,134 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,00254 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,087 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \mu_1 &= 1,01 \text{ Cp} \\
 &= 0,00067 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0,00101 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Fase berat

$$\begin{aligned}
 m_2 &= 5608,02 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,5578 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_2 &= 1168,174 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 72,9291 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_2 &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{5608,02 \text{ kg/jam}}{1168,174 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 4,801 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,00133 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,04709323 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu_2 &= 0,894 \text{ Cp} \\
 &= 0,00061 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0,000896 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Dekanter

a. Menghitung waktu tinggal dalam dekanter

Dari Coulson, J. M. Hal. 444 waktu tinggal cairan yang baik dalam dekanter berkisar 2-5 menit.

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang } t &= 5 \text{ Menit} \\
 &= 0,083333333 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

b. menghitung volume dekanter

$$V_D = \frac{m_{\text{Feed}} \cdot t}{\rho_{\text{Feed}}}$$

$$V_d = \frac{14735,78 \times 0,0833 \text{ jam}}{1022,250}$$

$$V_d = 1,2012 \text{ m}^3$$

$$= 42,4222 \text{ ft}^3$$

Diberi faktor Keamanan volume 20%

$$V_d = 1,2012 \text{ m}^3 \times 1,2$$

$$= 1,442 \text{ m}^3$$

$$= 50,91 \text{ ft}^3$$

Direncanakan dekanter silinder Horizontal didesign dengan perbandingan $H= 2D$

Tutup berbentuk torispherical dished head Dengan :

$$V_T = 0.000049 \cdot D_i^3 \text{ (Pers. 5.11, Brownell hal 88)}$$

Keterangan :

V_T = volume torispherical head (ft^3)

D_i = diameter volume tangki

Sehingga:

Volume decanter = Volume silinder + volume tutup

$$V_d = V_s + V_t$$

$$V_d = V_s + 2 V_h$$

$$V_d = \frac{1}{4}\pi D_i^2 L + (2(0,000049 (D_i^3)))$$

$$50,916 = D_i^3 \times 1,570$$

$$D^3 = 32,423$$

$$D = \sqrt[3]{32,423}$$

$$D = 10,808 \text{ ft}$$

$$= 425,495 \text{ in}$$

$$= 3,296 \text{ m}$$

$$H = 2D$$

$$H = 2 \times 10,808 \text{ ft}$$

$$H = 21,615 \text{ ft}$$

$$= 850,990 \text{ in}$$

$$= 6,593 \text{ m}$$

c. Ketinggian Cairan(h)

Rule Of Tthumb dari ketinggian cairan pada decanter ialah 0,9 (McCabe 1993)

$$h = 0,9 \times D$$

$$h = 0,9 \times 10,808 \text{ ft}$$

$$h = 9,727 \text{ ft}$$

$$= 382,946 \text{ in}$$

$$= 2,967 \text{ m}$$

3. Menentukan Tebal dekanter

Mencari tekanan Hidrostatik:

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = 1022,25 \text{ kg/m}^3 \times 9,80 \text{ m/s}^2 \times 2,967 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 29720,435 \text{ N/m}^2$$

$$= 4,3095 \text{ Psia}$$

$$= 0,293 \text{ atm}$$

Tekanan design

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

$$P = 14,7 \text{ psi} + 4,3095 \text{ Psi}$$

$$P = 19,009 \text{ Psi}$$

Tebal dinding dekanter, t_d

$$t_r = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

- Tekanan desain, P_d : 19,009 Psi
- Jari-jari, R : 212,748 in
- *Allowable stress*, S : 13885,6768 Psi (Walas, Tabel 18.4)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Lama tahun digunakan : 10 tahun

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Specified minimum tensile strength	For temperatures not exceeding °F.										
				-20 to 100	200	400	700	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
SA-240	304	18 Cr-8 Ni	75,000	18,700	15,600	12,900	11,000	10,100	9,700	8,800	6,000	3,700	2,300	1,400
SA-240	304L	18 Cr-8 Ni	70,000	15,600	13,300	10,000	9,300							
SA-240	310S	25 Cr-20 Ni	75,000	18,700	16,900	14,900	12,700	11,600	9,800	5,000	2,500	700	300	200
SA-240	316	16 Cr-12 Ni-2 Mo	75,000	18,700	16,100	13,300	11,300	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,200	1,700
SA-240	410	13 Cr	65,000	16,200	15,400	14,400	13,100	10,400	6,400	2,900	1,000			

Maka,

$$t_r = \frac{19,009 \text{ Psi} \times 212,748 \text{ in}}{(13885,6768 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 19,009 \text{ Psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,363 \text{ in}$$

$$= 0,009 \text{ m}$$


$$= 9,220 \text{ mm}$$

10.4 Kesimpulan Hasil Rancangan

Hasil rancangan peralatan proses pabrik EDC, terhadap Reaktor *fluidized bed*, Pompa, Heat Exchanger Double Pipe, dekanter didapat dimensi sebagai berikut:


1. Reaktor *fluidized bed*

Tabel 10.1 Spesifikasi Reaktor *Fluidized Bed*(R-2701)

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor <i>fluidized bed</i>
Kode	R-2701
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat mereaksikan etilen, asam klorida, dan oksigen menjadi etilen diklorida
Sifat bahan	Korosif, volatil
Fasa bahan	Gas
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Gambar	
BahanKonstruksi	<i>Hight Alloy Steel type 316</i>
Temperatur	220 ^o C
Tekanan	2,5 atm
Volume reaktor	152,70 m ³
Diameter dalam	4,734 m
Diameter luar	4,753 m
Tinggi Silinder (H _s)	9,468 m
Tebal dinding reaktor (T _s)	9,370 mm
Tebal tutup reaktor (Te)	9,353 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> (H _e)	1,184 m
Tinggi Total	9,468 m
Tinggi jaket	7,247 m
Tebal jaket	10,051 mm

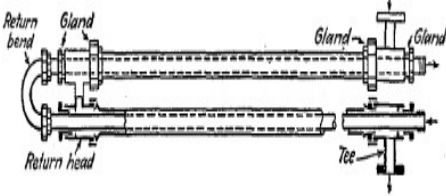
2. Dekanter (D-3101)

Tabel 10.2 Spesifikasi Dekanter (D-3101)

SPESIFIKASI	
Nama	Dekanter
Kode	D-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai alat pemisah EDC dan air
Sifat bahan	volatil, korosif
Fasa bahan yang di filter	cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Konstruksi	SA-240
Volume	50,91 ft ³
Panjang	6,59 m
Diameter	3,29 m
Tebal Shell	9,22 mm
Efisiensi	95%

3. Heater (HE-3304)

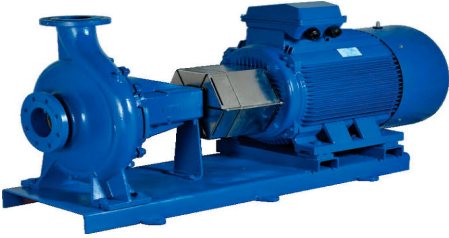
Tabel 10.3 Spesifikasi Heater(HE-3304)

SPESIFIKASI	
Nama	Heater
Kode	HE-3304
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menaikkan suhu EDC dan air dari 25 ke 83,80 °C sebelum dimasukkan ke kolom destilasi.
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Gambar	

Annulus	
Panjang Pipa (L)	10,91 ft
Jumlah hairpin (n)	1 buah
Pressure drop (ΔP_s)	0,0001 psi
Inner Pipe	
Pressure drop (ΔP_t)	0,000085 psi

4. Pompa (P-1501)

Tabel 10.3 Spesifikasi Pompa(P-1501)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa HCl 33%
Kode	P-1501
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan HCl 33% ke dalam Heater
Sifat bahan	Korosif, volatil
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Centrifugal pump
Laju alir volumetrik	0,8542 gal/s
Ukuran pipa	3 in sch 80
OD	3,5 in
ID	2,9 in
Daya	0,25215 HP

BAB XI

KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab–bab sebelumnya pada pra rancangan pabrik Etilen diklorida dari Etilen, dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pra Rancangan Pabrik Etilen diklorida dari Etilen dengan Kapasitas Produksi 37.000 ton/tahun, direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka Pabrik Etilen diklorida dari Etilen dengan Kapasitas Produksi 37.000 ton/tahun, layak didirikan di Kota Cilegon, Provinsi Banten, berdasarkan ketersediaan bahan baku dari Chandra Asri *Petrochemical* dan Asahimas *Chemical* yang ada di Kota Cilegon Provinsi Banten.
3. Pra Rancangan Pabrik Etilen Diklorida dari Etilen merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 103 orang yang terdiri dari 77 karyawan *shift* dan 26 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka Pabrik Etilen diklorida dari Etilen ini layak didirikan dengan :

- *Fixed Capital Investment (FCI)* = Rp. 399.493.947.019
- *Working Capital Investment (WCI)* = Rp 70.498.931.827
- *Total Capital Investment (TCI)* = Rp. 469.992.878.846
- *Total Production Cost (TPC)* = Rp 772.349.558.099
- *Total Sales (TS)* = Rp 1.218.380.400.000
- *Rate of Return (ROR)* = 83,04 %.
- *Pay of Time (POT)* = 1 tahun, 11 bulan
- *Break Event Point (BEP)* = 39,86%

11.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan dari analisa ekonomi yang telah dilakukan pabrik Etilen diklorida dari Etilen ini layak untuk didirikan. Untuk itu disarankan kepada pengurus dan pemilik modal untuk dapat mempertimbangkan dan mengkaji ulang tentang pendirian pabrik Etilen diklorida dari Etilen.

DAFTAR PUSTAKA

- Backharut, J.R. , and Harker, J. H., “Process Plant Design”, 1973, Heinemann Educational Books, London.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2017. Dalam Angka. Katalog BPS: 1102001.13.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, *An Introduction to Chemical Engineering*, Allyn and Bacon Inc., Massachusetts.
- Kern,D.Q . 1983. *Process Heat Transfer. McGraw-Hill Book co*
- Material Safety Data Sheet Asam Klorida, 2014. Diakses tanggal 23 Februari 2018. (Sciencelab.com).
- Material Safety Data Sheet *Chlorin*, 2013. Diakses tanggal 23 Februari 2018. (Sciencelab.com).
- Material Safety Data Sheet *Ethylene*, 2016. Diakses tanggal 23 Februari 2018. (Sciencelab.com).
- Material Safety Data Sheet *Ethylene Dichloride*, 2016. Diakses tanggal 23 Februari 2018. (Sciencelab.com).
- Material Safety Data Sheet *Trichloroethane*, 2013. Diakses tanggal 23 Februari 2018. (Sciencelab.com).
- McCabe, dkk.1993. *Unit Operations of Chemical Engineering fifth Edition.McGraw-Hill Book co.*
- Ness, Smith Van. 1996 . *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*
- Office of Air Quality Planning And StandardsResearch Triangle Park, NC 27711
“*Locating And Estimating Air Emissions From Sources Of Ethylene Dichloride*” United States, 1984.
- Othmer, Kirk, 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4 ed., vol. 6,8, John Wiley & Sons Inc., New York.
- Petter’s. 1991 .*Plant Design and Economics For Chemical Engineer 4th Ed*
- Perry, Robert H. 1997. *Perry’s Chemical Engineer’s. McGraw-Hill Book co.*
- PT. Chandra Asri Petrochemical TBK, “ *Public Expose* “Cilegon, 2017.

T. Severino and Teanech, N.J. "*Process For Chlorination Of Ethylene*", U.S. Patent 4.172.099, October 23, 1979.

Walas, Stanley M, 1990. *Chemical Process Equipment*

W. Ronald, et.al, "*Catalytic Process For Ethylene Dichloride*" U.S. Patent 4.814.527, March 21, 1989.

www.sciencelab.com diakses pada tahun 2024

www.webnisthandbook.com diakses tahun 2024

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

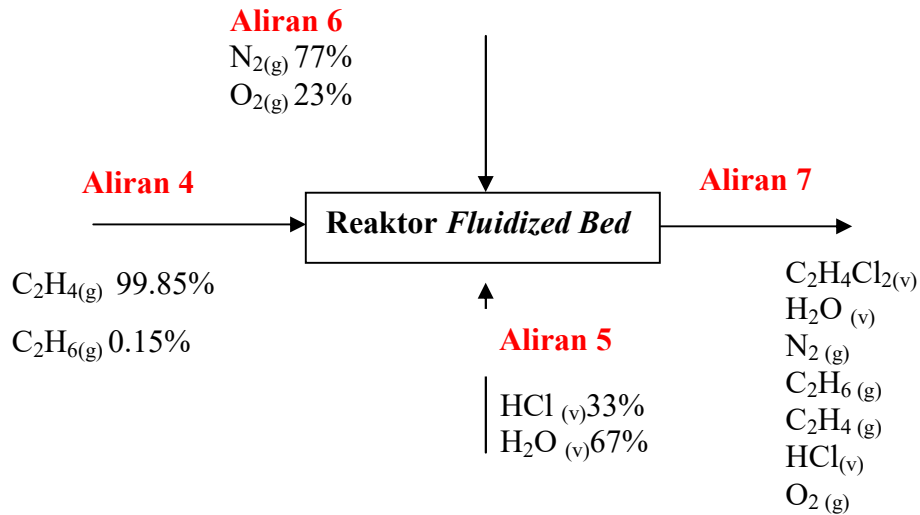
$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas massaproduksi} &= 37.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 37.0000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1\text{tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \\
 &= 5138.89 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kapasitas mol produksi} &= \frac{5138.89 \text{ kg/jam}}{99 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 51.91 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Operasi Pabrik} &= 300 \text{ hari} \\
 \text{Basis Perhitungan} &= 100 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Kapasitas produksi basis} &= 51.91 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Faktor pengali} &= \frac{\text{kapasitassebenarnya}}{\text{kapasitasbasis}} \\
 &= \frac{51.91 \text{ kmol/jam}}{92.0525 \text{ kmol/jam}} \\
 &= 0.5638
 \end{aligned}$$

Maka, untuk memproduksi EDC dari Etilen dengan kapasitas 37.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan Baku Etilen} &= \text{Basis perhitungan} \times \text{faktor pengali} \\
 &= 100 \text{ kmol} \times 0.5638 \\
 &= 56.3895 \text{ kmol/jam} \\
 &= 56.3895 \text{ kmol/jam} \times 28 \text{ kmol/kg} \\
 &= 1.578,907 \text{ kg/jam} \\
 &= 13.831,21656 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

1. Reaktor *Fluidized Bed* (R-2801)

Fungsi : Tempat mereaksikan Etilen dengan asam klorida, air, dan Oksigen



Kondisi Operasi :

Temperatur (T) : 220 °C

Tekanan (P) : 2,5 atm

Waktu tinggal (τ) : 25 s

Konversi : 99,76 % (Patent Number:5,600,043)

TABLE 5

EXPERIMENT NUMBER	CONTROL TEMP (°C.)	HCl C ₂ H ₄ RATIO	CONTACT TIME (sec)	C ₂ H ₄ cnv (%)	HCl cnv (%)	C ₂ H ₄ eff (%)	HCl eff (%)	EDC PURITY (wt %)
#3-	210.0	1.946	25.938	98.38	99.08	95.56	98.21	99.26
#2-	214.7	1.949	25.689	99.09	98.99	95.43	97.93	99.12
#1-	220.2	1.947	25.403	99.53	98.89	95.02	97.62	98.93
#6-	201.9	1.993	26.484	98.23	98.05	96.63	97.62	98.93
#5-	213.4	1.993	25.857	99.57	98.54	97.26	97.76	99.33
#4-	219.5	1.993	25.537	99.76	98.50	97.19	97.55	99.18
#7-	220.3	1.909	25.292	98.68	99.30	92.80	97.23	98.31
#8-	225.0	1.918	25.052	99.26	99.03	92.65	96.60	98.02
#9-	230.1	1.898	24.785	98.51	98.62	91.60	96.53	98.28

➤ **Input**

• **Aliran 4**

– C₂H₄ 99.85%

Massa C₂H₄ yang beraksi di reaktor *Fluidized Bed*

$$\text{Mol C}_2\text{H}_4 = 56,3895 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_2\text{H}_4 &= \text{Mol} \times \text{Mr} = 56,3895 \text{ kmol/jam} \times 28 \text{ kmol/kg} \\ &= 1.578,907 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

– C₂H₆ 0.15%

$$\text{Massa C}_2\text{H}_6 = \frac{0,15 \%}{99,85 \%} \times 1.578,907 \text{ kg/jam} = 2,3719 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol C}_2\text{H}_6 = \frac{2,3719 \text{ kg/jam}}{30 \text{ kmol/kg}} = 0,0791 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah massa di aliran 1} &= 1.578,907 \text{ kg/jam} + 2,3719 \text{ kg/jam} \\ &= 1.581,2789 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

• **Aliran 5**

– HCl 33 %

Untuk mereaksikan 1 mol C₂H₄ membutuhkan 2 mol HCl, maka mol HCl yang beraksi di reaktor *Fluidized Bed*

$$\text{Mol HCl} = 2 \times 56,3895 \text{ kmol/jam} = 112,779 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl} &= 112,779 \text{ kmol/jam} \times 36,5 \text{ kmol/kg} \\ &= 4.116,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

– H₂O 67%

$$\text{Massa H}_2\text{O} = \frac{67\%}{33 \%} \times 4.116,44 \text{ kg/jam} = 8.357,61 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \frac{8.357,61 \text{ kg/jam}}{18 \text{ kmol/kg}} = 464,31 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah massa di aliran 2} &= 4.116,44 \text{ kg/jam} + 8.357,61 \text{ kg/jam} \\ &= 12.474,05 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

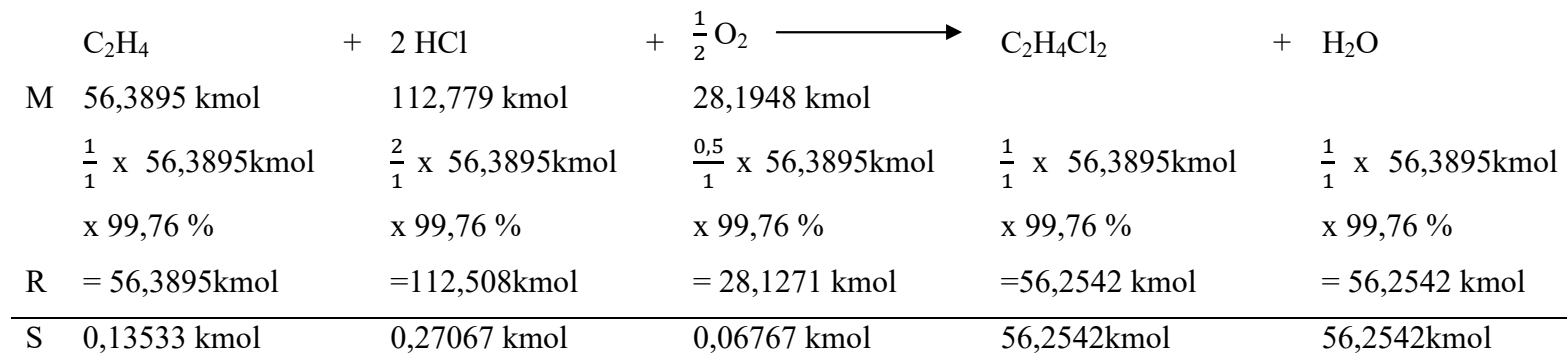
• **Aliran 6**

– O₂ 23%

Untuk mereaksikan 1 mol C₂H₄ membutuhkan 0,5 mol O₂, maka mol O₂ yang beraksi di reaktor *Fluidized Bed*

$$\begin{aligned} \text{Mol O}_2 &= 0,5 \times 56,3895 \text{ kmol/jam} = 28,1948 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa O}_2 &= 28,1948 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kmol/kg} = 902,2324 \text{ kg/jam} \\ - \text{ N}_2 79\% \\ \text{Massa N}_2 &= \frac{77\%}{23\%} \times 902,2324 \text{ kg/jam} = 3020,52 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol N}_2 &= \frac{3020,52 \text{ kg/jam}}{28 \text{ kmol/kg}} = 107,88 \text{ kmol/jam} \\ \text{Jumlah massa di aliran 3} &= 902,2324 \text{ kg/jam} + 3020,52 \text{ kg/jam} \\ &= 3.922,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

– Reaksi Pembentukan EDC



- **Aliran 7**

Hasil reaksi : massa = mol x BM

$$\text{C}_2\text{H}_4 \text{ sisa} = 0,13533 \text{ kmol/jam} \times 28 \text{ kmol/kg} = 3,78938 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl sisa} = 0,27067 \text{ kmol/jam} \times 36,5 \text{ kmol/kg} = 9,879445 \text{ kg/jam}$$

$$\text{O}_2 \text{ sisa} = 0,067667 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kmol/kg} = 2,166358 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \text{ Terbentuk} = 56,2542 \text{ kmol/jam} \times 99 \text{ kmol/kg} = 5.569,17 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} = 520,57 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kmol/kg} = 9.370,19 \text{ kg/jam}$$

Massa komponen yang tidak bereaksi

$$\text{C}_2\text{H}_6 = 2,37 \text{ kg/jam}$$

$$\text{N}_2 = 3.020,52 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 9.370,19 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah massa H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O hasil reaksi} + \text{H}_2\text{O yang tidak bereaksi}$$

$$= 56,25419231 \text{ kg/jam} + 9.370,19 \text{ kg/jam}$$

$$= 9.426,44419 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah massa di aliran 7} = 3,78938 \text{ kg/jam} + 2,37 \text{ kg/jam} + 9,87945 \text{ kg/jam}$$

$$+ 9.370,19 \text{ kg/jam} + 2,16536 \text{ kg/jam} + 3.020,52$$

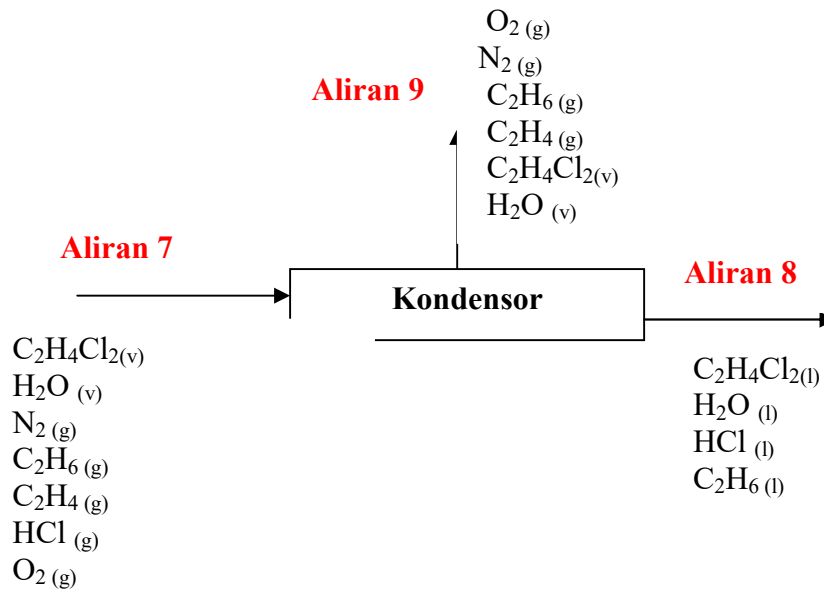
$$\text{kg/jam} + 5.569,17 \text{ kg/jam} = 17.978,1 \text{ Kg/jam}$$

Tabel LA.1. Neraca Massa Reaktor *Fluidized Bed* (R-2801)

Komponen	BM	Masuk						keluar	
		aliran 4		aliran 5		aliran 6		aliran 7	
		n (Kmol)	Massa (kg)	n (kmol)	Massa (kg)	n (kmol)	Massa (kg)	n (kmol)	Massa (kg)
C ₂ H ₄	28	56,3895	1.578,907					0,1353	3,7894
C ₂ H ₆	30	0,0791	2,37					0,0791	2,3719
HCl	36,5			112,779	4.116,44			0,2707	9,8795
H ₂ O	18			464,31	8.357,61			520,57	9.370,19
O ₂	32					28,1948	902,2324	0,0677	2,1654
N ₂	28					107,88	3020,52	107,88	3.020,52
C ₂ H ₄ Cl ₂	99							56,2542	5.569,17
Sub Total			1.581,279		12.474		3922,75		17.978,1
Total		17.978,08						17.978,08	

2. Kondensor (E-2201)

Fungsi : memisahkan fraksi gas dan fraksi liquid



Kondisi Operasi :

Tekanan (P) : 1 atm
 Temperatur umpan masuk (T_1) : 220 °C
 Temperatur umpan keluar (T_2) : 30°C

➤ INPUT

- Aliran 7

Tabel LA.2. Komponen Masuk Kondensor

Komponen	BM	n (kmol)	Massa (kg)
C ₂ H ₄	28	0,13533	3,7894
C ₂ H ₆	30	0,08	2,37
HCl	36,5	0,2707	9,87945
H ₂ O	18	520,57	9370,19
O ₂	32	0,0677	2,1654
N ₂	28	107,88	3020,52
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	56,2542	5569,17
Total		685,2585	17978,1

Untuk mengetahui kondisi campuran yang menguap menuju Kondensor dapat dihitung menggunakan persamaan tekanan uap jenuh :

Tabel LA.3. Konstanta Antoine

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄ Cl ₂	7.0253	1271.25	222.94
H ₂ O	8.14019	1810.94	233.426
N ₂	7.93878	330.16	277.196
C ₂ H ₆	6.83452	663.7	256.47
C ₂ H ₄	6.74756	585	255
HCl	7.16761	744.49	258.7
O ₂	6.69147	319.0117	266.7

Persamaan antoine :

$$\text{Log}P_{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C} \dots\dots\dots(\text{Yaws, L Carl, 2008})$$

Dengan :

- Psat : Tekanan uap jenuh (mmHg)
- T : Suhu (°C)
- A, B, C : konstanta

Nilai konstanta kesetimbangan K dihitung dengan persamaan :

$$K = P_{\text{sat}}/P \dots\dots\dots(\text{Van Ness})$$

Dengan:

- K : Konstanta kesetimbangan fase uap-cair
- Psat : Tekanan uap jenuh (mmHg)
- P : Tekanan total (mmHg)

Trial fraksi uap aliran keluar kondensor parsial sampai komposisi uapnya = 1

$$\sum \frac{K_i z_i}{[1+(k_i-1)\left(\frac{V}{F}\right)]} = 1$$

Dengan:

- k_i = Konstanta kesetimbangan uap cair komponen i
- z_i = Fraksi mol komponen i

V/F = Fraksi uap aliran keluar

Mol komponen gas = $Y_i \times \left(\frac{V}{f}\right) \times \text{Total mol komponen}$

Mol komponen cair = $X_i \times \left(1 - \frac{v}{f}\right) \times \text{Total mol komponen}$

– KO Drum

Temperature (T) = 30°C

Tekanan (P) = 760 mmHg

Dari trial didapat V/F = 0,1796

Tabel LA.4. Tekanan Uap Komponen

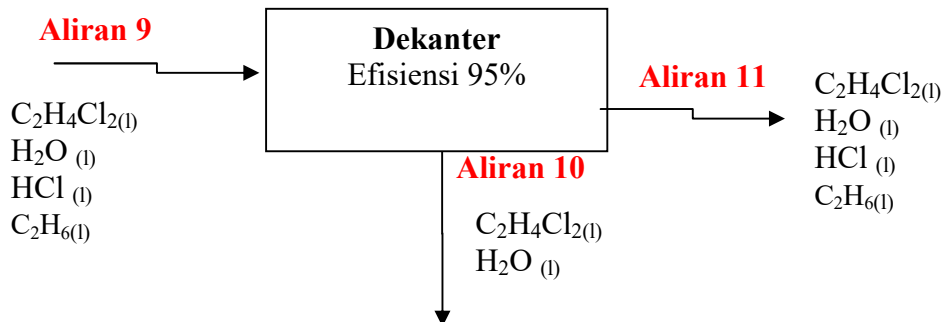
komponen	kmol/jam	Zi	log P	Pi (mmhg)	Ki (Pi/Pt)	Yi	Xi	Top (kmol)	Top (kg)	Bottom (kmol)	Bottom (kg)
C ₂ H ₄ Cl ₂	56,25	0,082	1,9994	99,8630	0,13	0,010	0,10	1,58	156,54	54,7	5412,626
N ₂	107,8756	0,157	6,864026	7311836	9621	0,87	0,0001	107,82	3019,09	0,05	1,426
C ₂ H ₆	0,08	0,0001	4,5177	32938,06	43,34	0,001	0,00001	0,07	2,15	0,008	0,225
C ₂ H ₄	0,14	0,0002	4,6949	49536,85	65,18	0,001	0,00002	0,13	3,5	0,009	0,247
HCl	0,27	0,0004	4,5888	38801,02	51,05	0,002	0,00004	0,25	9,07	0,022	0,807
H ₂ O	520,57	0,760	1,2656	18,4341	0,024	0,0220	0,92	2,76	49,76	517,80	9320,43
O ₂	0,07	0,0001	5,6163	413304,8	544	0,0001	0,000001	0,07	2,15	0,001	0,018
Total	685,2485	1				1	1		3242,30		14735,78

Tabel LA.5. Neraca Massa Kondensor (E-2201)

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		Aliran 7		aliran 8		aliran 9	
		n (kmol)	Massa (kg)	n (kmol)	Massa (kg)	n (kmol)	Massa (kg)
C ₂ H ₄	28	0,14	3,79	0,13	3,54	0,01	0,25
C ₂ H ₆	30	0,08	2,37	0,07	2,15	0,01	0,23
HCl	36,5	0,27	9,88	0,25	9,07	0,02	0,81
H ₂ O	18	520,57	9.370,19	2,76	49,76	517,80	9.320,43
O ₂	32	0,07	2,17	0,07	2,15	0,00	0,02
N ₂	28	107,88	3.020,52	107,82	3.019,09	0,05	1,43
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	56,25	5569,17	1,58	156,54	54,67	5.412,63
sub total		17.978,1		3.242,3		14.735,8	
Total		17.978,1		17.978,1			

3. Dekanter (D-3101)

Fungsi : Untuk memisahkan fasa cair EDC dan air berdasarkan perbedaan berat jenis



Kondisi Operasi :

Tekanan (P) : 1 atm

Temperatur(T): 25°C

Neraca massa Total

Konversi 95%

$$F9 = F10 + F11$$

Karena Massa komponen HCl, C₂H₆, C₂H₄, N₂, dan O₂ Jauh lebih kecil dari massa air maka di asumsikan komponen tersebut larut sepenuhnya dalam air.

Aliran Keluar

Aliran 11 (Fase Ringan)

$$\text{H}_2\text{O} = 9.320,43 \text{ kg/jam} \times 95\% = 8.854,4069 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 = 5412,63 \text{ kg/jam} \times 5\% = 270,6313 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl} = 0,81 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6 = 0,23 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4 = 0,25 \text{ kg/jam}$$

$$\text{N}_2 = 1,43 \text{ kg/jam}$$

$$\text{O}_2 = 0,02 \text{ kg/jam}$$

Aliran 10 (Fase Berat)

$$\text{H}_2\text{O} = 9.320,43 \text{ kg/jam} - 8.854,4069 \text{ kg/jam} = 466,02 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 = 5.412,63 \text{ kg/jam} - 270,6313 \text{ kg/jam} = 5.141,99 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas EDC} = 1.253 \text{ kg/m}^3$$

➤ **INPUT**

• **Aliran 9**

Tabel LA.6. Komponen Masuk Dekanter

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	kmol	Fraksi Mol	ρ (kg/m ³)	$x \cdot \rho$	μ (cP)	$\mu \cdot x$
C ₂ H ₄	0,25	28	0,01	0,0000154	1,18	0,0000182	0,1611	0,00000248
C ₂ H ₆	0,23	30	0,01	0,0000131	2,503	0,0000328	0,0094	0,00000012
HCl	0,81	36,5	0,02	0,0000386	1490	0,0575604	1,99	0,00007688
H ₂ O	9.320,43	18	517,80	0,9043550	998	902,5463279	1,002	0,90616375
O ₂	0,02	32	0,00	0,0000010	1,292	0,0000013	0,0205	0,00000002
N ₂	1,43	28	0,05	0,0000889	1,13	0,0001005	0,0178	0,00000158
C ₂ H ₄ Cl ₂	5412,63	99	54,67	0,0954879	1253	119,6463580	0,84	0,08020985
Total	14.735,78		572,56	1,0000000	3747,105	1.022,2503990	4,0408	0,98645468

$$\rho \text{ Campuran} = 1022,2504 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ Campuran} = 0,9865 \text{ Cp}$$

Aliran 11 Produk bagian atas (Fase ringan)

Tabel LA.7. Produk bagian atas

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Kmol	Fraaksi Mol	ρ (kg/m ³)	x. ρ	μ (cP)	$\mu \cdot x$
C ₂ H ₄	0,25	28	0,01	0,0000178	1,18	0,0000210	0,1611	0,00000287
C ₂ H ₆	0,23	30	0,01	0,0000152	2,503	0,0000380	0,0094	0,00000014
HCl	0,81	36,5	0,02	0,0000447	1490	0,0666155	1,99	0,00008897
H ₂ O	8.854,41	18	491,91	0,9942928	998	992,3041805	1,002	0,99628135
O ₂	0,02	32	0,00	0,0000011	1,292	0,0000015	0,0205	0,00000002
N ₂	1,43	28	0,05	0,0001029	1,13	0,0001163	0,0178	0,00000183
C ₂ H ₄ Cl ₂	270,63	99	2,73	0,0055255	1253	6,9234283	0,84	0,00464140
Total	9.127,76		494,74	1,0000000	3.747,105	999,2944011	4,0408	1,00101660

$$\rho \text{ Campuran} = 999,29 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ Campuran} = 1,001 \text{ Cp}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{9127,76}{999,2944} = 9,1342 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- **Aliran 10 Produk Bagian Bawah (Aliran 8)**

Tabel LA.8. Komponen Masuk Dekanter

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	kmol	Fraaksi Mol	ρ (kg/m ³)	x. ρ	μ (cP)	$\mu \cdot x$
H ₂ O	466,02	18	25,89	0,333	998	331,986	1,002	0,333
C ₂ H ₄ Cl ₂	5141,99	99	51,94	0,667	1253	836,188	0,84	0,561
Total	5608,02		77,83	1,000	2251	1.168,174	1,842	0,894

$$\rho \text{ Campuran} = 1168,1738 \text{ kg/m}^3$$

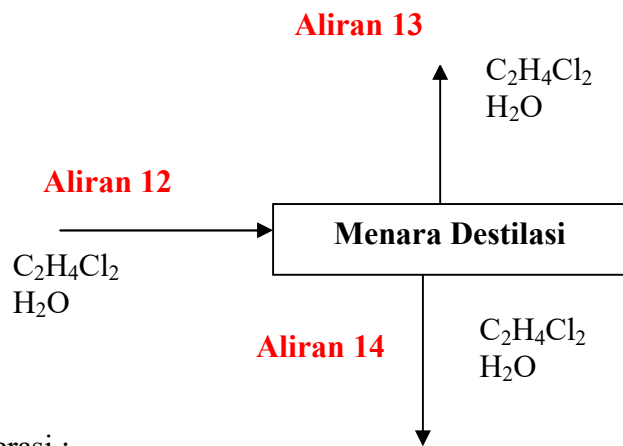
$$\mu \text{ Campuran} = 0,8939 \text{ Cp}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{5608,02}{1168,1738} = 4,80007 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel LA.9. Neraca Massa Dekanter (D-3101)

Komponen	Berat Molekul	Masuk		Keluar					
		Aliran 6		aliran 7			aliran 8		
		kmol	Kg	%	kmol	kg	%	kmol	kg
C ₂ H ₄	28	0,01	0,25	0,003	0,01	0,25	0,000	0,00	0,00
C ₂ H ₆	30	0,01	0,23	0,002	0,01	0,23	0,000	0,00	0,00
HCl	36,5	0,02	0,81	0,009	0,02	0,81	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	18	517,80	9.320,43	97,01	491,91	8.854,41	8,31	25,89	466,02
O ₂	32	0,00	0,02	0,000	0,00	0,02	0,0000	0,00	0,00
N ₂	28	0,05	1,43	0,016	0,05	1,43	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	54,67	5412,63	2,965	2,73	270,63	91,69	51,94	5141,99
sub total		14735,8		100	9127,8		100	5608,0	
total		14735,8		14735,8					

4. Menara Destilasi (MD-3401)



Kondisi Operasi :

Temperatur : 88,887°C

Tekanan : 1 atm

Diinginkan :

Kondisi top EDC 99,94% , air 0,06%

kondisi bottom, air 99,94%. EDC 0,06%

➤ **INPUT**

• **Aliran 12**

Tabel LA.10. Komponen Masuk Menara Destilasi (MD-3401)

komponen	Bm	kg/jam	kmol/jam
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	5.141,99	51,94
H ₂ O	18	466,02	25,89
Total		5.608,01	77,83

Tabel LA.11 Data antoine

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄ Cl ₂	7,0253	1.271,25	222,94
H ₂ O	8,07131	1.730,63	233,426

Persamaan antoine :

$$\text{Log}P_{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C} \dots\dots\dots(\text{Yaws, L Carl, 2008})$$

Dengan :

Psat : Tekanan uap jenuh (mmHg)

T : Suhu (°C)

A, B, C : konstanta

Untuk mendapatkan T operasi destilasi, dilakukan trial T pada tekanan 1 atm

– Penentuan Temperatur Operasi Distilasi

$$T_{\text{trial}} = 88,887 \text{ } ^\circ\text{C} = 362,0597 \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Tabel LA.12. Penentuan Temperatur Operasi Distilasi

komponen	Bm	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xi	ant A	ant B	ant C	log P	p	Ki=Pi/Pt	y=Ki.Xi
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	5.141,99	51,93934	0,667348423	7,0253	1271,25	222,94	2,9488	888,8226	1,168719	0,780
H ₂ O	18	466,02	25,89008	0,332651577	8,07131	1730,63	233,426	2,70191	503,392	0,662358	0,220
Total		5.608,016	77,82941	1							1,000

1. Neraca Massa Total

$$F = D + B$$

$$5.608,016 = D + B$$

2. Neraca Massa Komponen

a. Neraca Massa Komponen C₂H₄Cl₂

$$F = D + B$$

$$5141,99 = D + B$$

$$D = 5141,99 - B$$

$$5141,99 = 0,994D + 0,0006B$$

$$5141,99 = 0,9994 \times (5141,97 - B) + 0,0006B$$

$$5141,99 = 5138,90938 \cdot 0,9994B + 0,0006B$$

$$5141,99 = 5138,90938 \cdot 0,9934B$$

$$B = \frac{5141,99 - 5138,90938}{0,9934}$$

$$B = 3,10569433 \text{ Kg/jam}$$

$$D = 5141,99 - 3,10569433$$

$$D = 5138,89 \text{ kg/jam}$$

b. Neraca Massa Komponen H₂O

$$F = D + B$$

$$466,02 = D + B$$

$$B = 466,02 - D$$

$$466,02 = 0,0006D + 0,9994 B$$

$$466,02 = 0,0006D + 0,9994 \cdot (466,02 - D)$$

$$466,02 = 0,0006D + 465,740388 - 0,9994 D$$

$$0,28 = 0,0006 D - 0,9994 D$$

$$D = \frac{0,28}{0,9988}$$

$$D = 0,28136 \text{ kg/jam}$$

$$B = 466,02 - 0,28136$$

$$B = 465,74 \text{ kg/jam}$$

Penentuan temperature operasi destilat destilasi

Temperatur = 83,792 °C

Tekanan = 760 mmHg = 1 atm

Tabel LA.13 Penentuan temperature destilat

komponen	Bm	kg/jam	kmol/jam	Xi	ant A	ant B	ant C	log P	p	Ki=Pi/Pt	y=Ki.Xi
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	5138,89	51,908	0,999	7,0253	1271,25	222,94	2,881	759,975	0,9999665	0,999665
H ₂ O	18	0,281	0,016	0,0003	8,07131	1730,63	233,426	2,616	412,721	0,5430542	0,000163
total		5139,170	51,924	1							1,000

Penentuan Temperatur operasi bottom destilasi

Temperatur 99,987 °C

Tekanan = 760 mmHg = 1 atm

Tabel LA.14 Penentuan temperature Bottom

komponen	Bm	kg/jam	kmol/jam	xi	ant A	ant B	ant C	log P	p	Ki=Pi/Pt	y=Ki.Xi
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	3,106	0,0314	0,00121	7,0253	1271,25	222,94	3,088653	1226,458	1,6137607	0,001954
H ₂ O	18	465,74	25,87	0,9988	8,07131	1730,63	233,426	2,880662	759,7344	0,9996505	0,99844
Total		468,8457	25,905818	1							1,000

Tabel LA.15. Neraca Massa Distilasi

komponen	BM	Masuk			keluar					
		aliran 12			aliran 13 (distilat)			aliran 14 (bottom)		
		%	kmol	Kg	%	kmol	kg	%	kmol	kg
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	91,69	51,9393	5141,99	99,99	51,908	5138,89	0,66	0,03137	3,10569
H ₂ O	18	8,31	25,89	466,02	0,01	0,01563	0,28136	99,34	25,8744	465,74
Sub total		100		5608,02	100	51,9236	5139,17	100	25,9058	468,846
Total		5608,015996			5608,015996					

– Penentuan Jumlah Plate Distilasi

$$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$$

$$\alpha_v = \sqrt{\alpha_{LD} \cdot \alpha_{LW}}$$

Tabel LA.16. Perhitungan Menentukan α_i dan α_v

Komponen	α_i feed	α_i destilat	α_i bottom	α_v	LOG α_v
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,76448	1,841375	1,61432	1,7241165	0,23657
H ₂ O	1	1	1	1	0

Laju alir reflux dihitung dengan menggunakan metode underwood sebagai berikut.

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \times X_f}{\alpha_i - \theta} \dots\dots\dots(11.7-19)$$

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha_i \times X_{iD}}{\alpha_i - \theta} \dots\dots\dots(11.7-20)$$

q = 1,0 for feed at the boiling point

Feed $\theta = 1,1055056$ (dari goal seek)

Tabel LA.17 Perhitungan Menentukan Refluks Distilasi

Komponen	α_i feed	Xf	Xid	Xb	$(\alpha_i \cdot X_f)/(\alpha_i - \theta)$
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,76448	0,77994	0,99967	0,00195	2,088
H ₂ O	1	0,22033	0,00016	0,99844	-2,088
Total		1,00	1,00	1,00	0,000

- Distilat

$\theta = 1,1055056$ (dari goal seek)

Tabel LA.18 Perhitungan Menentukan Refluks Distilasi

Komponen	α_i destilat	Xf	Xid	Xb	$(\alpha_i \cdot X_d) / (\alpha_i - \theta)$
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,84137511	0,7799427	1,0000	0,001954	2,5014749772
H ₂ O	1	0,2203344	0,0002	0,998440	-0,0015495289
Total					2,4999254483

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha_i \cdot X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{m+1} = 2,499925$$

$$R_m = 1,499925$$

$$R = 1,5 R_m$$

$$R = 1,5 \times 1,499925 = 2,24989$$

$$R = \frac{L}{D}$$

$$L = D \times R$$

$$L = 51,908 \text{ kmol/jam} \times 2,24989$$

$$L = 116,8223 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L + D$$

$$V = 116,8223 \text{ kmol/jam} + 51,908 \text{ kmol/jam}$$

$$V = 168,7459 \text{ kmol/jam}$$

- Menentukan jumlah plat minimum, N_m

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LD}}{x_{HD}} \right) \cdot \left(\frac{x_{HW}}{x_{LW}} \right) \right]}{\log (\alpha_{L,av})} \dots\dots\dots \text{(Pers.4 - 7, Harker, hal 121)}$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \cdot \alpha_{LW}} \dots\dots\dots \text{(Pers.4 - 8, Harker, hal 121)}$$

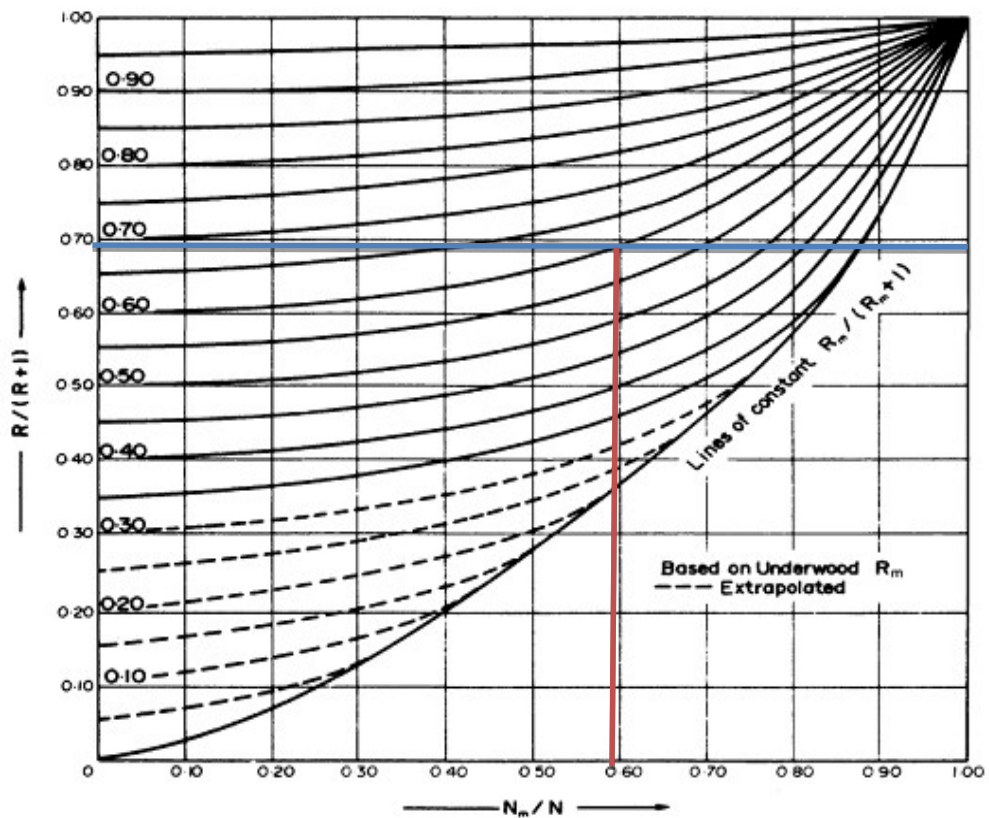
XLD	XHD	XHW	XLW	\acute{a} LD	\acute{a} LW	\acute{a} L av	log \acute{a} L av	Log (XLD/XHD) * (XHW/HLW)	Nmin
0,99967	0,0002	0,9984	0,00195	1,84	1,61	1,724117	0,2366	6,49474	27,4542

Diketahui:

$$\frac{R}{R+1} = \frac{2,24989}{2,249} = 0,6922971$$

$$\frac{Rm}{Rm+1} = \frac{1,499925}{1,499925+1} = 0,5999881$$

Sehingga, dapat dibaca nilai N_m/N pada Fig. 4-5, Harker, hal 122 yaitu sebagai berikut.



(Fig. 4-5, Harker, hal 122)

$$\frac{Nm}{N} = 0,61$$

$$N = \frac{Nm}{0,61} = \frac{27,4542}{0,61} = 45,7569$$

N = 46 plate

– menentukan FEED PLATE

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

XHD	XLF	XLW	XLD	W	D	log Ne/Ns	Ne/Ns
0,000163	0,78	0,001954	0,999665	25,91	51,92	0,40392575	2,53469522

$$\frac{N_e}{N_s} = 2,5346952$$

$$N_e = 2,5346952 \times N_s$$

$$N = N_e + N_s$$

$$46 = (2,5346952 \times N_s) + N_s$$

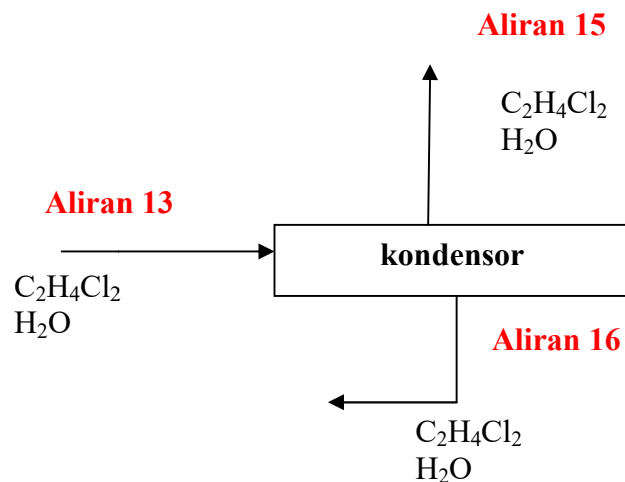
$$46 = 3,5347 N_s$$

$$N_s = 13 \text{ plate}$$

$$N_e = 33 \text{ plate}$$

5. Kondensor

Fungsi : Untuk mengkondensasi uap yang keluar dari produk atas kolom distilasi



Kondisi Operasi :

Temperatur : 83,8024 °C

Tekanan : 1 atm

Aliran 9 : Distilat keluar dari kolom distilasi

Aliran 11 : Produk

Aliran 12 : Produk uap refluks

Neraca Massa Total :

$$F = L + D \quad (\text{pers 11-11 hal 399, Coulson})$$

$$R = L/D$$

$$L = R \times D$$

$$R = 2,249888$$

$$F = L + D$$

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

$$F = 2,249888D + D$$

Diketahui distilat (D) dari tabel neraca massa distilasi (jumlah massa aliran 9)

$$D = 5139,17 \text{ kg/jam}$$

Maka,

$$F = 2,249888D + D$$

$$F = 2,249888 \times 5139,17 + 5139,17 \text{ kg/jam}$$

$$F = 16701,7 \text{ kg/jam}$$

$$L = R \times D$$

$$L = 2,249888 \times 5139,17 \text{ kg/jam} = 11562,6 \text{ kg/jam}$$

– Komposisi Distilat Kondensor

Tabel LA.19 Komposisi Distilat Kondensor

Komponen	Bm	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Yi
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	5138,8889	51,91	0,9999
H ₂ O	18	0,28136	0,02	5,4749E-05
Total		5139,17025	51,92	1

– Komposisi Feed (F) Kondensor

Tabel LA.20 Komposisi Feed (F) Kondensor

Komponen	Bm	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Yi
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	16700,814	168,70	0,9999
H ₂ O	18	0,914	0,05	5,47E-05
Total		16.701,729	168,75	1

- Komposisi Refluks (L)

Tabel LA.21 Komposisi Refluks (L) Kondensor

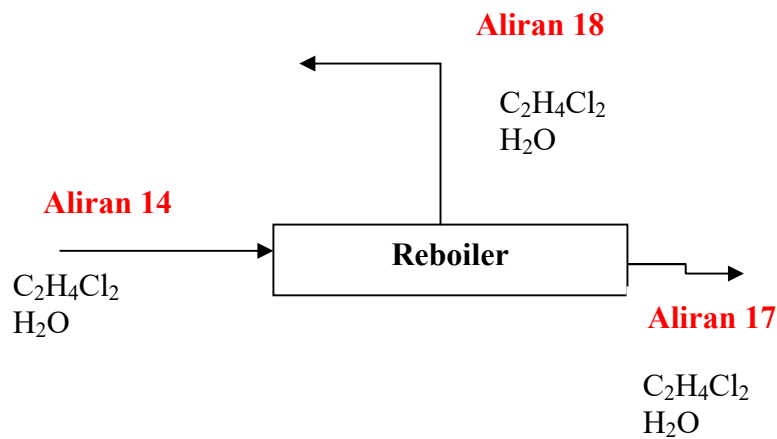
Komponen	Bm	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Yi
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	11561,92533	116,79	0,999945
H ₂ O	18	0,63304	0,04	5,47E-05
Total		11.562,55837	116,82	1

Tabel LA.22 Neraca Massa Kondensor

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)			
		Aliran 13		Aliran 15		Aliran 16	
		kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	16.700,81421	168,69509	5.138,69509	51,90797	11.561,92533	116,787
H ₂ O	18	0,91440	0,05080	0,028136	0,01563	0,63304	0,03517
Sub total		16.701,72862		5.139,17025	51,92360	11.562,55837	
Total		16.701,72862		16.701,72862			

6. Reboiler

Fungsi : memanaskan kembali bottom produk distilasi menuju kolom distilasi kembali



Kondisi Operasi :

Temperatur : 99,9768 °C

Tekanan : 1 atm

Aliran 14 : Produk bottom dari distilasi

Aliran 13 : Produk botom yang dikembalikan ke kolom distilasi (Refluks)

Aliran 14 : Produk bottom (ke limbah cair)

Persamaan 9-126 Treyball :

$$Q = \frac{L'' - L}{F}$$

Keterangan :

L' = kmol komponen trap out

L = kmol komponen refluks

F = kmol komponen feed

V = kmol feed kondensor

Diketahui :

$$F = 5608,0160 \text{ Kg/jam}$$

$$L = 11.562,55837 \text{ Kg/jam}$$

$$V = 16.701,72862 \text{ Kg/jam}$$

Umpan pada kondisi bubble point, maka $q = 1$

$$L' = F + L$$

$$L' = 5608,0160 \text{ Kg/jam} + 5608,0160 \text{ Kg/jam}$$

$$L' = 17.170,57 \text{ Kg/jam}$$

$$V' = F(q-1) + V$$

$$V' = 5608,0160 \text{ Kg/jam} (1-1) + 16.701,72862 \text{ Kg/jam}$$

$$V' = 16701,7 \text{ kg/jam}$$

$$B = L' - V'$$

$$B = 17.170,57 \text{ Kg/jam} - 16701,7 \text{ kg/jam}$$

$$B = 468,85 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.23. Komposisi Feed Reboiler(L')

Komponen	Bm	Massa	Mol	X
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	113,74	1,14889	0,006624
H ₂ O	18	17056,83	947,6019	0,993476
Total		17170,57		1

Tabel LA.24. Komposisi Bottom Reboiler (B)

Komponen	Bm	Massa	Mol	X
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	3,11	0,031371	0,006624
H ₂ O	18	465,74	25,87445	0,993376
Total		468,85		1

Tabel LA .25. Neraca Massa Reflux Reboiler (V')

Komponen	Bm	Massa	Mol	X
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	110,63	1,117519	0,006624
H ₂ O	18	16.591,09	921,7275	0,993376
Total		16.701,73		1

Tabel LA.26. Neraca Massa Reboiler

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)			
		Aliran 14		Aliran 17		Aliran 18	
		kg	kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	113,74009	1,14889	3,10569	0,03137	110,63439	1,11752
H ₂ O	18	17.056,83428	947,60190	465,74005	25,87445	16.591,09423	921,727
sub total		17.170,57436		468,84574		16.701,72862	
Total		17.170,57436		17.170,57436			

LAMPIRAN B

NERACA ENERGI

➤ Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q)

- Menggunakan data Cp dalam bentuk konstanta

$$Q = m C_p \Delta T \quad (\text{Himmelblau, Pers. 23.12, Hal. 693})$$

Data Cp konstanta dapat diperoleh dari Perry's Chemical Handbook Vol.7 hal 354.

➤ Persamaan yang digunakan untuk menghitung panas reaksi (Qr)

$$Q_R = -\Delta H_R \quad (\text{Himmelblau, Pers. 25.1, Hal.770})$$

$$- \Delta H_R = \Delta H_R^0 + (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan})$$

$$- \Delta H_R^0 = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

Nilai data ΔH_f dapat diperoleh dari Perry's *Chemical Engineers'* Ed. 8th hal 2-185 dan David M. Himmelblau Ed.5th hal 1049.

➤ Data Kapasitas Panas (Cp)

Kapasitas panas (Cp) untuk fase gas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3 dT$$

$$= \left[AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right]$$

$$= A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} (T_2^4 - T_1^4)$$

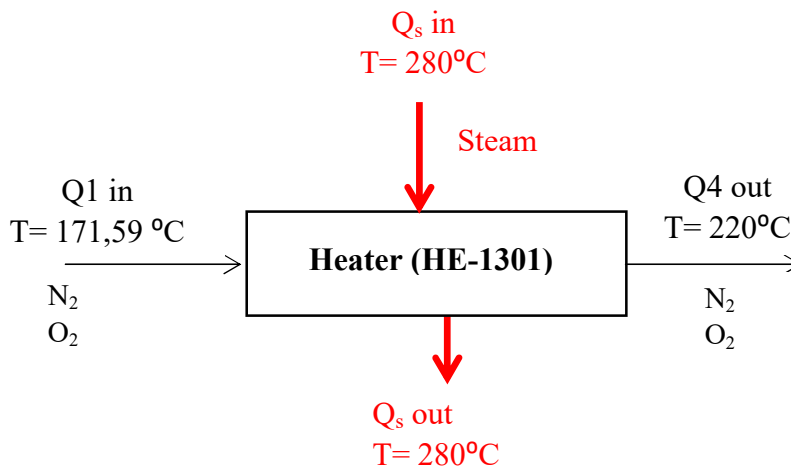
Tabel B.1 Nilai Kapasitas Panas Komponen Fasa Cair

Komponen	kapasitas panas (Cp) (J/mol)
C ₂ H ₄	125
C ₂ H ₆	170,3
HCl	74,1
H ₂ O	75,24
O ₂	97
N ₂	88,8
C ₂ H ₄ Cl ₂	129,2497

Tabel B.2 Nilai Kapasitas Panas Komponen Fasa Gas

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₄	3,806	0,1566	-0,00008348	1,755E-08
C ₂ H ₆	5,409	0,1781	-0,00006938	8,713E-09
HCl	28,998	0,001484	-0,00000574	7,972E-09
H ₂ O	32,24	0,001924	0,00001055	-3,596E-09
O ₂	28,11	-0,000003	0,00001746	-1,065E-08
N ₂	31,15	-0,01357	0,0000268	-1,168E-08
C ₂ H ₄ Cl ₂	43,8534	0,075366	0,00018309	-1,851E-07

1. Heater (HE-1301)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 220°C
- Tekanan : 2,5 atm
- T_{in} : 171,59 °C
- T_{out} : 220°C

➤ **Input**

- **Q_{1in}**

T_{in} = 171,5955°C (444,7455 K)

T_{ref} = 25 °C (298,15 K)

Tabel B.3 Energi Q_{1InHeater} (HE-1301)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	n (mol/jam)	∫ Cp.dt	ΔH (J/jam)	ΔH (KJ/jam)
N ₂	902,2324	28,1948	28194,7636	4395,2417	123922799,9	123922,7999
O ₂	3020,5173	107,8756	107875,6172	4285,4598	462296621,3	462296,6213
Total	3922,7497	136,0704	136070,3808		586219421,2	586219,4212

➤ **Output**

- **Q4 out**

$$T_{\text{out}} = 220 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (493,15 K)}$$

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

Tabel B.4Energi Q₄OutHeater (HE-1301)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	n (mol/jam)	∫ Cp.dt	ΔH (J/jam)	ΔH (KJ/jam)
N ₂	902,2324	28,1948	28194,7636	5888,5416	166026037,2	166026,0372
O ₂	3020,5173	107,8756	107875,6172	5712,3044	616218358,2	616218,3582
Total	3922,7497	136,0704	136070,3808		782244395,4	782244,3954

➤ **Beban Panas Heater**

$$\Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{s}} = \Delta Q_{\text{out}} \quad (\text{himmelblau, Pers 5.11, Hal 71})$$

$$\Delta H_{\text{s}} = \Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}}$$

$$\Delta H_{\text{s}} = 782244,3954 \text{ kJ/jam} - 586219,4212 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{s}} = 196024,97423 \text{ kJ/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam, pada steam tabel (*introduction chemical engineering thermodynamics sixth edition, J.M. Smith, van ness, H.C*) dengan kondisi :

$$T = 280^{\circ}\text{C}$$

$$P = 6420,2 \text{ kPa} = 63,3674 \text{ atm}$$

$$H_{\text{l}} = 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{\text{v}} = 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{\text{s}} = H_{\text{v}} - H_{\text{l}} = 1543,6 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung massa steam

$$M_{\text{s}} = \frac{\Delta H_{\text{s}}}{\lambda_{\text{s}}}$$

$$M_{\text{s}} = \frac{196024,97423 \text{ kJ/jam}}{1543,6 \text{ kJ/kg}}$$

$$M_{\text{s}} = 128,966 \text{ kg}$$

- Panas steam masuk

$$\Delta H_s \text{ in} = m \times H_v$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 128,966 \text{ kg} \times 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 358575,9644 \text{ kJ/jam}$$

- Panas steam keluar

$$\Delta H_s \text{ out} = m \times H_l$$

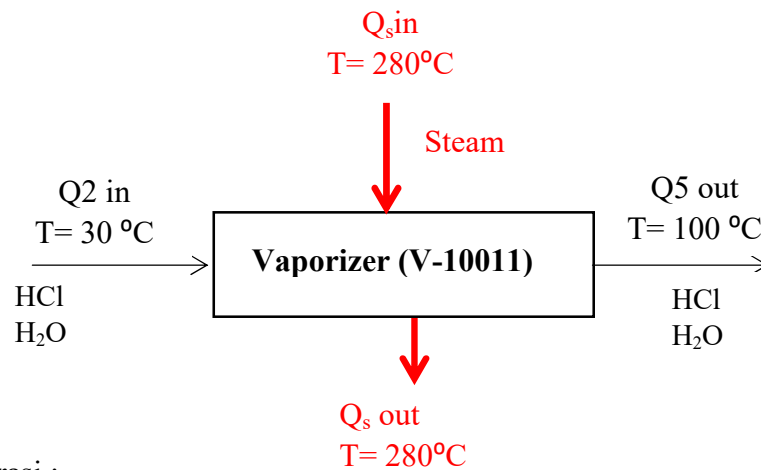
$$\Delta H_s \text{ out} = 128,966 \text{ kg} \times 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ out} = 159504,6586 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5.NeracaEnergiHeater (HE-1301)

aliran panas masuk (kJ/jam)		aliran panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	595329,871	ΔH_{out}	794401,177
$\Delta H_s \text{ in}$	358575,964	$\Delta H_s \text{ out}$	159504,659
Total	953905,835		953905,835

2. Vaporizer (V-10011)



KondisiOperasi :

- Temperatur : 100 °C
- Tekanan : 2,5 atm
- T_{in} : 30 °C
- T_{out} : 100 °C

➤ Input

- Q_{2in}

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.6 Energi Q_2 In Vaporizer (V-11001)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	n (mol)	Cp	ΔH (J/jam)	ΔH (Kj/jam)
H ₂ O	8487,496	471,527	471527,568	75,24	177388671,3	177388,67129
HCl	4180,408	114,531	114531,742	74,1	42434010,51	42434,0105
Total	12667,904	586,059	586059,310		219822681,8	219822,6818

➤ **Output**

- **Q5 out**

○ **Panas sensibel**

$$T_{out} = 100^{\circ}\text{C} \text{ (373,15 K)}$$

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

Tabel B.7 Panas sensibel Q_5 Out Vaporizer (V-11001)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	n (mol)	$\int Cp \cdot dt$	ΔH (J/jam)	ΔH (Kj/jam)
H ₂ O	8487,496	471,527569	471527,568	2545,622	1200331065	1200331,0652
HCl	4180,408	114,5317	114531,742	2186,397	250411869,9	250411,8699
Total	12667,904	586,0593	586059		1450742935	1450742,9351

➤ **Beban Panas Vaporizer**

$$\Delta H_{in} + \Delta H_s = \Delta Q_{out} \quad (\text{himmelblau, Pers 5.11, Hal 71})$$

$$\Delta H_s = \Delta Q - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H_s = 1450742,9351 \text{ kj/jam} - 219822,6818 \text{ kj/jam}$$

$$\Delta H_s = 1230920,2533 \text{ kj/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam, pada steam tabel (*introduction chemical engineering thermodynamics sixth edition, J.M. Smith, van ness, H.C*) dengan kondisi :

$$T = 280^{\circ}\text{C}$$

$$P = 6420,2 \text{ kPa} = 63,367374 \text{ atm}$$

$$H_l = 1236,8 \text{ kj/kg}$$

$$H_v = 2780,4 \text{ kj/kg}$$

$$\lambda_s = H_v - H_l = 1543,6 \text{ kj/kg}$$

- Menghitung massa steam

$$M_s = \frac{\Delta H_s}{\lambda_s}$$

$$M_s = \frac{1230920,2533 \text{ kJ/jam}}{1543,6 \text{ kJ/kg}}$$

$$M_s = 797,4347 \text{ kg}$$

- Panas steam masuk

$$\Delta H_s \text{ in} = m \times H_v$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 797,4347 \text{ kg} \times 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 2217187,5307 \text{ kJ/jam}$$

- Panas steam keluar

$$\Delta Q_s \text{ out} = m \times H_l$$

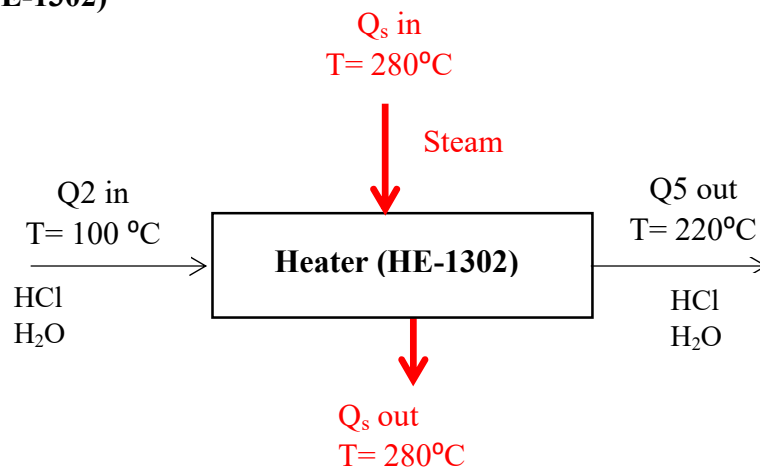
$$\Delta Q_s \text{ out} = 797,4347 \text{ kg} \times 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_s \text{ out} = 986267,2774 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.8. Neraca Energi Vaporizer (V-11001)

Aliran panas masuk (kJ/jam)		Aliran panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	219822,682	ΔH_{out}	1450742,935
$\Delta H_s \text{ in}$	2217187,531	$\Delta H_s \text{ out}$	986267,2774
Total	2437010,212		2437010,212

3. Heater (HE-1302)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 220°C
- Tekanan : 2,5 atm

$$T_{in} : 100^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} : 220^{\circ}\text{C}$$

➤ **Input**

- **Q_{2in}**

$$T_{in} = 100^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.9Energi Q_{2InHeater} (HE-1302)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	n (mol)	∫ Cp.dt	ΔH (J/jam)	ΔH (Kj/jam)
H ₂ O	8487,4962	471,5275685	471527,5685	2545,6222	1200331065	1200331,0652
HCl	4180,4086	114,5317	114531,7423	2186,3971	250411869,9	250411,8699
Total	12667,9048	586,0593	586059		1450742935	1450742,9351

➤ **Output**

- **Q_{5 out}**

○ **Panas sensibel**

$$T_{out} = 220^{\circ}\text{C} (493,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.10Panas sensibel Q_{5OutHeater} (HE-1302)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	n (mol)	∫ Cp.dt	ΔH (J/jam)	ΔH (Kj/jam)
H ₂ O	8487,4962	471,527569	471527,5685	6717,7314	3167595547	3167595,5469
HCl	4180,4086	114,5317	114531,7423	5692,4691	651968404,4	651968,4044
Total	12667,9048	586,0593	586059		3819563951	3819563,9514

➤ **BebanPanas Heater**

$$\Delta H_{in} + \Delta H_s = \Delta Q_{out} \quad (\text{himmelblau, Pers 5.11, Hal 71})$$

$$\Delta H_s = \Delta Q - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H_s = 3819563,9514 \text{ kJ/jam} - 1450742,9351 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_s = 2368821,0162 \text{ kJ/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam, pada steam tabel (*introduction chemical engineering thermodynamics sixth edition, J.M. Smith, van ness, H.C*) dengan kondisi :

$$T = 280^{\circ}\text{C}$$

$$P = 6420,2 \text{ kPa} = 63,367374 \text{ atm}$$

$$H_l = 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v = 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_s = H_v - H_l = 1543,6 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung massa steam

$$M_s = \frac{\Delta H_s}{\lambda_s}$$

$$M_s = \frac{2368821,0162 \text{ kJ/jam}}{1543,6 \text{ kJ/kg}}$$

$$M_s = 1534,6081 \text{ kg}$$

- Panas steam masuk

$$\Delta H_s \text{ in} = m \times H_v$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 1534,6081 \text{ kg} \times 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 4266824,2767 \text{ kJ/jam}$$

- Panas steam keluar

$$\Delta Q_s \text{ out} = m \times H_l$$

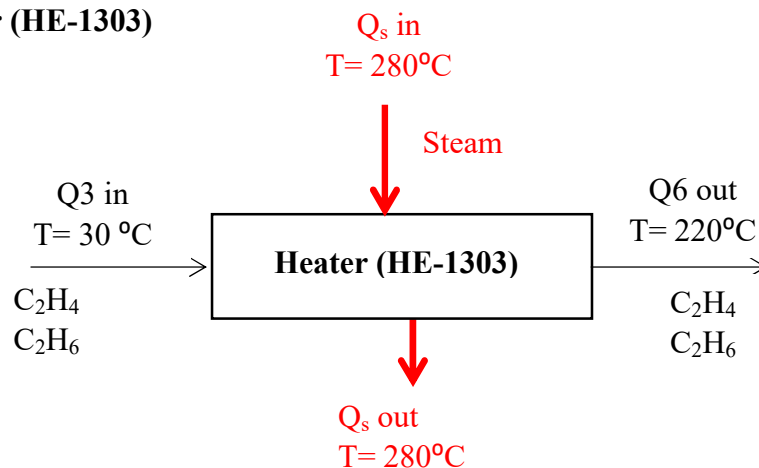
$$\Delta Q_s \text{ out} = 1534,6081 \text{ kg} \times 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta Q_s \text{ out} = 1898003,2605 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.11. Neraca Energi Heater (HE-1302)

Aliran panas masuk (kJ/jam)		Aliran panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	1450742935,129	ΔH_{out}	3819563,951
$\Delta H_s \text{ in}$	4266824,277	$\Delta H_s \text{ out}$	1898003,26
Total	1455009759,406		5717567,212

4. Heater (HE-1303)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 220°C
- Tekanan : 2,5 atm
- T_{in} : 30 °C
- T_{out} : 220°C

➤ **Input**

- Q_{3in}

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.12 Energi $Q_{3InHeater}$ (HE-1303)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	n (mol/jam)	$\int Cp \cdot dt$	ΔH (J/jam)	ΔH (KJ/jam)
C ₂ H ₄	1578,9068	56,3895	56389,52717	219,0940	12354605,1758	12354,6052
C ₂ H ₆	2,3719	0,0791	79,0639	264,600664	20920,3694	20,9204
Total	1581,2787	56,4686	56468,5911		12375525,5452	12375,5255

➤ **Output**

- Q_6 out

$$T_{out} = 220^{\circ}\text{C} (493,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.12 Energi $Q_6OutHeater$ (HE-1303)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	n (mol/jam)	$\int Cp \cdot dt$	ΔH (J/jam)	ΔH (KJ/jam)
C ₂ H ₄	1578,9068	56,3895	56389,52717	10449,1441	5,89E+08	589222,2946
C ₂ H ₆	2,3719	0,0791	79,0639	12746,4000	1007781	1007,7805
Total	1581,2787	56,4686	56468,5911		5,9E+08	590230,0751

➤ **Beban Panas Heater**

$$\Delta H_{in} + \Delta H_s = \Delta H_{out} \quad (\text{himmelblau, Pers 5.11, Hal 71})$$

$$\Delta H_s = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H_s = 590230,0751 \text{ kJ/jam} - 12375,5255 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_s = 577854,5496 \text{ kJ/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam, pada steam tabel (*introduction chemical*

engineering thermodynamics sixth edition, J.M. Smith, van ness, H.C) dengan kondisi :

$$T = 280^{\circ}\text{C}$$

$$P = 6420,2 \text{ kPa} = 63,3674 \text{ atm}$$

$$H_l = 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v = 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_s = H_v - H_l = 1543,6 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung massa steam

$$M_s = \frac{\Delta H_s}{\lambda_s}$$

$$M_s = \frac{577854,5496 \text{ kJ/jam}}{1543,6 \text{ kJ/kg}}$$

$$M_s = 380,1729262 \text{ kg/jam}$$

- Panas steam masuk

$$\Delta H_s \text{ in} = m \times H_v$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 329,299379 \text{ kg/jam} \times 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 922696,8589 \text{ kJ/jam}$$

- Panas steam keluar

$$\Delta H_s \text{ out} = m \times H_l$$

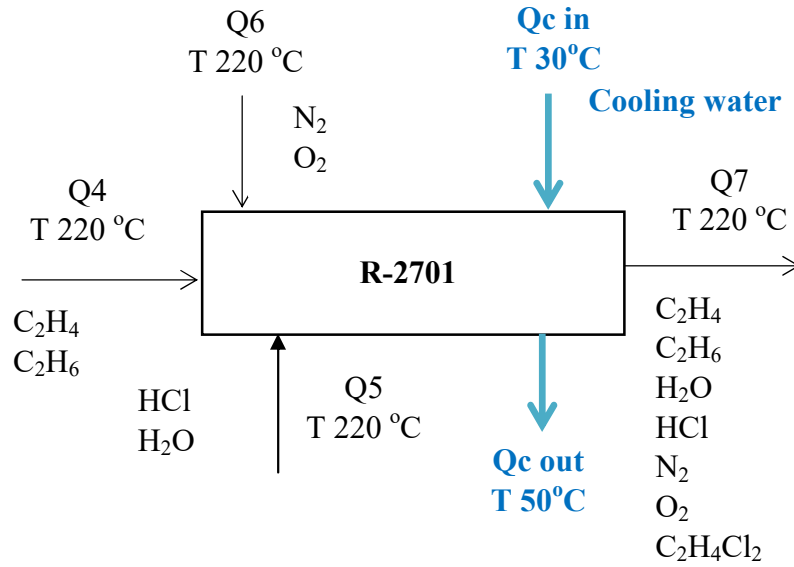
$$\Delta H_s \text{ out} = 329,299379 \text{ kg/jam} \times 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ out} = 344842,3093 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.13.Neraca Energi Heater (HE-1303)

aliran panas masuk (kJ/jam)		aliran panas keluar (kJ/jam)	
H in	12375,5255	H out	590230,0751
Hs in	922696,8589	Hs out	344842,3093
Total	935072,3844		935072,3844

5. Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 220°C
- Tekanan : 2,5 atm
- T_{in} : 220°C
- T_{out} : 220°C

➤ **Input**

- Q_4 in

$$T_{in} = 220 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (493,15 K)}$$

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

Tabel B.14 Energi Q_4 In Reaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dt$	Q (Kj/jam)
O ₂	902,2324348	28,19476359	5.888,5416	166026,0372
N ₂	3020,52	107,88	5.712,3044	616218,3582
Total	3922,749716	136,0703808		782244,3954

- Q_5 in

$$T_{in} = 220 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (493,15 K)}$$

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

Tabel B.15 Energi Q_5 InReaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	f Cp.dt	Q (Kj/jam)
H ₂ O	8357,611437	464,3117465	6717,7314	3119121,592
HCl	4116,44	112,78	5692,4691	641991,2826
Total	12474,04692	577,09080		3761112,875

- **Q₆ in**

$$T_{in} = 220 \text{ }^\circ\text{C} (493,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.16. Energi Q_6 InReaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	f Cp.dt	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄	1578,906761	56,38952717	10449,1441	589222,2946
C ₂ H ₆	2,37	0,07906	12746,4	1007,780529
Total	1581,278679	56,46859111		590230,0751

➤ **Output**

- **Q₇ out**

$$T_{out} = 220 \text{ }^\circ\text{C} (493,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.17. Energi Q_7 OutReaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	f Cp.dt	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₄	3,7894	0,1353	11502,4604	1556,6839
C ₂ H ₆	2,3719	0,0791	14055,8520	1111,3110
H ₂ O	9370,1869	520,5659	7556,9064	3933868,0863
HCl	9,8794	0,2707	6420,95439	1737,9580
N ₂	3020,5173	107,8756	6442,03283	694938,2672
O ₂	2,1654	0,0677	6620,69189	448,0052
C ₂ H ₄ Cl ₂	5569,1650	56,2542	19597,1633	1102422,5905
Total	17978,0753	685,2485		5736082,9020

- Menghitung panas reaksi

Reaksi:



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

$$\Delta H_R^\circ = [\{n \times \Delta H_{f\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2}^\circ\} + \{n \times \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}}^\circ\}] - [\{n \times \Delta H_{f\text{C}_2\text{H}_4}^\circ\} + \{n \times \Delta H_{f\text{HCl}}^\circ\} + \{n \times \Delta H_{f\text{O}_2}^\circ\}]$$

Tabel B.18 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
C ₂ H ₄	52,4
HCl	-92,3
O ₂	0
C ₂ H ₄ Cl ₂	-126,4
H ₂ O	-241,82

$$\Delta H_R^\circ = [(1 \times -126,4) + (1 \times -241,82)] - [(1 \times 52,4) + (2 \times -92,3) + (0,5 \times 0)]$$

$$\Delta H_R^\circ = -236,0200 \text{ kJ/kmol}$$

- Panas reaksi pada suhu operasi (ΔH_R° 493,15 K)

- **Qreaktan**

$$T_{\text{out}} = 220 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (493,15 K)}$$

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

Tabel B.19. Energi Q_{reaktan} InReaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dt$	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₄	1.575,1174	56,2542	10.449,1441	587808,1611
HCl	4.106,5560	112,5084	5.692,4691	640450,5035
O ₂	900,0671	28,1271	5.888,5416	165627,5747
Total	6.581,7405			1393886,239

- **Qproduk**

$$T_{\text{out}} = 220 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (493,15 K)}$$

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

Tabel B.20. Energi Q_{produk} InReaktor *Fluidized Bed* (R-2701)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	$\int C_p \cdot dt$	Q (kJ/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5569,1650	56,2542	17.696,9519	995527,7334
H ₂ O	9370,1869	520,5659	6.717,7314	3497022,146
Total	14939,3519			4492549,8792

$$\Delta H_R = \Delta H_R^\circ + (Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}})$$

$$\Delta H_R = -236,0200 \text{ kJ/kmol} + (4.492.549,8792 \text{ kJ/kmol} - 1.393.886,239 \text{ kJ/kmol})$$

$$\Delta H_R = 3.098.427,6199 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_R = -\Delta H_R$$

$$Q_R = -3.098.427,6199 \text{ kJ/jam}$$

- Beban panas Reaktor

sehingga panas yang di serap air pendingin :

$$Q_c = Q_{out} - (Q_{in} + Q_R)$$

$$Q_c = 5.736.082,9020 \text{ kJ/jam} - (782.244,3954 \text{ kJ/jam} + 3.761.112,875 \text{ kJ/jam} + 590.230,0751 \text{ kJ/jam} + 3.098.427,62 \text{ kJ/jam})$$

$$Q_c = -3700923,1763 \text{ kJ/jam (Butuh air pendingin)}$$

$$Q_c = 3700923,1763 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung massa air pendingin

Media pendingin yang digunakan merupakan *cooling water* pada temperature 25°C

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$T_{out} = 50^\circ\text{C} (323,15 \text{ K})$$

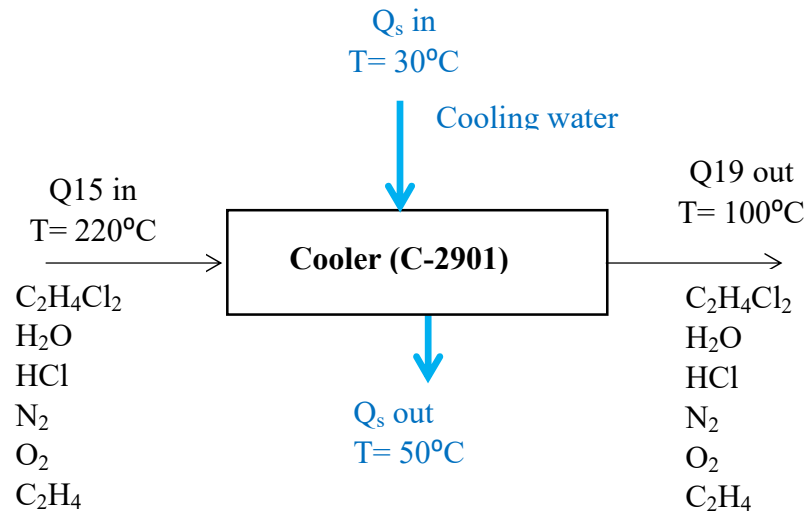
Massa *cooling water* yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{3700923,1763 \text{ kJ/jam}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 20 \text{ K}} = 73292,6260 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.21. Neraca Energi Reaktor *Fluidized Bed* (R-2801)

Energi	masuk (kJ/jam)	keluar (kJ/jam)
Q4	590230,0751	
Q5	3761112,8751	
Q6	782244,3954	
Q7		5736082,9020
Qr	-3098427,62	
Qc in	3700923,1763	
Qc out		0,0000
Total	5736082,9020	5736082,9020

6. Cooler (C-2901)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 100°C
- Tekanan : 1 atm
- T_{in} : 220°C
- T_{out} : 30°C

➤ Input

- Q_{15in}

$$T_{in} = 220^{\circ}\text{C} \text{ (493,15 K)}$$

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

Tabel B.41 Energi $Q_{15InCooler}$ (C-2901)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dt$	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄	3,7894	0,1353	10449,14	1414,133507
C ₂ H ₆	2,3719	0,0791	12746,4	1007,780529
H ₂ O	9370,1869	520,5659	6717,731	3497022,146
HCl	9,8794	0,2707	5692,469	1540,779078
N ₂	3020,5173	107,8756	5712,304	616218,3582
O ₂	2,1654	0,0677	5888,542	398,4624893
C ₂ H ₄ Cl ₂	5569,1650	56,2542	17696,95	995527,7334
Total	17978,0753	685,2485		5113129,3930

➤ **Output**

- **Q_{19 out}**

$$T_{\text{out}} = 100^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.44 Energi Q_{19OutCooler} (C-2901)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	f Cp.dt	ΔH (Kj/jam)
C ₂ H ₄	3,8483	0,1374	3569,749	490,6195101
C ₂ H ₆	2,4088	0,0803	4325,469	347,3034048
H ₂ O	9515,8080	528,6560	2545,622	1345758,475
HCl	10,0330	0,2749	2186,397	600,9884879
N ₂	3067,4588	109,5521	2188,494	239754,0892
O ₂	2,1990	0,0687	2225,736	152,9504756
C ₂ H ₄ Cl ₂	5655,7149	57,1284	6208,25	354667,5829
Total	18257,4708	695,8979		1941772,0088

- Beban panas cooler

sehingga panas yang di serap air pendingin :

$$Q_c = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$Q_c = 1941772,0088 \text{ kj/jam} - 5113129,3930 \text{ kj/jam}$$

$$Q_c = 3250820,0130 \text{ kj/jam}$$

Menghitung massa air pendingin

Media pendingin yang digunakan merupakan *cooling water* pada temperature 25°C

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

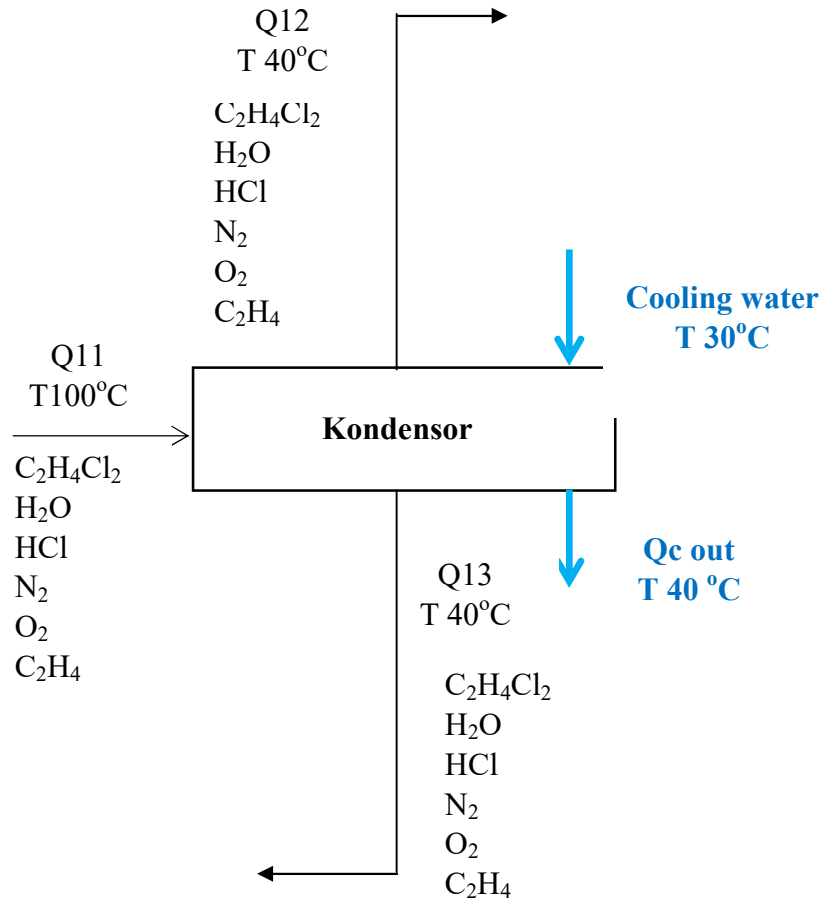
Massa *cooling water* yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{3250820,0130 \text{ kj/jam}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 5 \text{ K}} = 38885,4069 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.45. Neraca Energi Cooler (C-2901)

Energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Q _{in}	5192592,022	
Q _{out}		1941772,009
Q _s		3250820,013
Total	5192592,022	5192592,022

7. Kondensor (E-2201)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 40°C
- Tekanan : 1 atm
- T_{in} : 100 °C
- T_{out} : 40 °C

➤ Input

- Q_{11in}

$$T_{in} = 100^{\circ}\text{C} \text{ (373,15 K)}$$

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

Tabel B.45 Energi in kondensor (E-2201)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	$\int C_p \cdot dt$	ΔH (Kj/jam)
C ₂ H ₄	3,8483	0,1374	3569,749	490,6195101

C ₂ H ₆	2,4088	0,0803	4325,469	347,3034048
H ₂ O	9515,8080	528,6560	2545,622	1345758,475
HCl	10,0330	0,2749	2186,397	600,9884879
N ₂	3067,4588	109,5521	2188,494	239754,0892
O ₂	2,1990	0,0687	2225,736	152,9504756
C ₂ H ₄ Cl ₂	5655,7149	57,1284	6208,25	354667,5829
Total	18257,4708	695,8979		1941772,0088

➤ **Output**

- **Q₁₂ out**

$$T_{\text{out}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} (313,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.46Energi out kondensor (E-2201)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	$\int Cp \cdot dt$	ΔH (Kj/jam)
C ₂ H ₄	3,5975	0,1285	665,5769	85,51484669
C ₂ H ₆	2,1802	0,0727	804,1694	58,44231035
H ₂ O	50,5319	2,8073	505,6669	1419,572515
HCl	9,2131	0,2524	437,1451	110,3413836
N ₂	3066,0109	109,5004	437,5923	47916,53311
O ₂	2,1808	0,0681	441,544	30,09109001
C ₂ H ₄ Cl ₂	158,9719	1,6058	1180,634	1895,834694
Total	3292,6864	114,4352		51516,3299

- **Q₁₃ out**

$$T_{\text{out}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} (313,15 \text{ K})$$

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

Tabel B.46Energi out kondensor (E-2201)

Komponen	massa (kg)	n (kmol)	cp	ΔH (Kj/jam)
C ₂ H ₄	3,5975	0,1285	125	240,9042953
C ₂ H ₆	2,1802	0,0727	170,3	185,6460538
H ₂ O	50,5319	2,8073	74,1	3120,344385
HCl	9,2131	0,2524	75,24	284,8740156
N ₂	3066,0109	109,5004	97	159323,0686
O ₂	2,1808	0,0681	88,8	90,77538789
C ₂ H ₄ Cl ₂	158,9719	1,6058	129,2497	3113,192928
Total	3292,6864	114,4352		166358,8057

Temperatur air pendingin masuk = 30°C

Temperatur air pendingin keluar = 50°C

Beban Panas Kondensor (QC)

QC = Q Masuk – Q keluar

QC = 1941772,0088 – (51516,3299 + 166358,8057)

QC = 1723896,873kj/jam

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{1723896,873 \text{ kJ/jam}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{C} \times 15 \text{ C}} = 16496,6208 \text{ kg/jam}$$

Panas sensibel air pendingin masuk (Qin air)

Qin air = m x Cp x ΔT

Qin air = 16496,6208kg/jam x 4,18 kJ/kg.°C x 5°C

Qin air = 344779,3746 kJ/jam

Panas sensibel air pendingin keluar (Qout air)

Qin air = m x Cp x ΔT

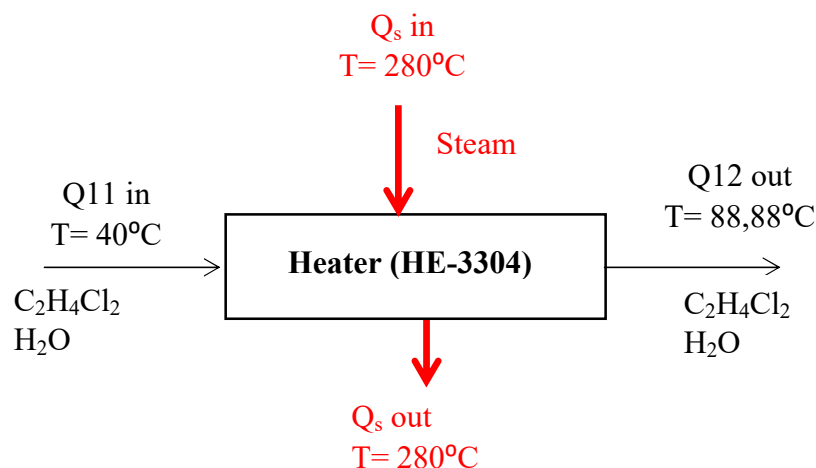
Qin air = 16496,6208 kg/jam x 4,18 kJ/kg.°C x 20°C

Qin air = 1379117,4986 kJ/jam

Tabel B.47.NeracaEnergiKondensor

Energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Q11	1941772,0088	
Q12		51516,3299
Q13		166358,8057
Qc		1723896,8732
Total	1941772,0088	1941772,0088

8. Heater (HE-3304)



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 88,887°C
- Tekanan : 1 atm
- T_{in} : 25°C
- T_{out} : 88,887°C

➤ **Input**

- Q_{11in}

- T_{in} = 40°C (303,15 K)
- T_{ref} = 25 °C (298,15 K)

Tabel B.28 Energi $Q_{11InHeater}$ (HE-3304)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5.141,9946	51,9393	129,2497	33565,7201
H ₂ O	466,0214	25,8901	75,24	9739,8476
Total	5.608,0160	77,829		43305,5676

➤ **Output**

- $Q_{12 out}$

- T_{out} = 88,887°C (362,03 K)
- T_{ref} = 25°C (298,15 K)

Tabel B.29 Energi $Q_{12OutHeater}$ (HE-3304)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5.141,9946	51,9393	5240,2861	272176,9966
H ₂ O	466,0214	25,8901	75,2400	1947,969514
Total	5.608,0160	77,8294		274.124,9661

➤ **Beban Panas Heater**

$$\Delta H_{in} + \Delta H_s = \Delta H_{out} \quad (\text{himmelblau, Pers 5.11, Hal 71})$$

$$\Delta H_s = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H_s = 274.124,9661 \text{ kj/jam} - 43.305,5676 \text{ kj/jam}$$

$$\Delta Q_s = 2.991.858,9050 \text{ kj/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam, pada steam tabel (*introduction chemical*

engineering thermodynamics sixth edition, J.M. Smith, van ness, H.C) dengan kondisi :

$$T = 280^{\circ}\text{C}$$

$$P = 6420,2 \text{ kPa} = 63,3674 \text{ atm}$$

$$H_l = 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v = 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_s = H_v - H_l = 1543,6 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung massa steam

$$M_s = \frac{\Delta H_s}{\lambda_s}$$

$$M_s = \frac{2.991.858,9050 \text{ kJ/jam}}{1754,8 \text{ kJ/kg}}$$

$$M_s = 151,8570 \text{ kg/jam}$$

- Panas steam masuk

$$\Delta H_s \text{ in} = m \times H_v$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 151,8570 \text{ kg/jam} \times 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 422223,3366 \text{ kJ/jam}$$

- Panas steam keluar

$$\Delta H_s \text{ out} = m \times H_l$$

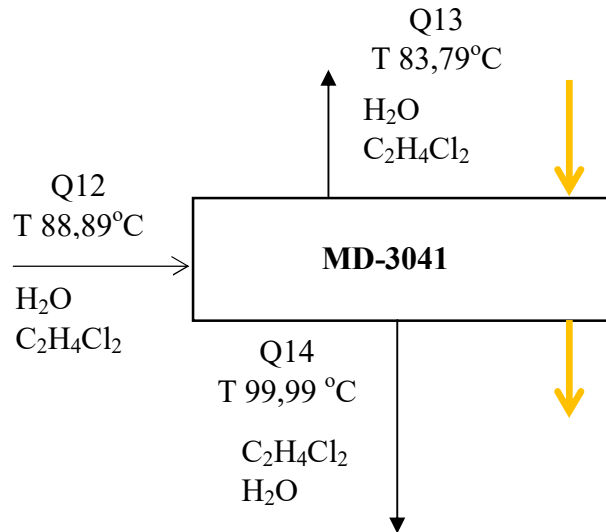
$$\Delta H_s \text{ out} = 151,8570 \text{ kg/jam} \times 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ out} = 187816,7971 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.32.Neraca Energi Heater (HE-3304)

Aliran panas masuk (kJ/jam)		Aliran panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	43978,57509	ΔH_{out}	278385,1146
$\Delta H_s \text{ in}$	422223,3366	$\Delta H_s \text{ out}$	187816,7971
Total	466201,9117		466201,9117

9. Menara Destilasi (MD-3041)



Kondisi Operasi :

Temperatur : 88,89 °C

Tekanan : 1 atm

T_{in} : 88,89 °C

T distilat : 83,79 °C

T bottom : 99,99 °C

➤ Input

- Q_{12in}

T_{in} = 88,89 °C (362,03 K)

T_{ref} = 25 °C (298,15 K)

Tabel B.33Energi Q_{12In} Menara Destilasi (MD-3041)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dt$	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5141,9946	51,9393	5242,2861	272176,9966
H ₂ O	466,0214	25,8901	75,2400	1947,9695
Total	5608,0160	77,8294		274124,9661

➤ Output

- $Q_{13 out}$

T_{out} = 83,79°C (356,94 K)

T_{ref} = 25°C (298,15 K)

Tabel B.34Energi Q_{13} DistilatMenara Destilasi (MD-3041)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int Cp.dt$	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5138,89	51,9080	4802,02432	249263,3275
H ₂ O	0,2814	0,0156	1991,73031	31,1335
Total	5139,1703	51,9236		249294,461

- Q_{14} out

$$T_{out} = 99,99^{\circ}\text{C} (373,13 \text{ K})$$

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

Tabel B.35.Energi Q_{14} Bottom Menara Destilasi (MD-3041)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int Cp.dt$	Q(Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	3,1057	0,0314	6207,11449	194,7212
H ₂ O	465,7401	25,8744	2545,17976	65855,1194
Total	574,9369	25,9058		66049,8406

- Beban panas yang diberikan oleh reboiler

$$T_{out} = 99,99^{\circ}\text{C} (373,13 \text{ K})$$

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

Tabel B.36. Energi Q_r Menara Destilasi (MD-3041)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	$\int Cp.dt$	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	110,6344	1,1175	6207,11449	6936,5691
H ₂ O	16591,0942	921,7275	2545,17976	2345962,0663
Total	16701,72862	922,8450		2352898,6353

Beban panas yang diserap kondensor (Q_c)

$$Q_{in} + Q_{reb} = Q_{bottom} + Q_c + Q_{distilat}$$

$$274124,9661 + 2352898,6353 = 2352898,6353 + Q_c + 249294,461$$

$$Q_c = -2311679,300 \text{ kj/jam}$$

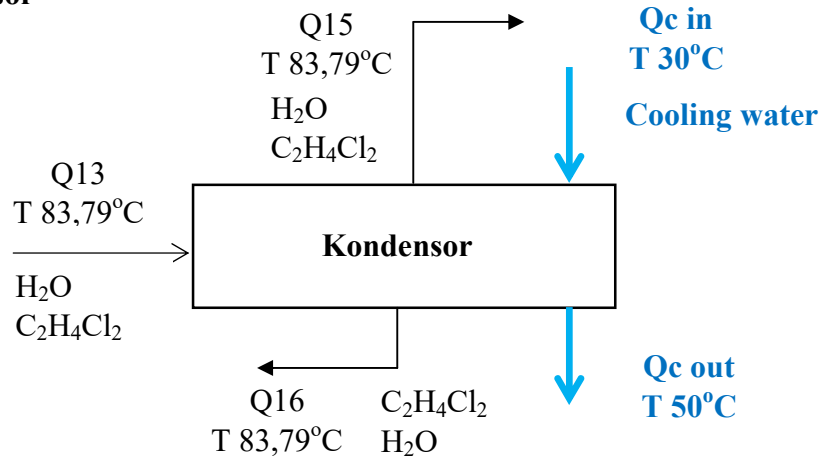
$$Q_c = 2311679,300 \text{ kj/jam}$$

Tabel B.38.NeracaEnergiMenara Destilasi (MD-3041)

Energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Q1	274124,9661	
Q2		249294,461
Q3		66049,8406

Qr	2352898,6353	
Qc		8932808,806
Total	2627023,601	2627023,601

10. Kondensor



Kondisi Operasi:

Temperatur air pendingin masuk = 30°C

Temperatur air pendingin keluar = 50°C

Beban Panas Kondensor (QC)

QC = 2311679,300 kJ/jam

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{2311679,300 \text{ kJ/jam}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{C}} \times 20 \text{ C}} = 27356,70259 \text{ kg/jam}$$

Panas sensibel air pendingin masuk (Qin air)

$$Q_{in \text{ air}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$Q_{in \text{ air}} = 27356,70259 \text{ kg/jam} \times 4,18 \text{ kJ/kg} \cdot \text{C} \times 5^\circ \text{C}$$

$$Q_{in \text{ air}} = 571755,0842 \text{ kJ/jam}$$

Panas sensibel air pendingin keluar (Qout air)

$$Q_{in \text{ air}} = m \times C_p \times \Delta T$$

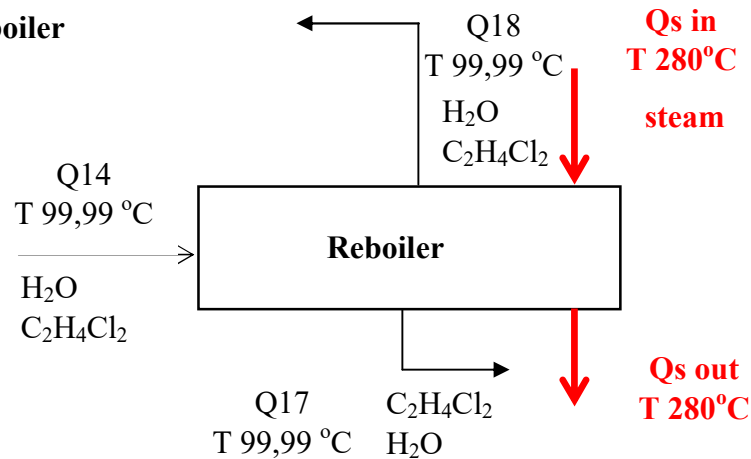
$$Q_{in \text{ air}} = 27356,70259 \text{ kg/jam} \times 4,18 \text{ kJ/kg} \cdot \text{C} \times 20^\circ \text{C}$$

$$Q_{in \text{ air}} = 1715265,2526 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.39. Neraca Energi Kondensor

Energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Q in air		571755,0842
Q out air		1715265,2526
Qc	2287020,3368	
Total	2287020,3368	2287020,3368

11. Reboiler



Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam, pada steam tabel (*introduction chemical engineering thermodynamics sixth edition, J.M. Smith, van ness, H.C*) dengan kondisi :

- T = 280°C
- P = 6420,2 kPa = 63,3674 atm
- Hl = 1236,8 kJ/kg
- Hv = 2780,4 kJ/kg
- $\lambda_s = H_v - H_l = 1543,6$ kJ/kg
- Qr = 2328657,4415 kJ/jam

- Menghitung massa steam

$$M_s = \frac{\Delta H_s}{\lambda_s}$$

$$M_s = \frac{2328657,4415 \text{ kJ/jam}}{1754,8 \text{ kJ/kg}}$$

$$M_s = 1508,5887 \text{ kg/jam}$$

- Panas steam masuk

$$\Delta H_s \text{ in} = m \times H_v$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 1508,5887 \text{ kg/jam} \times 2780,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ in} = 4194479,8849 \text{ kJ/jam}$$

- Panas steam keluar

$$\Delta H_s \text{ out} = m \times H_l$$

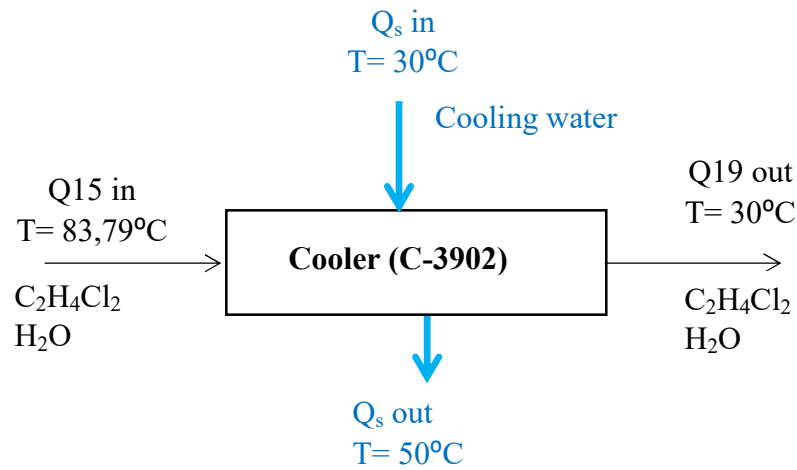
$$\Delta H_s \text{ out} = 1508,5887 \text{ kg/jam} \times 1236,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_s \text{ out} = 1865822,4434 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.40.NeracaEnergiReboiler

Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qs in	4194479,8849	
Qs out		1865822,443
Qr		2328657,4415
Total	4194479,8849	4194479,8849

12. Cooler (C-3902)



KondisiOperasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- T_{in} : 83,79°C
- T_{out} : 30°C

➤ **Input**

- **Q_{15in}**

$$T_{in} = 83,79^{\circ}\text{C} \text{ (356,9417 K)}$$

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

Tabel B.41Energi Q_{15InCooler} (C-3902)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	f Cp.dt	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5138,89	51,9080	4802,024	249263,3275
H ₂ O	0,28136	0,0156	1991,73	31,1335
Total	5139,1703	51,9236		249294,4610

➤ **Output**

- **Q_{19 out}**

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

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

Tabel B.44Energi Q_{19OutCooler} (C-3902)

Komponen	massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp	Q (Kj/jam)
C ₂ H ₄ Cl ₂	5138,888887	51,9080	129,2497	33545,4468
H ₂ O	0,2814	0,0156	75,24	5,8805
Total	5139,1703	51,9236		33551,3273

- Beban panas cooler

sehingga panas yang di serap air pendingin :

$$Q_c = Q_{out} - Q_{in}$$

$$Q_c = 33551,3273 \text{ kj/jam} - 249294,4610 \text{ kj/jam}$$

$$Q_c = 215743,1337 \text{ kj/jam}$$

Menghitung massa air pendingin

Media pendingin yang digunakan merupakan *cooling water* pada temperature 30°C

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

$$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} \text{ (323,15 K)}$$

Massa *chilled water* yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{215743,1337 \text{ kj/jam}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 20 \text{ K}} = 2628,5452 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.45.NeracaEnergiCooler (C-3902)

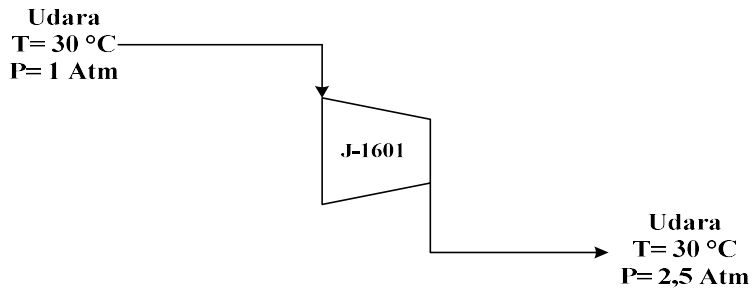
Energi	masuk (kj/jam)	keluar (kj/jam)
Qin	249294,461	
Qout		33551,3273
Qc in	0,0000	
Qc out		215743,1337
Total	249294,461	249294,461

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

A. Spesifikasi Peralatan Proses

1. Kompresor (J-1601)



Gambar L-C.1 Kompresor (J-1601)

Fungsi : Untuk mengalirkan dan menaikkan tekanan udara dari 1 Atm ke 2,5 Atm

Laju alir : 3922,75 kg/jam

1. Kondisi Operasi

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ Bar}$$

$$P_{out} = 2,5 \text{ atm} = 2,5325 \text{ Bar}$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

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

2. BM Campuran

$$BM_c x = BM \times \text{Fraksi mol } x$$

$$BM_c O_2 = 32 \times 0,23 = 7,36$$

$$BM_c N_2 = 28 \times 0,77 = 21,56 +$$

$$\underline{\hspace{1.5cm}}$$

$$= 28,92$$

Komponen	BM	Fraksi	Kmol	Massa	BMc
O ₂	32	0,23	28,1947636	902,232435	7,36
N ₂	28	0,77	107,88	3020,52	21,56
Total		1,00	136,070381	3922,74972	28,92

3. Menentukan Kapasitas Panas (Cp) Campuran

Komponen	A	B	C	D
O ₂	28,11	-0,000003	0,00001746	-1,065E-08
N ₂	31,15	-0,01357	0,0000268	-1,168E-08

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_p O_2 = 28,11 + (-0,000003 \times 303,15) + (0,00001746 \times 303,15^2) + (-1,065E-08 \times 303,15^3) = 29,41696$$

$$C_p N_2 = 31,15 + (-0,01357 \times 303,15) + (0,0000268 \times 303,15^2) + (-1,168E-08 \times 303,15^3) = 29,173774$$

Komponen	yi	Cp	Cp.yi
O ₂	0,23	29,41696	6,76590078
N ₂	0,77	29,173774	22,4638059
Total			29,2297067

4. Menentukan densitas

$$\rho_{in} = \frac{P \times B_m}{T \times R}$$

$$R = 0,082057 \text{ m}^3 \text{ atm/Kmol K}$$

$$\rho_{in} = \frac{1 \text{ atm} \times 28,95}{303,15 \times 0,082057}$$

$$P_{in} = 1,162585979 \text{ kg/m}^3$$

5. Faktor Kompresibilitas

Untuk mengetahui nilai faktor kompresibilitas, dapat menggunakan persamaan dibawah ini. Pendekatan nilai Z menggunakan metode Pitzer

$$Pr = \frac{P}{P_c}$$

$$Tr = \frac{T}{T_c}$$

$$B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}} \right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,2}} \right)$$

$$Z = 1 + \left\{ \frac{(B^0 + W \cdot B^1) Pr}{Tr} \right\}$$

$$V = znRT/P$$

(Smith Vannes, 2005)

dimana: T_c = Critical temperature

P_c = Critical Pressure

ω = Acentric Factor

R = 8,314 J/mol.K = 0,082 L atm/mol.K

82,06 cm³/mol.K = 0,00008206 m³atm/mol.K

(Smith Vannes, Termodinamic App B. p.680)

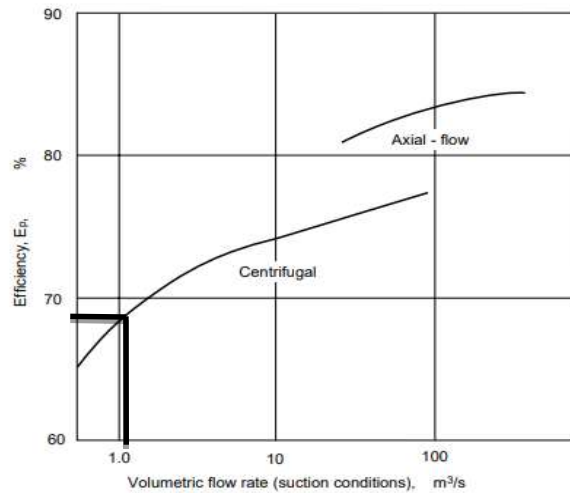
Komponen	Tc (K)	Pc (Bar)	Tr	Pr	Ω	B°	B'	BPC/R Tc	n (kmol/ja m)	z	V (m³/h)	V (m³/s)
O ₂	154,580	50,430	1,961	0,020	0,022	-0,061	0,129	-0,058	28,195	0,999	700,971	0,195
N ₂	126,100	33,940	2,404	0,030	0,040	-0,021	0,135	-0,015	107,876	1,000	2683,056	0,745
Total								-0,073	136,070	1,999	3384,028	0,940

1. Menentukan Efisiensi Kompresor

Laju Alir Volumetrik = 0,940007665 m³/s

Berdasarkan gambar 3.6 (Coulson, P.83), maka akan diperoleh EP

$$EP = 68\%$$



6. Menghitung jumlah stage dan ratio (Rc)

Harga Rc untuk kompresor dibutuhkan $Rc < 4$

$$Rc = \left(\frac{P_o}{P_{in}} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (\text{ludwiq, vol 3, compression Equipment})$$

Ket :

P_o = Tekanan keluaran dari kompresor

P_{in} = tekanan masukan dari kompresor

n = jumlah stage

Jika jumlah stage = 1

$$\text{Maka } Rc = \left(\frac{1}{2,5} \right)^1$$

$$Rc = 2,5$$

7. Menentukan nilai n dan M

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right]$$

(Chemical eng design, Coulson)

Keterangan :

W = Kerja Kompresor (j/kg)

Z = Faktor Kompresibilitas

R = Konstanta Kompresibilitas (8,314 J/mol.K)

P_1 = tekanan awal Masuk Kompresor (atm)

P_2 = Tekanan akhir keluar Kompresor (atm)

MW = molecular weight of the gas

Nilai n dapat dicari dengan persamaan:

$$n = \frac{1}{1-m} \quad m = \frac{(\gamma-1)}{\gamma E_p}$$

(persamaan 3.37a dan 3.38a. Coulson Edisi 4 Hal 85)

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Dimana:

$$\gamma = \frac{29,23}{29,23-8,314} \quad \gamma = 1,397 \quad m = \frac{1,3975-1}{1,3975 \times 68\%} m = 0,418$$

$$n = \frac{1}{1-0,418} \quad n = 1,719 \quad \frac{n-1}{n} = \frac{1,719-1}{1,719} \quad \frac{n-1}{n} = 0,418$$

9. Menghitung temperatur keluaran kompresor

$$\begin{aligned} P_2 \text{ stage 1} &= P_1 \times r_c \\ &= 1 \times 2,5 \\ &= 2,5 \end{aligned}$$

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^m$$

$$T_2 = 303,15 \times \left(\frac{2,5}{1}\right)^{0,418}$$

$$T_2 = 444,7455 \text{ K}$$

$$= 171,5955^\circ\text{C}$$

10. Menghitung Power Kompresor

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(n-1)/n} - 1 \right]$$

sehingga nilai tenaga politropik (W) adalah sebesar :

$$W = 174,23 \times 2,391 \times 1,467 - 1$$

$$W = 194,56 \text{ kJ/kmol}$$

$$W = 7353,70 \text{ j/s}$$

$$W = 9,56 \text{ HP}$$

$$W = 1,64 \text{ kW}$$

Power Kompresor Aktual:

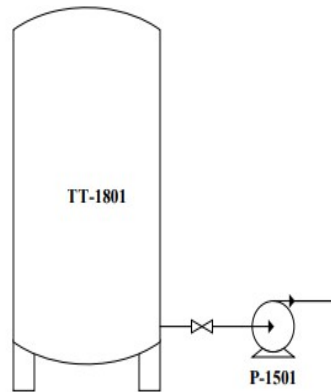
$$\begin{aligned} \text{Power Kompresor} &= \frac{\text{Tenaga Politropik}}{E_p} \\ &= \frac{1,64 \text{ kW}}{68\%} \\ &= 2,41 \text{ kW} \end{aligned}$$

2. Pompa (P-1501)

Fungsi : Mengalirkan HCl 33% ke dalam Heater

Tipe : *Centrifugal pump*

Gambar :



Gambar L-C.2 Aliran pompa (P-1501)

Data :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

- Laju alir massa, m : 12474 kg/jam = 7,634 lb/s
- Densitas , ρ : 1190 kg/m³ = 74,2917 lb/ft³
- Viskositas , μ : 1,19 cP = 0,0008 lb/ft.s
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Z_a : 0 m
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Z_b : 0 m
- Panjang pipa hisap, L_s : 6 m = 19,68 ft
- Panjang pipa buang, L_d : 4 m = 13,12 ft
- Faktor keamanan 10% (Peter's, Tabel 6)

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	>100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	>100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	>100:1 >100:1 10:1	10

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{7,6341 \text{ lb/s}}{0,9}$$

$$= 8,4824 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Q_p}{\rho}$$

$$= \frac{8,4825 \text{ lb/s}}{74,2917 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,1142 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,8542 \text{ gal/s} = 51,25 \text{ gal/menit}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15})$$

making design estimates:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,0 q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} \quad (16)$$

Peter, Hal 496

$$D_{opt} = 3,9 * 0,3766^{0,45} * 1,7507^{0,13}$$

$$= 2,5716 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	3 in sch 80							
ID	2,9000	in	0,2416	ft	2,9000	In	0,2416	ft
OD	3,5000	in	0,2916	ft	3,5000	In	0,2916	ft
a"	0,0209				ft ²			

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross-sectional area of metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Pipe weight lb/ft
							Outside	Inside	U.S. gal/min	Water, lb/h	
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5,225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4,600	5.02
2½	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7,460	5.79
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6,600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
3½	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
5	5.561	40	0.258	5.047	4.30	0.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80	0.375	4.813	6.11	0.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
6	6.625	40	0.280	6.065	5.58	0.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80	0.432	5.761	8.40	0.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
8	8.625	40	0.322	7.981	8.396	0.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		80	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
10	10.75	40	0.365	10.020	11.91	0.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80	0.594	9.562	18.95	0.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.40
12	12.75	40	0.406	11.938	15.74	0.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.56
		80	0.688	11.374	26.07	0.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.57

† Based on ANSI B36.10-1959 by permission of ASME.

Kecepatan aliran, V

V_a = V_b, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q_v}{a} \\
 &= \frac{0,1142 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0209 \text{ ft}^2} \\
 &= 5,4549 \text{ ft/s} = 19637,567 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{V^2}{2gc} &= \frac{(5,4549 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ lbmft/s}^2 \text{ lbf}} \\
 &= 0,462 \text{ ft-lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

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

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc, Cabe Hal 249

$$N_{Re} = \frac{74,2917 \text{ lb/ft}^3 \times 19637,56 \text{ ft/jam} \times 0,2416 \text{ ft}}{2,8787 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 122425,611$$

Rugi Gesek

- **Pipa hisap (suction)**
- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

104 FLUID MECHANICS

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

The hydraulic radius is a useful parameter for generalizing fluid-flow phenomena in turbulent flow. Equation (5.7) can be so generalized by substituting $4r_H$ for D or $2r_H$ for r_w :

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{\bar{V}^2}{2gc} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H \bar{V} \rho}{\mu} \quad \text{Mc.Cabe} \quad (5.57)$$

$$r_H = \frac{ID}{4} \quad \text{McCabe, Hal 103}$$

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4} \quad \text{Mc.Cabe Hal 103}$$

$$r_H = \frac{0,2416 \text{ ft}}{4} = 0,0604 \text{ ft}$$

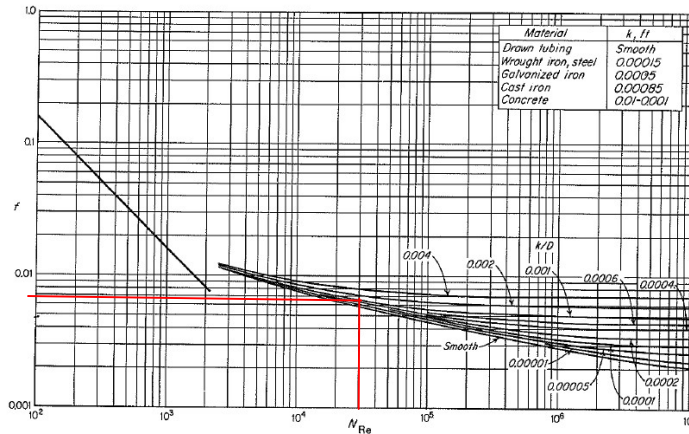
$$N_{re} = 122425,611$$

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad \text{Mc.Cabe Fig 5.9}$$

$$k/D = 0,0006209$$

$$f = 0,0067 \quad \text{Mc.Cabe Fig. 5.9}$$



$$h_{fsa} = \frac{0,0067 \times 19,6848 \text{ft} \times 0,697 \text{ft} - \text{lb}_f/\text{lb}}{0,0604 \text{ft}}$$

$$= 1,009 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* (h_{ff})

$$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2g_c}$$

Mc.Cabe Pers 5.67

EFFECT OF FITTINGS AND VALVES. Fittings and valves disturb the normal flow lines and cause friction. In short lines with many fittings, the friction loss from the fittings may be greater than that from the straight pipe. The friction loss h_{ff} from fittings is found from an equation similar to Eqs. (5.59) and (5.65):

$$h_{ff} = K_f \frac{V_a^2}{2g_c} \quad (5.67)$$

Mc.Cabe Hal 107

where K_f = loss factor for fitting
 V_a = average velocity in pipe leading to fitting

$$K_f \text{ gate valve} = 0,2 \times 1$$

Mc.Cabe, Tabel 5.1

$$K_f = 0,2$$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

† From J. K. Vennard, in V. L. Streeter (ed.), *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill Book Company, New York, 1961, p. 3-23.

$$h_{ffa} = 0,2 \times 0,462 \text{ft} - \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$= 0,0924 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$h_f \text{ suction total} = h_{fs} + h_{ff}$$

$$= (1,009 + 0,0924) \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}$$

$$= 1,101 \text{ ft.lbf/lb}$$

- **Pipa buang (*discharge*)**

• **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$H_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$r_H = \frac{ID}{4} \quad (\text{McCabe, Hal 103})$$

$$r_H = \frac{0,2416 \text{ ft}}{4} = 0,0604 \text{ ft}$$

$$N_{re} = 122425,61$$

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc.Cabe Fig 5.9})$$

$$k/D = 0,00062$$

$$f = 0,0067 \quad (\text{Mc.Cabe Fig. 5.9})$$

$$h_{fsb} = \frac{0,0067 \times 13,1232 \text{ ft} \times 0,462 \text{ ft} - \text{lb}_f/\text{lb}}{0,0604 \text{ ft}}$$

$$= 0,673 \text{ ft.lbf/lb}$$

• **Rugi gesek akibat *fitting*(*hff*)**

$$H_{ffb} = K_f \frac{V^2}{2gc} \quad \text{Mc.Cabe Pers 5.67}$$

$$K_f \text{ Globe Valve} = 10 \times 1 = 10 \quad \text{Mc.Cabe, Tabel 5.1}$$

$$K_f = 10$$

$$H_{ffb} = 10 \times 0,462 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 4,62 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$h_{fdischarge} \text{ total} = h_{fs} + h_{ff}$$

$$= (0,673 + 4,62) \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 5,293 \text{ ft.lbf/lb}$$

Sehingga, rugi gesek total ($h_{f \text{ total}}$) :

$$h_{f \text{ total}} = h_{f \text{ suction}} + h_{f \text{ discharge}}$$

$$= 1,101 + 5,293 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 6,395 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (McCabe, Pers. 4.32):

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

The mechanical energy delivered to the fluid is, then, ηW_p , where $\eta < 1$. Equation (4.29) corrected for pump work is

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f \quad (4.32)$$

Equation (4.32) is a final working equation for problems on the flow of incompressible fluids. **Mc.Cabe**

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

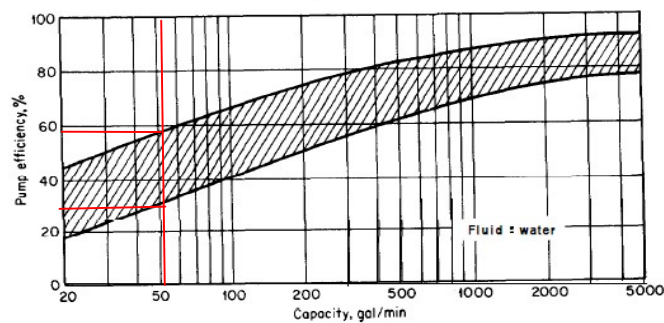
$$g/g_c = 1$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$Q = 51,25 \text{ gal/min}$$

$$\eta = 44 \% \quad (\text{Peters, Fig. 14.37})$$

FIGURE 1436
Characteristic curves for a typical centrifugal pump showing effect of viscosity.



(Peters, Fig. 14.37)

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$W_p = \frac{(0 - 0) \text{ ft} + 6,3956 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}}{44\%}$$

$$\begin{aligned}
 &= 14,533 \text{ ft.lbf/lb} \\
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{14,533 \text{ ft.lbf/lb} \times 7,634 \text{ lb/s}}{550} \\
 &= 0,201 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Daya motor (MHP)

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\eta = 80 \% \quad (\text{Peters, Fig 14.38})$$

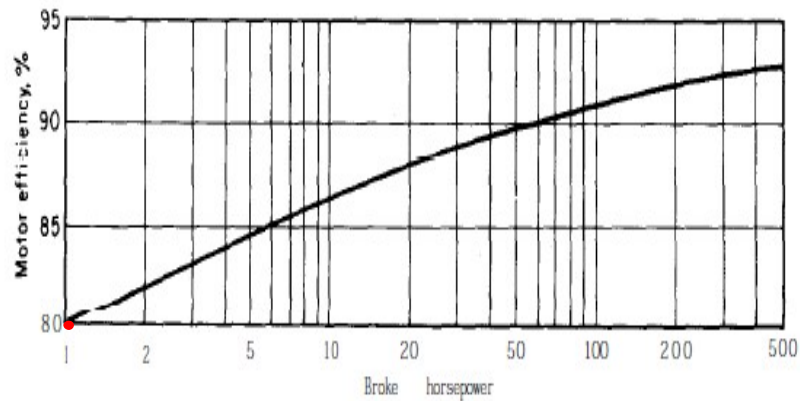


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{MPH} &= \frac{0,2017 \text{ HP}}{80\%} \\
 &= 0,25215 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

3. Reaktor *Fluidized bed*

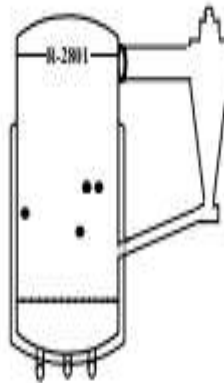
Fungsi : Tempat reaksi etilen, asam klorida dan oksigen menjadi etilen diklorida (EDC)

Tipe : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *Stainless Steel*, SA-240 Grade 316

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Gambar L-C.3 Reaktor *Fluidized bed*

Data:

- Laju alir massa, m : 17978,08kg/jam
- Laju alir molar, F_{AO} : 769,63 kmol/jam
- Densitas campuran, ρ_{campuran} : 1,022 kg/m³
- Temperatur, T : 220°C
- Tekanan, P_{operasi} : 2,5 atm = 36,74 psi
- Waktu tinggal, τ : 25 s = 0,006944 jam
- Densitas katalis, ρ : 3,386 gr/ml = 3386 kg/m³

1. Volume reaktor

Diasumsikan aliran dalam reaktor adalah aliran *plug flow*, maka volume reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{V_R}{F_{AO}} = \frac{\tau}{C_{AO}} \quad (\text{Levenspiel hal 194})$$

V_R = Volume reaktor

F_{AO} = Laju alir molar umpan

C_{AO} = Konsentrasi umpan

Maka,

$$V_R = \frac{F_{AO} \times \tau}{C_{AO}}$$

- Laju alir volumetrik, $V_b = \frac{m_b}{\rho}$

$$V_b = \frac{17978,08 \text{ kg/jam}}{1,022 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 17.591,072 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Konsentrasi umpan, C_{AO}

$$C_{AO} = \frac{F_{AO}}{V_b}$$

$$C_{AO} = \frac{769,63 \text{ kmol/jam}}{17.591,072 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,0437 \text{ kmol/m}^3$$

- Volume reaktor, V_R

$$V_R = \frac{F_{AO} \times \tau}{C_{AO}}$$

$$V_R = \frac{769,63 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0,006944 \text{ jam}}{0,0437 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}} = 122,1602 \text{ m}^3$$

2. Perancangan reaktor

Faktor keamanan reaktor adalah 20%, maka:

$$V_r = \frac{122,1602 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_r = 152,7003 \text{ m}^3$$

- **Dimensi reaktor**

- **Volume silinder (Vs)**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s \dots \dots \dots (H_s = 1,5D_r)$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1,5D_r$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3$$

- **Volume Ellipsoidal (Ve)**

<p>Hemispherical head</p> $S = 1.571D^2$ $V = (\pi/3)H^2(1.5D - H)$ $V_0 = (\pi/12)D^3$ $V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$ <p>Ellipsoidal head ($h = D/4$)</p> $S = 1.09D^2$ $V_0 = 0.1309D^3$ $V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$	
--	--

(Wallas Tabel 18.5, hal 650)

$$Ve = 0,1309 \times D_r^3$$

- **Diameter reaktor (Dr)**

$$Vr = Vs + 2Ve$$

$$Vr = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3\right) + 2(0,1309 D_r^3)$$

$$Vr = (1,4393 D_r^3)$$

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{Vr}{1,4393}}$$

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{152,7003 \text{ m}^3}{1,4393}}$$

$$inDr = 4,734 \text{ m} = 15,531 \text{ ft} = 186,378 \text{ in}$$

- **Tinggi Silinder (Hs)**

$$\text{Tinggi silinder, } H_s = 1,5 Dr = 1,5 \times 4,734 \text{ m} = 7,10 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi ellipsoidal, } H_e = 1/4 Dr = \frac{1}{4} \times 4,734 \text{ m} = 1,184 \text{ m}$$

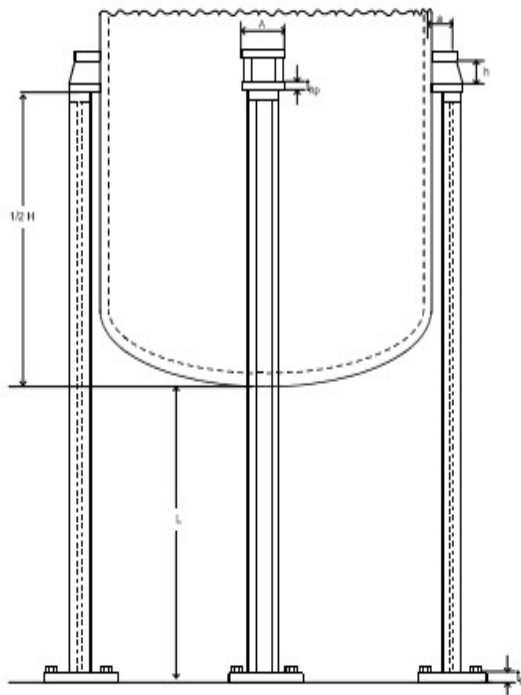
$$\text{Tinggi reaktor, } H_r = H_s + 2H_e = 7,10 \text{ m} + (2 \times 1,184 \text{ m}) = 9,468 \text{ m}$$

- **Tinggi kaki penyangga**

Reaktor disangga dengan 4 kaki. Kaki penyangga dilas ditengah – tengah ketinggian (50 % daritinggi total reaktor). Jarak antara bottom reaktor ke pondasi 3 m (L).

$$H_{leg} = \frac{1}{2} \times H_r + L$$

$$H_{leg} = \frac{1}{2} \times 9,468 \text{ m} + 3 \text{ m} = 7,734 \text{ m}$$



- **Tekana desain P_d**

Asumsi faktor keamanan: 20%

$$P_d = 120\% \times P_{op}$$

$$P_d = 120\% \times 2,5 \text{ atm}$$

$$P_d = 3 \text{ atm} = 44,088 \text{ Psi}$$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_r = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

- Tekanan desain, P_d : 44,088 Psi
- Jari-jari, R : 93,189 in
- *Allowable stress*, S : 13885,6768 Psi (Walas, Tabel 18.4)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Lama tahun digunakan : 10 tahun

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Specified minimum tensile strength	For temperatures not exceeding °F.										
				-20 to 100	200	400	700	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
SA-240	304	18 Cr-8 Ni	75,000	18,700	15,600	12,900	11,000	10,100	9,700	8,800	6,000	3,700	2,300	1,400
SA-240	304L	18 Cr-8 Ni	70,000	15,600	13,300	10,000	9,300							
SA-240	310S	25 Cr-20 Ni	75,000	18,700	16,900	14,900	12,700	11,600	9,800	5,000	2,500	700	300	200
SA-240	316	16 Cr-12 Ni-2 Mo	75,000	18,700	16,100	13,300	11,300	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,200	1,700
SA-240	410	13 Cr	65,000	16,200	15,400	14,400	13,100	10,400	6,400	2,900	1,000			

Maka,

$$t_r = \frac{44,088 \text{ Psi} \times 93,189 \text{ in}}{(13885,6768 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 44,088 \text{ Psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,369 \text{ in} = 0,009 \text{ m} = 9,370 \text{ mm}$$

- **Diameter luar reaktor, $outDr$**

$$outDr = inDr + (2 \times t_r)$$

$$outDr = 186,378 \text{ in} + (2 \times 0,369 \text{ in})$$

$$outDr = 187,116 \text{ in} = 4,753 \text{ m}$$

- **Tebal dinding ellipsoidal, t_e**

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Wallas-Chemical Process Equipment, Tabel 18.4})$$

$$t_e = \frac{44,088 \text{ Psi} \times 186,378 \text{ in}}{(13885,6768 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,2 \times 44,088 \text{ Psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,368 \text{ in} = 0,009 \text{ m} = 9,353 \text{ mm}$$

TABLE 18.3. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure^a

Item	Thickness t (in.)	Pressure P (psi)	Stress S (psi)	Notes
Cylindrical shell	$\frac{PR}{SE - 0,6P}$	$\frac{SEt}{R + 0,6t}$	$\frac{P(R + 0,6t)}{t}$	$t \leq 0,25D$, $P \leq 0,385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0,3P/S}$	$t^2S/0,3D^2$	$0,3D^2P/t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0,885PL}{SE - 0,1P}$	$\frac{SEt}{0,885L + 0,1t}$	$\frac{P(0,885L + 0,1t)}{t}$	$r/L = 0,06$, $L \leq D + 2t$
Torispherical head (b)	$\frac{PLM}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{LM + 0,2t}$	$\frac{P(LM + 0,2t)}{2t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PD}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{D + 0,2t}$	$\frac{P(D + 0,2t)}{2t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PDK}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{DK + 0,2t}$	$\frac{P(DK + 0,2t)}{2Et}$	$K = [2 + (D/2h)^2]/6$, $2 \leq D/h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE - 0,2P}$	$\frac{2SEt}{R + 0,2t}$	$\frac{P(R + 0,2t)}{2t}$	$t \leq 0,178R$, $P \leq 0,685SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE - 0,6P) \cos \alpha}$	$\frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1,2t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1,2t \cos \alpha)}{2t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

^a Nomenclature: D = diameter (in.), E = joint efficiency (0.6–1.0), L = crown radius (in.), P = pressure (psig), h = inside depth of ellipsoidal head (in.), r = knuckle radius (in.), R = radius (in.), S = allowable stress (psi), t = shell or head thickness (in.).
Note: Letters in parentheses in the first column refer to Figure 18.16.

(Wallas Tabel 18.3, hal 649)

3. Kebutuhan Katalis

$$\text{Densitas katalis, } \rho = 3386 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume reaktor, } V_r = 152,70 \text{ m}^3$$

$$m_c = \frac{\rho}{V_r} = \frac{3386 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{152,70 \text{ m}^3} = 22,17 \text{ kg/minggu}$$

4. Desain Pendingin Reaktor

$$\text{Temperatur umpan, } T_0 = 220^\circ\text{C} = 428^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur air pendingin, } T_C = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

Densitas, ρ	= 998 kg/m ³	= 62,3051 lb/ft ³
Panas, Q	= 3700923,2 kJ/jam	= 884521 Btu/jam
Massa air pendingin, m	= 59025,89 kg/jam	
Koefisien panas (U_D)	= 87,5 Btu/jam.ft ² °F	(kern. Table.8)
$_{out}D_r$	= 187,116 in = 15,59 ft = 4,754 m	
Tinggi silinder H_s	= 279,567 in = 23,288 ft = 7,103 m	

- **Luas perpindahan panas yang tersedia**

$$A = \text{Luas selimut reaktor} + \text{Luas penampang bawah reaktor}$$

$$A = (_{out}D_r \times H_s) + (\pi/4 \times _{out}D_r^2)$$

$$A = (15,59 \text{ ft} \times 23,288 \text{ ft}) + \left\{ \left(\frac{3,14}{4} \right) \times 15,59^2 \right\}$$

$$A = 553,697 \text{ ft}^2$$

- **Luas area perpindahan panas (A)**

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} \quad (\text{Kern, Pers. 6.11})$$

$$A = \frac{884521 \text{ Btu/jam}}{87,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } F(428^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F})}$$

$$= 114,236 \text{ ft}^2$$

Akebutuhan < A tersedia (114,236 ft² < 553,697 ft²) Sehingga jaket pendingin bisa digunakan sebagai pendingin reaktor

5. Desain Jaket Pendingin

- **Tinggi jaket, H_j**

$$\text{Jarak jaket } 5 \text{ in} \quad (\text{Coulson, Hal 775})$$

$$H_j = H_s + 2 t_e + \text{jarak jaket}$$

$$= 279,567 \text{ in} + (2 \times 0,368 \text{ in}) + 5 \text{ in}$$

$$= 285,304 \text{ in} = 7,247 \text{ m}$$

- **Diameter luar jaket, D_2**

$$D_2 = _{out}D_r + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 187,116 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in})$$

$$= 197,116 \text{ in} = 5,007 \text{ m}$$

- Tekanan Hidrostatik pada jaket untuk air pendingin , P_{Hc}

$$\begin{aligned}
 P_{Hc} &= \rho \times g \times H_s \\
 &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 7,103 \text{ m} \\
 &= 69.539,340 \text{ kg/m}^2\text{s} = 0,675 \text{ atm} = 9,913 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

- Tekanan Disain, P_j

$$\begin{aligned}
 P_j &= P_{\text{operasi}} + P_{Hc} \\
 &= 2,5 \text{ atm} + 0,675 \text{ atm} \\
 &= 3,175 \text{ atm} \\
 &= 46,653 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

- Tebal dinding jaket, t_j

$$t_j = \frac{PR}{SE - 06P} + C \quad \text{Walas, Tabel 18.3}$$

Tekanan desain, P_j : 46,653 psi

Jari-jari jaket, R : 93,558 in

Allowable stress, S : 13700 psi (Walas, Tabel 18.4)

Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)

Faktor korosi : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)

Tahun digunakan : 10 tahun

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Spec. min. tensile strength	For temperatures not exceeding °F.				
				-20 to 650	700	800	900	1000
Carbon Steel								
SA515	55	C-Si	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	2,500
SA515	70	C-Si	70,000	17,500	16,600	12,000	6,500	2,500
SA516	55	C-Si	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	2,500
SA516	70	C-Si	70,000	17,500	16,600	12,000	6,500	2,500
SA285	A	45,000	11,200	11,000	9,000	6,500	
SA285	B	50,000	12,500	12,100	9,600	6,500	
SA285	C	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	

Maka,

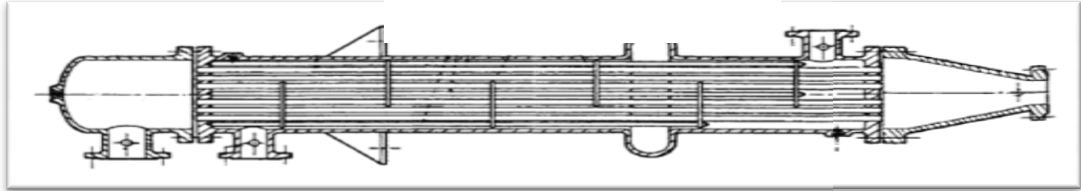
$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{46,653 \text{ psi} \times 93,558 \text{ in}}{(13700 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 46,653 \text{ Psi})} + 0,002 \text{ in} \times 10 \text{ tahun} \\
 &= 0,396 \text{ in} = 10,051 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

4. Cooler (C-2901)

Fungsi : Mendinginkan EDC ke dalam tangki penyimpanan

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit



Gambar L-C.4 Shell and Tube Heat Exchanger

1. Data dan Kondisi Operasi

A. Fluida Panas = EDC

Laju Alir (W_t) = 17978,1kg/jam = 39634,465lb/jam

T_1 = 220 °C = 428 °F

T_2 = 30 °C = 86 °F

B. Fluida Dingin = Air

Laju Alir (W_s) = 231232,369 kg/jam = 509774,88lb/jam

t_1 = 25 °C = 77 °F

t_2 = 30 °C = 86 °F

2. Δt & LMTD

Fluida Panas (F)	Temperatur	Fluida Dingin (F)	Selisih	
428	Tinggi	86	342	ΔT_2
86	Rendah	77	9	ΔT_1

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \\ &= \frac{(342_2 - 9)}{\ln \frac{342_2}{9_1}} \\ &= 91,54 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

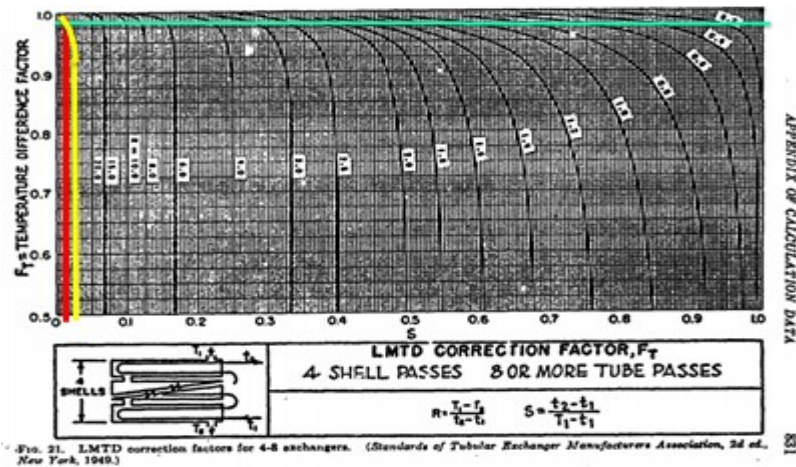
Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{D.Q Kern: Pers. 5.14hal. 828})$$

$$= \frac{(428 - 86)^\circ\text{F}}{(86 - 77)^\circ\text{F}} = 38$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{(86 - 77)^\circ\text{F}}{(428 - 77)^\circ\text{F}} = 0,026$$



(Fig 18 D.Q Kern Hal 828)

Maka dari gambar 21 D.K. QERN didaptkam faktor koreksi adalah : 0,99

Temperatur kalorik (T_c dan t_c):

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{428 + 86}{2}$$

$$= 257^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_c = \frac{77 + 86}{2}$$

$$= 81,5 \text{ F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = f \times LMTD$$

$$= 0,99 \times 91,54$$

$$= 90,63 \text{ F}$$

3. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \quad (\text{D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140})$$

Berdasarkan Tabel 8, D.Q Kern Hal 840, diperoleh :

$$U_d = 87,5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

¶ Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$A = \frac{4581453,2 \text{ Btu/jam}}{87,5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \times 90,63^\circ\text{F}}$$

$$= 577,74 \text{ ft}^2$$

no fewer than 14 points at which leakage might occur. The time and expense required for dismantling and periodically cleaning are prohibitive compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft² or less.

Film Coefficients for Fluids in Pipes and Tubes. Equation (3.42) was obtained for heating several oils in a pipe based on the data of Morris and

Nilai $A > 200 \text{ ft}^2$ maka digunakan tipe perpindahan panas jenis *Shell and Tube*.

HE dirancang dengan menggunakan tube 1 in dengan 15 ft, maka dari tabel 10 D.Q.KERN diperoleh data sebagai berikut:

OD (in)	A" (ft ²)	BWG	L (ft)
1	0,2618	16	15

4. Menentukan Jumlah Tube

$$N_t = \frac{A}{Lx a''}$$

$$N_t = \frac{577,74}{15 \times 0,2618}$$

$$= 147,118$$

$$= 148 \text{ buah}$$

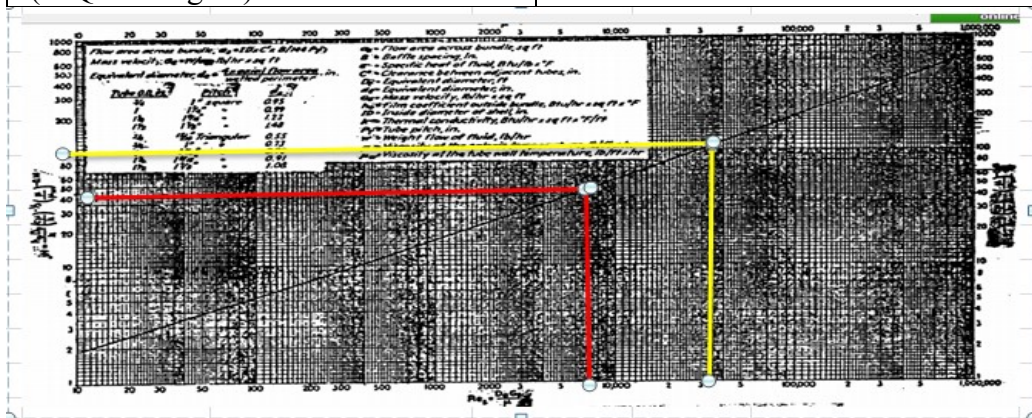
Dari tabel 9 D.Q.KERN, untuk jumlah tube 148 didapatkan spesifikasi perancangan HE sebagai berikut:

<i>Shell side</i>		<i>Tube side (Tabel.10 DQ kern)</i>	
Diameter dalam (ID)	15 1/4	Diameter dalam (ID) in	0,87
Baffle space (B)=0,4xID	6 1/9	Diameter luar (OD) in	1
Passes (n)	4	BWG	16
		Pitch (Pt)	1,25
		Passes (n)	4
		Panjang (ft)	15
		Panjang (m)	4,57317073
		Jumlah Tube (N)	148

1 in. OD tubes on 1 1/4-in. triangular pitch					1 1/4 in. OD tubes on 1 3/8-in. triangular pitch				
8	21	16	16	14	10	20	18	14	
10	32	32	26	24	12	32	30	26	22
12	55	52	48	46	13 1/4	38	36	32	28
13 1/4	68	66	58	54	15 1/4	54	51	45	42
15 1/4	91	86	80	74	17 1/4	69	66	62	58
17 1/4	131	118	106	104	19 1/4	95	91	86	78
19 1/4	163	152	140	136	21 1/4	117	112	105	101
21 1/4	199	188	170	164	23 1/4	140	136	130	123
23 1/4	241	232	212	202	25	170	164	155	150
25	294	282	256	242	27	202	196	185	179
27	349	334	302	286	29	235	228	217	212
29	397	376	338	316	31	275	270	255	245
31	472	454	430	400	33	315	305	297	288
33	538	522	486	454	35	357	348	335	327
35	608	592	562	532	37	407	390	380	374
37	674	664	632	614	39	449	436	425	419
39	766	736	700	688					

Shell, Steam (Fluida Dingin)	Tube, EDC (fluida panas)
<p>4. Flow Area</p> <p>$D_2 = 6,1 \text{ ft}$</p> <p>$D_1 = 0,25 \text{ ft}$</p> <p>$a_s = \pi(D_2^2 - D_1^2)/4$ (D.Q Kern: pers. 7.1, hal 138)</p> <p>$= \frac{3,14 \times 6,1 \text{ ft} \times 0,25 \text{ ft}}{4}$</p> <p>$= 0,123 \text{ ft}^2$</p>	<p>4. Flow Area</p> <p>$ID = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$</p> <p>$a_p = \pi D_1^2/4$ (D.Q Kern, Table 10 hal 843)</p> <p>$a_p = \frac{3,14 \times 0,00654 \text{ in}^2}{4}$ (D.Q Kern: pers 7.48, hal 111)</p> <p>$= 0,0513 \text{ ft}^2$</p>

<p>5. Mass Velocity</p> $G_s = \frac{W_s}{a_s} \quad (D.Q \text{ Kern: pers 7.2, hal 138})$ $= \frac{509774,881 \text{ lb/h}}{0,123 \text{ ft}^2}$ $= 3945583,6 \text{ lb/hr ft}^2$	<p>5. Mass Velocity</p> $G_t = \frac{W_t}{a_t} \quad (D.Q \text{ Kern: pers 7.2, hal 138})$ $= \frac{15.047 \text{ lb/h}}{0,05131 \text{ ft}^2}$ $= 293.246,14 \text{ lb/hr ft}^2$
<p>6. Reynold Number</p> $D_s = 4 \left(\frac{P_t^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4}}{\pi \cdot OD} \right)$ $D_s = 4 \left(\frac{1,5625 - 3,14 \cdot \frac{1}{4}}{3,14 \times 1} \right)$ <p>D = 0,991 in = 0,082 ft</p> <p>$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$</p> $\frac{0,082 \text{ ft} \times 3945583,6 \text{ lb/hr ft}^2}{2,419 \text{ lb/h.ft}}$ $= 134.565,3269$	<p>6. Reynold Number</p> <p>Tumpuan = 77°F</p> <p>$\mu = 0,84 \text{ cp}$ (Data Hysis)</p> $= 0,84 \times 2,42 \text{ lb/ft.h}$ $= 2,0328 \text{ lb/ft.hr}$ <p>$Ret = \frac{De \times Ga}{\mu}$</p> $= \frac{0,2557 \text{ ft} \times 293.246,14 \text{ lb/hr ft}^2}{2,0328 \text{ lb/h.ft}}$ $= 36.882$
<p>7. Nilai jH</p> <p>Dari gambar 24 D.Q.KERN maka didapatkan nilai Jh sebagai berikut: Re a = 134.565,3269 jH = 100 (DQ.kern fig.24)</p>	<p>7. Panjang pipa yang di butuhkan</p> <p>jH = 101 (DQ.kern fig.24)</p>



(DQ.kern fig.24)

8.Koefisien perpindahan panas

Pada t air= 257 °F

$c_p = 0,009 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804)

$k = 0,12c_p$ (D.Q Kern, Tabel 4)

Interpolasi =

T (F)	k (Btu/hr.ft ² (°F/ft)
32	0,93
257	X
86	0,356

$k = -1,461 \text{ Btu/ft.hr}^2(\text{oF/ft})$

$K/D = 0,0829$

$$\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(0,93 \times \frac{2,4191}{-1,461 \text{ Btu/ft.hr}^0 \text{ F}} \right)^{\frac{1}{3}} = -0,4965$$

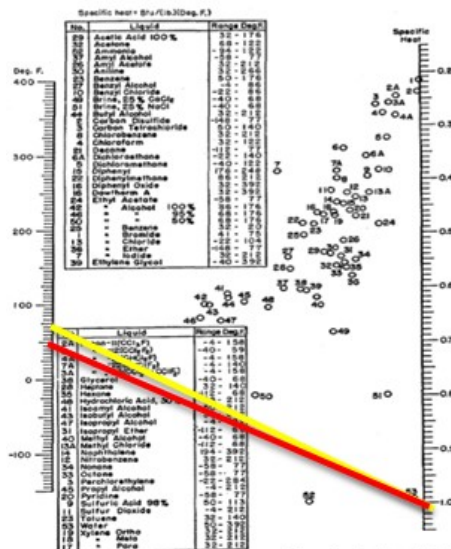


FIG. 2. Specific heats of liquids. (Culham, Culburn, and Vernon, based mainly on data from International Critical Tables. Perry, "Chemical Engineers' Handbook," 3d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.)

8. Koefisien Perpindahan Panas

Pada Tumpuan= 86 °F

$C = 14,96 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

$\mu = 2,0328 \text{ lb/ft.hr}$

$k = 0,0093 \text{ Btu/ft.hr.oF}$

$K/D = 0,0365$

$$\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = 1087,18318$$

9. Inside Film Coefficient (ho)

$$h_o = Jh \cdot \frac{k}{D_s} \cdot \left(Cp \frac{\mu}{k} \right)^{1/3}$$

(D.Q Kern: Pers 6.15)

$$h_o = 100 \cdot \frac{-1,462}{0,0825} \cdot x - 0,4965$$

$$= 879,629 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

9. Inside Film Coefficient (hio)

$$h_o = jHx \frac{k}{De} \cdot x \frac{c\mu^{1/3}}{k} \cdot x \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$$

(D.QKern: Pers 6.15)

$$= 4004,70 \text{ Btu/hr.ft}^2(\text{oF})$$

10. Koreksi Hio ke permukaan OD

$$h_{i0} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}$$

$$= 3510,40 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

10. Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{387,19 \times 879,628}{387,19 + 879,628}$$

$$= 268,85 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

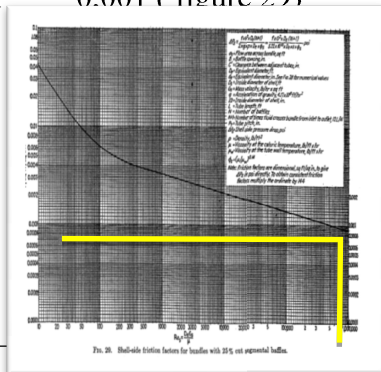
11. Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,0077$$

12. Pressure Drop, ΔP

$$Re_s = 134565,32$$

$$f = 0,001 \text{ (figure 29)}$$



$$Re_t = 36.881,77$$

$$f = 0,035 + \frac{0,246}{(Re_s)^{0,42}}$$

$$= 0,0066882$$

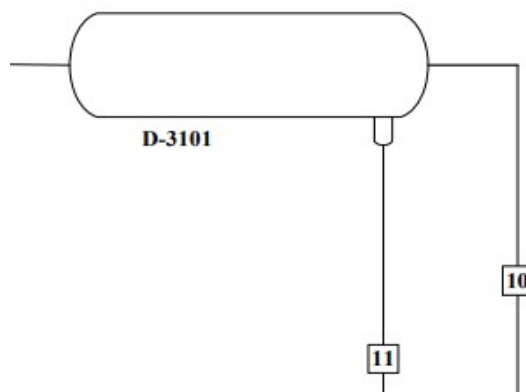
$$s = 1,07 \text{ (Kern : Fig 6 Hal 809)}$$

$$\rho = 1,07 \times 62,5$$

$$= 66,875$$

<p>$s = 1$ (Kern : Fig 6 Hal 809)</p> <p>$D_s = 0,0825$</p> <p>$G_s^2 = 1,5567$</p> <p>$h_{io} = 387,194878 \text{ Btu/jam.F}$</p> <p>$H_o = 879,6285846 \text{ btu/jam.ft}^2$</p> <p>$T_c = 257 \text{ F}$</p> <p>$t_c = 81,5 \text{ F}$</p> <p>$\Delta F_{as} = \frac{4FGa^2.La}{2g\rho^2De}$</p> <p>$\Delta P_s = 2,6094$</p>	<p>$\Delta F_{as} = \frac{4FGa^2.La}{2g\rho^2De}$</p> <p>$= 0,03526 \text{ ft}$</p> <p>$\Delta F_p = \frac{\Delta F_{as} \times \rho}{144}$</p> <p>$\Delta F_p = \frac{0,04 \times 66,875}{144}$</p> <p>$= 0,016373 \text{ psi}$</p> <p>Memenuhi karna $< 10 \text{ Psi}$</p>
---	--

5. Dekanter (D-3101)



Gambar L-C.5 Dekanter (D-3101)

Nama alat : Dekanter

Fungsi ; Memisahkan air dan etilen diklorida

Kondisi operasi; $P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$

Massa : $14735,78 \text{ kg/jam}$

ρ Campuran : $1022,250399 \text{ kg/m}^3$

μ Campuran : $0,98645468 \text{ Cp}$

$$Q = m / \rho$$

$$Q = \frac{14735,78 \text{ kg/jam}}{1022,250399 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 14,415 \text{ m}^3/\text{jam}$$

1. Menentukan Fase Terdispersi

Fase ringan

$$m_1 = 9127,76 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,535 \text{ kg/s}$$

$$\rho_1 = 999,294 \text{ kg/m}^3$$

$$62,386 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_1 = \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$$
$$= \frac{9127,76 \text{ kg/jam}}{999,294 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9,134 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,00254 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,087 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\mu_1 = 1,01 \text{ Cp}$$

$$= 0,00067 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0,00101 \text{ kg/m.s}$$

Fase berat

$$m_2 = 5608,02 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,5578 \text{ kg/s}$$

$$\rho_2 = 1168,174 \text{ kg/m}^3$$

$$= 72,9291 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_2 = \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$$
$$= \frac{5608,02 \text{ kg/jam}}{1168,174 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 4,801 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,00133 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,04709323 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\mu_2 = 0,894 \text{ Cp}$$

$$= 0,00061 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0,000896 \text{ kg/m.s}$$

2. Menentukan Dimensi Dekanter

a. Menghitung waktu tinggal dalam dekanter

Dari Coulson, J. M. Hal. 444 waktu tinggal cairan yang baik dalam dekanter berkisar 2-5 menit.

Dirancang $t = 5$ Menit

$$= 0,083333333 \text{ jam}$$

b. menghitung volume dekanter

$$V_D = \frac{m_{Feed} \cdot t}{\rho_{Feed}}$$

$$V_d = \frac{14735,78 \times 0,0833 \text{ jam}}{1022,250}$$

$$V_d = 1,2012 \text{ m}^3$$

$$= 42,4222 \text{ ft}^3$$

Diberi faktor Keamanan volume 20%

$$V_d = 1,2012 \text{ m}^3 \times 1,2$$

$$= 1,442 \text{ m}^3$$

$$= 50,91 \text{ ft}^3$$

Direncanakan dekanter silinder Horizontal didesign dengan perbandingan $H = 2D$

Tutup berbentuk torispherical dished head Dengan :

$$V_T = 0,000049 \cdot D_i^3 \text{ (Pers. 5.11, Brownell hal 88)}$$

Keterangan :

V_T = volume torispherical head (ft^3)

D_i = diameter volume tangki

Sehingga:

Volume dekanter = Volume silinder + volume tutup

$$V_d = V_s + V_t$$

$$V_d = V_s + 2 V_h$$

$$V_d = \frac{1}{4}\pi D_i^2 L + (2(0,000049 (D_i^3)))$$

$$50,916 = D_i^3 \times 1,570$$

$$D^3 = 32,423$$

$$\begin{aligned}
D &= \sqrt[3]{32,423} \\
D &= 10,808 \text{ ft} \\
&= 425,495 \text{ in} \\
&= 3,296 \text{ m} \\
H &= 2D \\
H &= 2 \times 10,808 \text{ ft} \\
H &= 21,615 \text{ ft} \\
&= 850,990 \text{ in} \\
&= 6,593 \text{ m}
\end{aligned}$$

c. Ketinggian Cairan(h)

Rule Of Tthumb dari ketinggian cairan pada decanter ialah 0,9 (McCabe 1993)

$$\begin{aligned}
h &= 0,9 \times D \\
h &= 0,9 \times 10,808 \text{ ft} \\
h &= 9,727 \text{ ft} \\
&= 382,946 \text{ in} \\
&= 2,967 \text{ m}
\end{aligned}$$

3. Menentukan Tebal dekanter

Mencari tekanan Hidrostatik:

$$P \text{ hidrotatis} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$P \text{ hidrotatis} = 1022,25 \text{ kg/m}^3 \times 9,80 \text{ m/s}^2 \times 2,967 \text{ m}$$

$$P \text{ hidrotatis} = 29720,435 \text{ N/m}^2$$

$$= 4,3095 \text{ Psia}$$

$$= 0,293 \text{ atm}$$

Tekanan design

$$P = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P = 14,7 \text{ psi} + 4,3095 \text{ Psi}$$

$$P = 19,009 \text{ Psi}$$

Tebal dinding dekanter, t_d

$$t_r = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

- Tekanan desain, P_d : 19,009 Psi
- Jari-jari, R : 212,748 in
- Allowable stress, S : 13885,6768 Psi (Walas, Tabel 18.4)

- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Lama tahun digunakan : 10 tahun

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Specified minimum tensile strength	For temperatures not exceeding °F.										
				-20 to 100	200	400	700	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
SA-240	304	18 Cr-8 Ni	75,000	18,700	15,600	12,900	11,000	10,100	9,700	8,800	6,000	3,700	2,300	1,400
SA-240	304L	18 Cr-8 Ni	70,000	15,600	13,300	10,000	9,300							
SA-240	310S	25 Cr-20 Ni	75,000	18,700	16,900	14,900	12,700	11,600	9,800	5,000	2,500	700	300	200
SA-240	316	16 Cr-12 Ni-2 Mo	75,000	18,700	16,100	13,300	11,300	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,200	1,700
SA-240	410	13 Cr	65,000	16,200	15,400	14,400	13,100	10,400	6,400	2,900	1,000			

Maka,

$$t_r = \frac{19,009 \text{ Psi} \times 212,748 \text{ in}}{(13885,6768 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 19,009 \text{ Psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,363 \text{ in}$$

$$= 0,009 \text{ m}$$

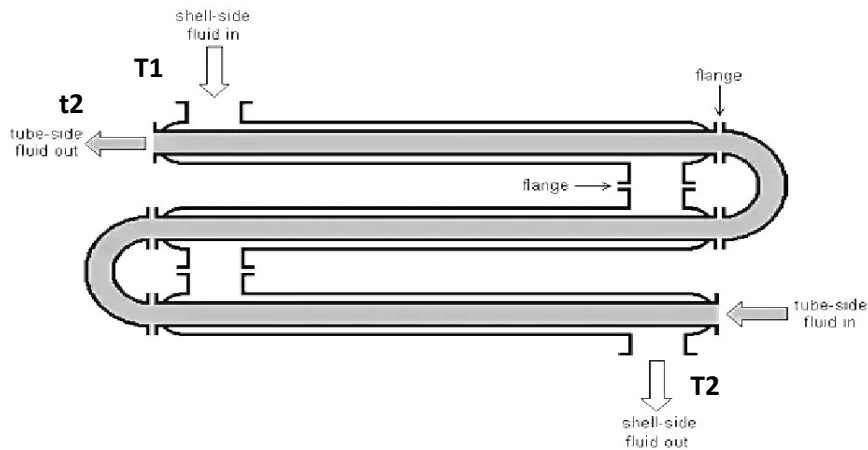
$$= 9,220 \text{ mm}$$

6. Heater (HE-3304)

Fungsi : Menaikkan suhu EDC dan air dari 25 ke 88,9°C sebelum dialirkan ke menara destilasi

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit



Gambar L-C.6 Double Pipe Heat Exchanger

Data dan Kondisi Operasi

C. Fluida Panas = Steam

Laju Alir (W_t) = 131,536 kg/jam = 289,984 lb/jam

T_1 = 152 °C = 305,6 °F

$$T_2 = 152 \text{ }^\circ\text{C} = 305,6 \text{ }^\circ\text{F}$$

D. Fluida Dingin = H₂O dan C₂H₄Cl₂

$$\text{Laju Alir (W}_s\text{)} = 5608,02 \text{ kg/jam} = 12363,432 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 83,79 \text{ }^\circ\text{C} = 182,825 \text{ }^\circ\text{F}$$

7. Δt & LMTD

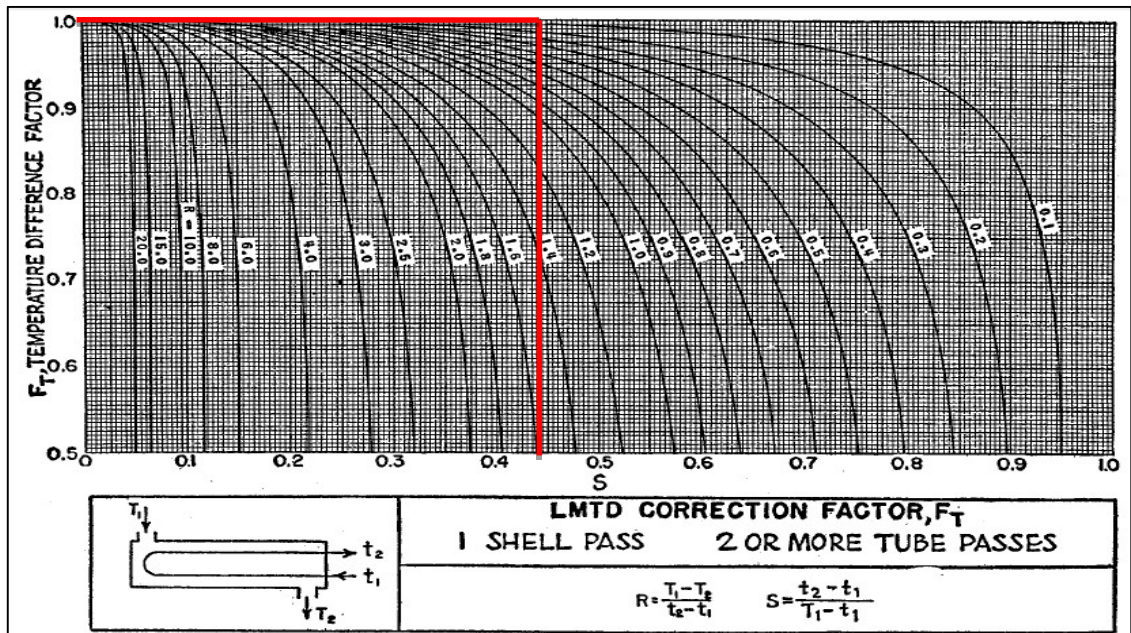
Fluida Panas	Temperatur	Fluida Dingin	Selisih	T _{av}	t _{av}
306	T tinggi	182,825	123	305,6	129,913
306	T rendah	77	229		
		105,825	-106		

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \\ &= -106 / -0,7 = 170,240 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Faktor koreksi LMTD

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} && \text{(D.Q Kern: Pers. 5.14hal. 828)} \\ &= \frac{(306 - 306)^\circ\text{F}}{(182,825 - 77)^\circ\text{F}} = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{(182,825 - 77)^\circ\text{F}}{(306 - 77)^\circ\text{F}} = 0,463 \end{aligned}$$



(Fig 18 D.Q Kern Hal 828)

Diasumsikan *Heat Exchanger* merupakan HE dengan 1 *Shell Pass* dan 2 *Tube Pass*. Dari nilai R dan S, maka Faktor Koreksi dapat diperoleh dari gambar 21 D.K. QERN adalah sebagai berikut:

$$F_T = 1$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= LMTD \times F_T && \text{(D.Q Kern: Pers. 7.42 hal. 828)} \\ &= 170,240^\circ\text{F} \times 1 \\ &= 170,240^\circ\text{F} \end{aligned}$$

8. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \quad \text{(D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140)}$$

Berdasarkan Tabel 8, D.Q Kern Hal 840, diperoleh :

$$U_d = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

¶ Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$A = \frac{218898,0382 \text{ Btu/jam}}{100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 170,240^\circ\text{F}}$$

$$= 12,858 \text{ ft}^2$$

no fewer than 14 points at which leakage might occur. The time and expense required for dismantling and periodically cleaning are prohibitive compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft² or less.

Film Coefficients for Fluids in Pipes and Tubes. Equation (3.42) was obtained for heating several oils in a pipe based on the data of Morris and

Nilai $A < 200 \text{ ft}^2$ maka digunakan tipe perpindahan panas jenis *double pipe*.

Heater dirancang dengan menggunakan ukuran pipa = 4 x 3 in IPS, Berdasarkan

Tabel 10 D.Q Kern, diperoleh spesifikasi *Tubedengan* :

	Anulus (in)	(ft)	Inner Pipe (in)	(ft)
IPS	4	0,33332	3	0,24999
SC	40	3,3332	40	3,3332
OD (D2)	4,5	0,374985	3,5	0,291655
ID (D1)	4,026	0,33548658	3,068	0,2556564
a" (ft2/ft)	1,178	0,09816274	0,917	0,0764136

Anulus, Steam (Fluida Panas)	Inner Pipe, Asam Asetat (Fluida Dingin)
<p>4. Flow Area $D_2 = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$ $D_1 = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$ $a_s = \pi(D_2^2 - D_1^2)/4$ (D.Q Kern: pers. 7.1, hal 138) $= \frac{3,14 \times 0,1126 \text{ in} \times 0,0851 \text{ in}}{4}$ $= 0,02158 \text{ ft}^2$ Diameter Ekuivalen $Deq = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$ $= 0,09425419 \text{ ft}$</p>	<p>4. Flow Area $ID = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$ $a_p = \pi D_1^2/4$ (D.Q Kern, Table 10 hal 843) $a_p = \frac{3,14 \times 0,00654 \text{ in}^2}{4}$ (D.Q Kern: pers 7.48, hal 111) $= 0,0513 \text{ ft}^2$</p>
<p>5. Mass Velocity $G_s = \frac{W_s}{a_s}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{289,98 \text{ lb/h}}{0,02158 \text{ ft}^2}$ $= 13.473,47 \text{ lb/hr ft}^2$</p>	<p>5. Mass Velocity $G_t = \frac{W_t}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{12.363,43 \text{ lb/h}}{0,05131 \text{ ft}^2}$ $= 240.946,80 \text{ lb/hr ft}^2$</p>
<p>6. Reynold Number $T_{\text{steam}} = 305,6 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0,12 \text{ cp}$ $= 0,12 \times 2,42 \text{ lb/ft.h}$ $= 0,2904 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$ $= \frac{0,09425419 \text{ ft} \times 13.437,47 \text{ lb/hr ft}^2}{0,2904 \text{ lb/h.ft}}$ $= 4,361$</p>	<p>6. Reynold Number $T_{\text{tumpun}} = 77^\circ\text{F}$ $\mu = 0,84 \text{ cp}$ (Data Hysis) $= 0,84 \times 2,42 \text{ lb/ft.h}$ $= 2,0328 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{De \times G_a}{\mu}$ $= \frac{0,2557 \text{ ft} \times 240.946,80 \text{ lb/hr ft}^2}{2,0328 \text{ lb/h.ft}}$ $= 30.304$</p>

7. Panjang Pipa yang dibutuhkan

$$L = A/a''$$

$$= \frac{12,8582 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$

$$= 10,915 \text{ ft}$$

$$L/D$$

$$= \frac{10,915 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}}$$

$$= 32,54$$

$$jH = 16$$

(DQ.kern fig.24)

7. Panjang pipa yang di butuhkan

$$jH = 110 \text{ (DQ.kern fig.24)}$$

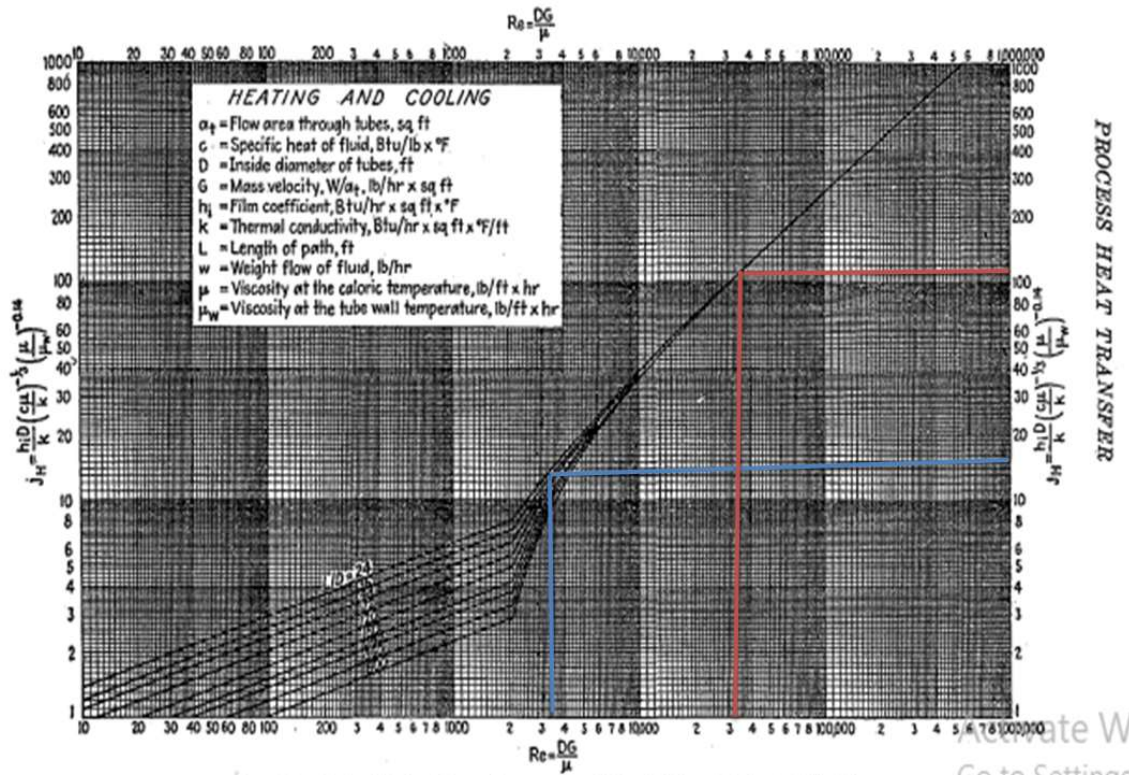


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

(DQ.kern fig.24)

<p>8.KoefisienPerpindahanPanas</p> <p>Pada tsteam= 306 °F</p> <p>$c = 0,009 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$(D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804)</p> <p>$k = 0,12cp$ (D.Q Kern, Tabel 4)</p> <p>Interpolasi =</p> <table border="1" data-bbox="320 573 748 864"> <thead> <tr> <th>T (F)</th> <th>k (Btu/hr.ft²(°F/ft)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>212</td> <td>0,0137</td> </tr> <tr> <td>305,6</td> <td>X</td> </tr> <tr> <td>392</td> <td>0,0187</td> </tr> </tbody> </table> $x = 0,0137 + \left(\frac{305,6 - 212}{392 - 212} \right) x (0,0187 - 0,0137)$ <p>$k = 0,000781 \text{ Btu/ft.hr}^2(\text{oF/ft})$</p> <p>$K/D = 0,0829$</p> $\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(0,009 \times \frac{0,12cp}{0,00781 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,0829$	T (F)	k (Btu/hr.ft ² (°F/ft)	212	0,0137	305,6	X	392	0,0187	<p>8. Koefisien Perpindahan Panas</p> <p>Pada Tumpun= 86 °F</p> <p>$C = 14,96 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 2,0328 \text{ lb/ft.hr}$</p> <p>$k = 0,0093 \text{ Btu/ft.hr.oF}$</p> <p>$K/D = 0,0365$</p> $\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = 1087,18318$
T (F)	k (Btu/hr.ft ² (°F/ft)								
212	0,0137								
305,6	X								
392	0,0187								
<p>9.Inside Film Coefficient (ho)</p> $ho = jHx \frac{k}{De} \times \frac{c\mu}{k}^{\frac{1}{3}} \times \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$ <p>(D.Q Kern: Pers 6.15)</p> <p>= 0,06 Btu/hr.ft2</p>	<p>9.Inside Film Coefficient (hio)</p> $ho = jHx \frac{k}{De} \times \frac{c\mu}{k}^{\frac{1}{3}} \times \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$ <p>(D.QKern: Pers 6.15)</p> <p>= 4361,55 Btu/hr.ft2(oF)</p> <p>10.Koreksi Hio ke permukaan OD</p> $h_{i0} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}$ <p>= 3823,21 Btu/hr.ft2.°F</p>								

10.Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{233,642}{3823,27}$$

$$= 0,0611 \text{ btu} / \text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

11. Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,002$$

Koreksi U_D =

$$1/U_D = 1/U_c \times R_d$$

$$= 1/0,0611 + 0,002$$

$$= 0,0611 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot (^\circ\text{F})$$

0,06	Summary	3823,21
U_c	0,061110364	
U_d	0,061102896	

Panjang pipa yang dibutuhkan = $L = A/a''$

$$= 12,8582/1,178$$

$$= 10,9153$$

Dipilih Panjang Hairpin = 6 ft

Maka, Jumlah hairpin yang dibutuhkan =

$$n = \frac{L}{2 \times \text{Panjanghairpin}}$$

$$= 1 \text{ buah}$$

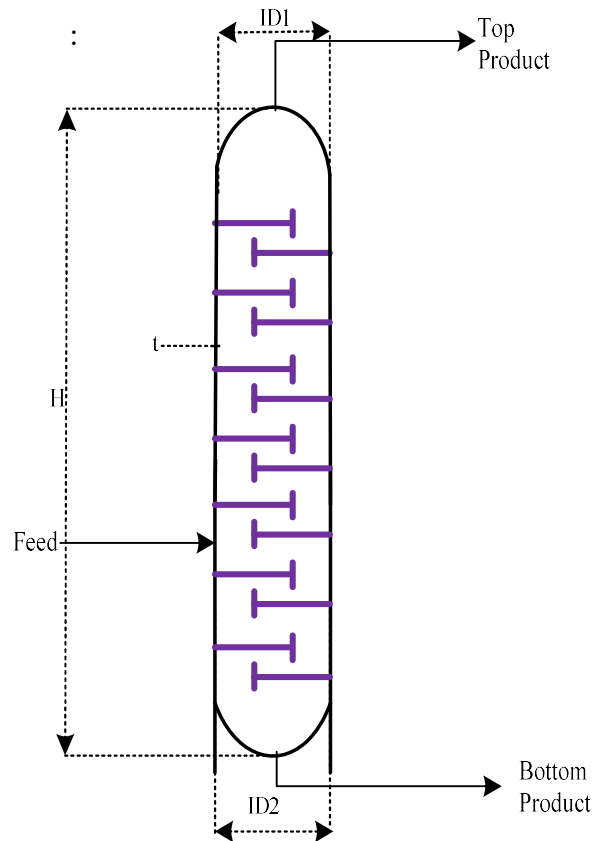
12. Pressure Drop, ΔP

$Re_s = \frac{DexGa}{\mu}$ $= \frac{0,0395 \times 13.473,47}{0,2904}$ $= 1827,681311$	$Re_t = 30.304,05$
$f = 0,035 + \frac{0,246}{(Re_s)^{0,42}}$	$f = 0,035 + \frac{0,246}{(Re_s)^{0,42}}$ $= 0,006923$
	$s = 1,07 \text{ (Kern : Fig 6 Hal 809)}$
	$\rho = 1,07 \times 62,5$

$= 0,035 + \frac{0,246}{23,442}$	$= 66,875$
$= 0,014761746$	$\Delta F_{as} = \frac{4FGa^2.La}{2g\rho^2De}$
$s = 1,012 \text{ (Kern : Fig 6 Hal 809)}$	$= 0,00185 \text{ ft}$
$\rho = 1,012 \times 62,5$	$\Delta F_p = \frac{\Delta F_{as} \times \rho}{144}$
$= 63,25$	$\Delta F_p = \frac{0,0018 \times 66,875}{144}$
$\Delta F_{as} = \frac{4FGa^2.La}{2g\rho^2De}$	$= 0,000857 \text{ psi}$
$= 0,009522892 \text{ ft}$	<p>Memenuhi karna $< 10 \text{ Psi}$</p>
$V = Ga/3600\rho$	
$= 13.437,47/3600 \times 63,25$	
$= 0,0590 \text{ fps}$	
$\Delta F_t = \frac{V^2}{2g}$	
$= 3 \times \frac{0,00348}{64,4}$	
$= 0,0002 \text{ ft}$	
$\Delta F_a = \frac{dF_{as} + dF_t}{144}$	
$= 0,0001 \text{ Psi}$	

7. Kolom Destilasi

- Fungsi : Memisahkan EDC dengan air
Tipe : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*
Bahan konstruksi : *Hight Alloy Steels (SA-240 Grade 304, 18 Cr-8 Ni)*
Jumlah : 1 unit
Gambar :



Gambar L-C.7Kolom Destilasi

Data:

- Temperatur : 88,887 °C
Tekanan : 1 atm
Tin : 88,887 °C
T distilat : 83,792 °C
T bottom : 99,987 °C

- Feed (F)

Tabel.LC1. Umpan Masuk Kolom Destilasi

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Xi	ρ (kg/m ³)	Xi/ ρ	x/bm	Viskositas (Cp)	x/ μ	μ_{mix}	Bm campuran	densitas campuran
H ₂ O	18	466,02	25,890	0,083	998	8,32657E-05	5,E-03	1,002	8,E-02	0,85	72,06	1226,95
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	5141,99	51,939	0,917	1253	0,000731764	9,E-03	0,84	1,E+00			
Total		5608,02	77,83	1		0,00082	1,E-02		1,E+00			

- Distilat (D)

Tabel.LC.2. Produk Keluar Distilat Kolom Destilasi

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Xi	ρ (kg/m ³)	Xi/ ρ	x/bm	Viskositas (Cp)	x/ μ	μ_{mix} (Cp)	Bm campuran	densitas campuran
H ₂ O	18	0,28	0,016	0,00005	0,804	6,81E-05	3,E-06	1,002	5,E-05	0,84	98,98	3,40
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	5138,889	51,908	1,000	3,4	0,2941015	1,E-02	0,84	1,E+00			
Total		5139,17	51,92	1		0,2941696	1,E-02		1,E+00			

- Bottom (B)

Tabel.LC.3. Produk Keluar Bottom Kolom Destilasi

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Xi	ρ (kg/m³)	Xi/ρ	x/bm	Viskositas (Cp)	x/μ	μ_{mix} (Cp)	Bm camp (kg/kmol)	densitas campuran
H ₂ O	18	465,74	25,874	0,993	998	0,001	6,E-02	1,002	1,E+00	1,00	18,10	999,35
C ₂ H ₄ Cl ₂	99	3,11	0,031	0,007	1253	5E-06	7,E-05	0,84	8,E-03			
Total		468,85	25,91	1		0,001	6,E-02		1,E+00			

$$F = \frac{F}{\text{BM Camp Feed}} = \frac{5608,02 \text{ kg/jam}}{72,06 \text{ kg/kmol}} = 77,829 \text{ kmol/jam}$$

$$D = \frac{D}{\text{BM Camp Distilat}} = \frac{5139,17 \text{ kg/jam}}{98,98 \text{ kg/kmol}} = 51,924 \text{ kmol/jam}$$

Dari persamaan (5-4) sampai (5-8) Buku *Harker* diperoleh :

Diketahui : R = 2,26 (Lampiran A. Neraca Massa)

Ln/D = R.....(Pers. 5-4, *Harker*, hal 152)

$$Ln = R \times D$$

$$= 2,26 \times 51,924 \text{ kmol/jam}$$

$$= 117,110 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 V_n &= L_n + D \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-5, Harker, hal 152}) \\
 &= 117,110 \text{ kmol/jam} + 51,924 \text{ kmol/jam} \\
 &= 169,034 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_m &= L_n + F \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-6, Harker, hal 153}) \\
 &= 117,110 \text{ kmol/jam} + 77,829 \text{ kmol/jam} \\
 &= 194,940 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$F = D + B \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-8, Harker, hal 153})$$

$$\begin{aligned}
 B &= F - D \\
 &= 77,829 \text{ kmol/jam} - 51,924 \text{ kmol/jam} \\
 &= 25,906 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_m &= L_m - B \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-7, Harker, hal 153}) \\
 &= 194,940 \text{ kmol/jam} - 25,906 \text{ kmol/jam} \\
 &= 169,034 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

The internal flow rates are calculated from a series of mass balances:
 In the rectifying section,

$$L_n/D = R \quad (5-4)$$

$$V_n = L_n + D \quad (5-5)$$

(Pers. 5-4 dan Pers. 5-5, Harker, hal 152)

In the stripping section, as the feed is a liquid at its boiling point,

$$L_m = L_n + F \quad (5-6)$$

and

$$V_m = L_m - W \quad (5-7)$$

The overall balance is given by

$$F = D + W \quad (5-8)$$

where L_n, L_m = liquid flows in the rectifying and stripping sections respectively (mol/hr) [kmol/s],

V_n, V_m = vapour flows in the rectifying and stripping sections respectively (mol/hr) [kmol/s],

F = feed rate (mol/hr) [kmol/s],

D = top product removal rate (mol/hr) [kmol/s],

W = bottom product removal rate (mol/hr) [kmol/s].

(Pers. 5-6, 5-7, 5-8, Harker, hal 153)

<i>Rectifying Section</i>	<i>Stripping Section</i>
Kondisi <i>Top</i> Distilasi 1	Kondisi <i>Bottom</i> Distilasi 1
<p>➤ Laju alir liquid (L)</p> $L = L_n \times \text{BM Camp Distilat}$ $L = 142,432 \times 98,98$ $L = 14097,244 \text{ kg/jam}$	<p>➤ Laju alir liquid (L)</p> $L = L_m \times \text{BM Camp Bottom}$ $L = 237,352 \times 18,10$ $L = 4295,277 \text{ kg/jam}$
<p>➤ Laju alir uap (V)</p> $V = V_n \times \text{BM Camp Distilat}$ $V = 205,582 \times 98,98$ $V = 20347,585 \text{ kg/jam}$	<p>➤ Laju alir uap (V)</p> $V = V_m \times \text{BM Camp Bottom}$ $V = 205,582 \times 18,10$ $V = 3720,340 \text{ kg/jam}$
<p>➤ Densitas alir uap (ρ_v)</p> $\rho_v = \frac{P \times \text{BM Camp Distilat}}{R \times T}$	<p>➤ Densitas alir uap (ρ_v)</p> $\rho_v = \frac{P \times \text{BM Camp Bottom}}{R \times T}$
<p>Diket :</p> $P = 1 \text{ atm}$ $R = 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$ $T = 356,95 \text{ K}$	<p>Diket :</p> $P = 1 \text{ atm}$ $R = 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$ $T = 373,13 \text{ K}$

$\rho_v = \frac{P \times \text{BM Camp Distilat}}{R \times T}$ $\rho_v = \frac{1 \times 98,98}{0,082 \times 356,95}$ $\rho_v = 3,381 \text{ kg/m}^3$	$\rho_v = \frac{P \times \text{BM Camp Bottom}}{R \times T}$ $\rho_v = \frac{1 \times 999,35}{0,082 \times 373,13}$ $\rho_v = 0,591 \text{ kg/m}^3$
--	---

Perkiraan diameter kolom

Diketahui :

$$V = 16730,23844 \text{ kg/jam} = 36890,17577 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_v = 3,382 \text{ kg/m}^3$$

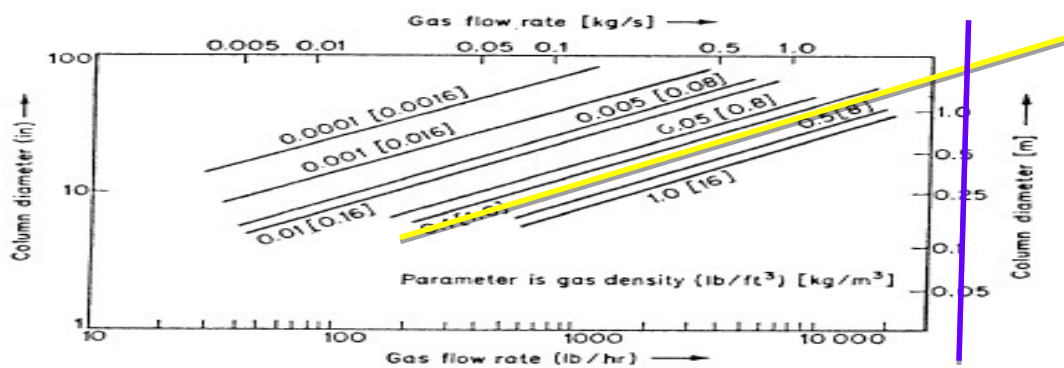


FIGURE 4-1. Estimation of column diameter⁽⁹⁾

(Process Plant Design, Harker, Fig 4-1, hal 103)

Dari pembacaan grafik pada Fig. 4-1 buku *Harker* hal 103 diperoleh :

Asumsi diameter = 1,5 m

4.3.1 System Factors

(i) *Scale*. For column diameters of less than approximately 3 ft [1 m], it is more usual to employ packed towers because of the high fabrication costs of the small trays. For a very large column, liquid distribution problems may arise and this fact, coupled with the weight considerations of a large volume of packing, may lead to the choice of a plate tower. A preliminary estimate of tower diameter may be obtained from Figure 4-1.⁽⁹⁾

(Process Plant Design, hal 103)

Untuk diameter asumsi < 1 meter digunakan *packed column* sedangkan untuk diameter > 1 meter maka digunakan *tray column* (Process Plant Design, hal

103). Pada Fig 4-1 diperoleh $D = 1,5$ sehingga pada perancangan kolom distilasi ini dipilih tipe *tray column* dengan jenis *sieve tray*.

1. Efisiensi *Plate*

$$\begin{aligned} T_{\text{rata-rata Kolom}} &= \frac{T_{\text{distilat}} + T_{\text{bottom}}}{2} \\ &= \frac{83,80\text{ }^{\circ}\text{C} + 99,98\text{ }^{\circ}\text{C}}{2} \\ &= 91,98^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\alpha_{\text{avg}} = 0,2985 \quad (\text{Lampiran A. Neraca Massa})$$

$$\mu_{\text{camp}} = 0,84 \text{ cp}$$

$$\alpha_{\text{avg}} \times \mu_{\text{camp}} = 0,201$$

$$\text{Efisiensi } (\eta) = E_o = 75\% \quad (\text{Process Plant Design, Harker, Fig 4-9, hal 126})$$

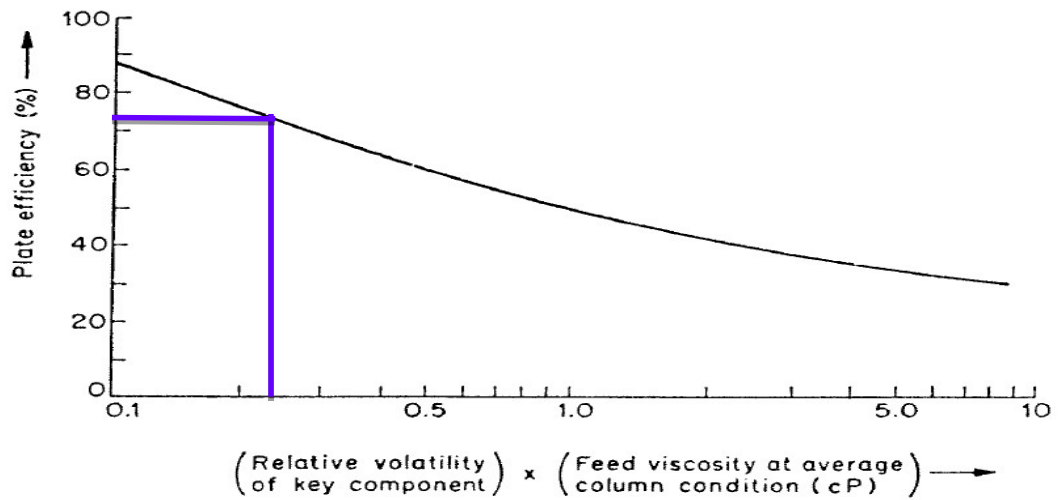


FIGURE 4-9. The efficiency correlation of O'Connell⁽³⁹⁾

(Process Plant Design, Harker, Fig 4-9, hal 126)

2. Plate Actual, N_{act}

$$s = 46 \quad (\text{Lampiran A. Neraca Massa})$$

$$N_{\text{act}} = \frac{s}{E_o}$$

$$N_{\text{act}} = \frac{46}{75\%}$$

$$N_{\text{act}} = 61,333$$

Penentuan *feed plate*

$$S_r = 26 \quad (\text{Lampiran A. Neraca Massa})$$

$$S_v = S_r$$

$$S_v = \frac{26}{75\%}$$

$$S_v = 34,6$$

$$\text{Feed plate} = 35$$

Jadi *feed plate* terletak pada *plate* ke 35 dari puncak kolom distilasi.

3. Menentukan *flow rate* pada kolom *rectifying*

$$R = 2,26 \text{ (Lampiran A. Neraca Massa)}$$

$$L = 11591,06819 \text{ kg/jam} = 3,2197 \text{ kg/s}$$

$$V = 16730,2384 \text{ kg/jam} = 4,6473 \text{ kg/s}$$

Desain *Sieve Tray* berdasarkan Literatur *Harker* :

a. Vapor (V)

$$\text{Laju alir massa, } V = 4,6473 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas campuran, } \rho_v = 3,40 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volum, } Q_v &= \frac{V}{\rho_v} \\ &= \frac{4,6473 \text{ kg/s}}{3,40 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir volum, } Q_v = 1,3671 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Liquid (L)

$$\text{Laju alir massa, } L = 3,2197 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas campuran, } \rho_L = 999,35 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volum, } Q_L &= \frac{L}{\rho_L} \\ &= \frac{3,2197 \text{ kg/s}}{999,35 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir volum, } Q_L = 0,0032 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Parameter aliran (F_{LV})

$$F_{LV} = \left(\frac{L}{V}\right) \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0,5} \quad (\text{Process Plant Design, Harker, Pers. 6 – 21, hal 175})$$

$$F_{LV} = \left(\frac{3,2197 \text{ kg/s}}{4,6473 \text{ kg/s}}\right) \left(\frac{3,40 \text{ kg/m}^3}{999,35 \text{ kg/m}^3}\right)^{0,5}$$

$$F_{LV} = 0,0485$$

(iii) Flow parameter $F_{LV} = (L/V)(\rho_V/\rho_L)^{0.5}$ (6-21)

(iv) Vapour capacity C_{sb} (Figure 6-3)
 Assume plate spacing = . . . ft . . . m
 For $F_{LV} = . . . C_{sb} = . . .$
 Correct for surface tension

$$C_{sb} = (C_{sb,\sigma=20})(\sigma/20)^{0.2} \quad (6-1)$$

$$C_{sb} = U_{nf}[\rho_V/(\rho_L - \rho_V)]^{0.5} \quad (6-22)$$

$$U_{nf} = C_{sb}[(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{0.5} \quad (6-23)$$

$$= . . . \text{ ft/s} = . . . \text{ m/s.}$$

(Process Plant Design, Harker, Pers. 6-21 dan 6-23, hal 175)

d. Kapasitas uap (C_{sb})

Asumsi plate spacing (jarak antar plate) = 9 in = 0,23 m

Pada $F_{LV} = 0,0485$ maka

$C_{sb} = 0,045 \text{ m/s}$ (Process Plant Design, Harker, Fig 6-3, hal 166)

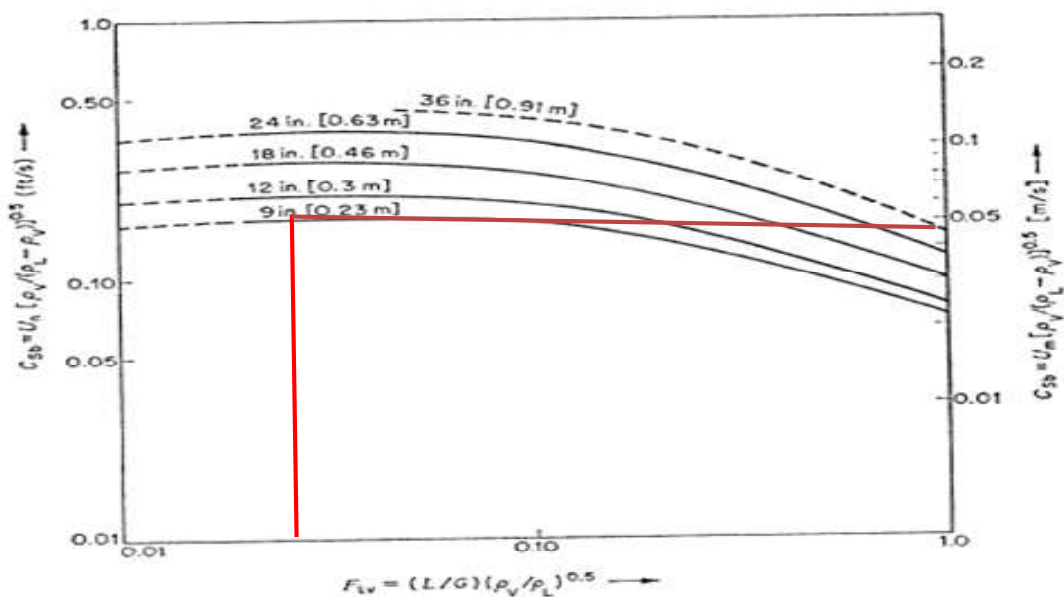


FIGURE 6-3. Sieve tray flooding capacity⁽⁶⁾

(Process Plant Design, Harker, Fig 6-3, hal 166)

$$U_{nf} = C_{sb} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{nf} = 0,045 \text{ m/s} \left(\frac{999,35 \text{ kg/m}^3 - 3,40 \text{ kg/m}^3}{3,40 \text{ kg/m}^3} \right)^{0.5}$$

$$U_{nf} = 0,7702 \text{ m/s}$$

e. Pemilihan tray

Digunakan *Tray double pass*, digunakan untuk laju alir liquid melebihi $0,03 \text{ m}^3/\text{s}$

Untuk jenis tray ini mempunyai konfigurasi:

- *Area downcomer* (A_d) = $0,12 A_t$
- *Weir length* (L_w) = $0,77 D_t$
- *Net area* (A_n) = $0,88 A_t$
- *Weir height* (h_w) = 90 mm (*Equipment design lecture_23-24*)
- *Hole diameter* = 5 mm (diameter lubang)
- *Tray thickness* = 5 mm (*Equipment design lecture_23-24*)

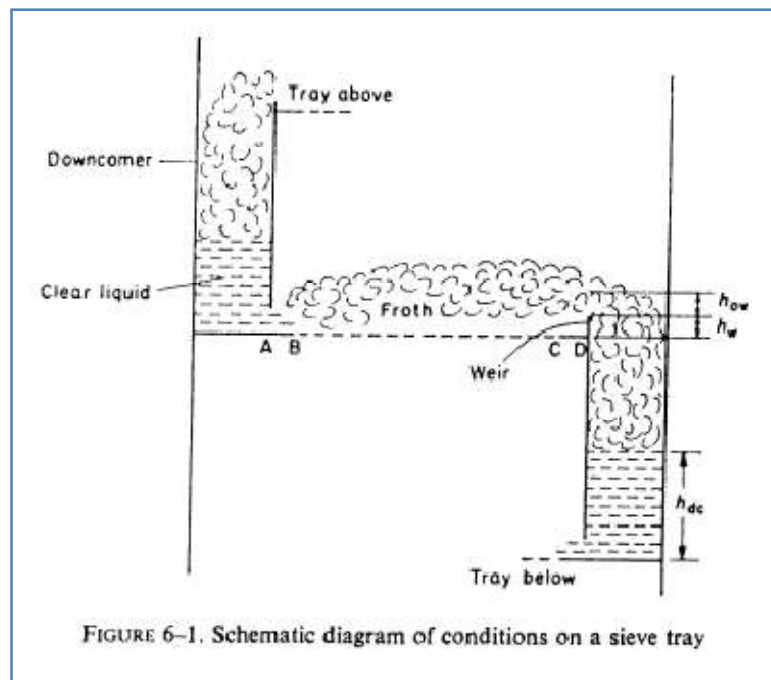
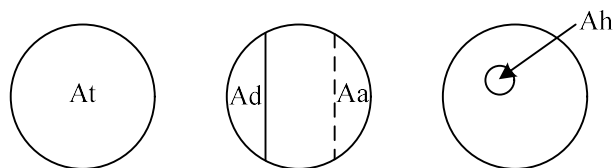


FIGURE 6-1. Schematic diagram of conditions on a sieve tray

(Skema Kondisi dalam *sieve tray*, *Process Plant Design*, Harker, Fig. 6-1 hal 163)



Keterangan :

A_t = *Tower area*

A_d = *Downcomer area*

A_n = *Net area* = $A_a + A_d$

A_h = *Hole area*

Aa = Active area

f. Diameter tower, Dt

Dipilih desain flooding (F^*) = 30% (asumsi)

$$U_n^* = F^* \times U_{nf} \quad (\text{Pers. 6-25, Harker, hal 175})$$

$$U_n^* = 30\% \times 0,770 \text{ m/s}$$

$$U_n^* = 0,231 \text{ m/s}$$

Area menara, At

$$At = \frac{Q_v}{0,88 \times U_n^*} \quad (\text{Pers. 6-26, Harker, hal 175})$$

$$At = \frac{1,367 \text{ m}^3/\text{s}}{0,88 \times 0,231 \text{ m/s}}$$

$$At = 6,723 \text{ m}^2$$

Choose percentage flooding F^* , e.g. 80 per cent. Hence

$$U_n^* = F^* \times U_{nf} = \dots \text{ft/s} \dots \text{m/s} \quad (6-25)$$
$$A_t^* = \text{tower area} = Q/U_n^* = \dots \text{ft}^2 \dots \text{m}^2 \quad (6-26)$$

(Process Plant Design, Harker, Pers. 6-25 dan 6-26 hal 175)

Diameter menara, Dt

$$Dt = \left(\frac{4 \times At}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$Dt = \left(\frac{4 \times 6,723}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$Dt = 2,926 \text{ m}$$

$$Dt = 9,599 \text{ ft}$$

Luas penampang, At

$$At = (1/4) \times \pi \times Dt^2$$

$$At = (1/4) \times 3,14 \times 2,926^2$$

$$At = 6,723 \text{ m}^2$$

g. Tabulasi area menara

$$\text{Tower area, At} = 6,723 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area, Ad} = 0,12 \text{ At} = 0,12 \times 6,723 \text{ m}^2 = 0,807 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area, An} = \text{At} - \text{Ad} = 6,723 \text{ m}^2 - 0,807 \text{ m}^2 = 5,916 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Active area, } A_a &= A_t - 2A_d = 0,807 \text{ m}^2 - (2 \times 5,916 \text{ m}^2) = 5,109 \text{ m}^2 \\ \text{Hole area, } A_h &= 0,1 A_t = 0,1 \times 6,723 \text{ m}^2 = 0,672 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

h. Flooding check, F

$$\begin{aligned} U_n &= \frac{Q_v}{A_n} && \text{(Pers. 6-28, Harker, hal 176)} \\ &= \frac{1,367 \text{ m}^3/\text{s}}{5,916 \text{ m}^2} \\ &= 0,231 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$F = F^*(U_n/U_n^*)$$

$$F = 30\% (0,231 / 0,231)$$

$$F = 0,30$$

$$F = 30\%$$

i. Perhitungan *Entrainment*

Diketahui :

$$F_{LV} = 0,049$$

$$F = 30\%$$

$$\Psi = 0,0024 \text{ (Process Plant Design, Harker, Fig. 6-4 hal 167)}$$

Maka, total entrainment (e) yaitu :

$$\begin{aligned} e &= \frac{\Psi L}{1-\Psi} \\ e &= \frac{0,0024 \times 3,2197}{1-0,0024} \end{aligned}$$

$$e = 0,0077 \text{ kg/s}$$

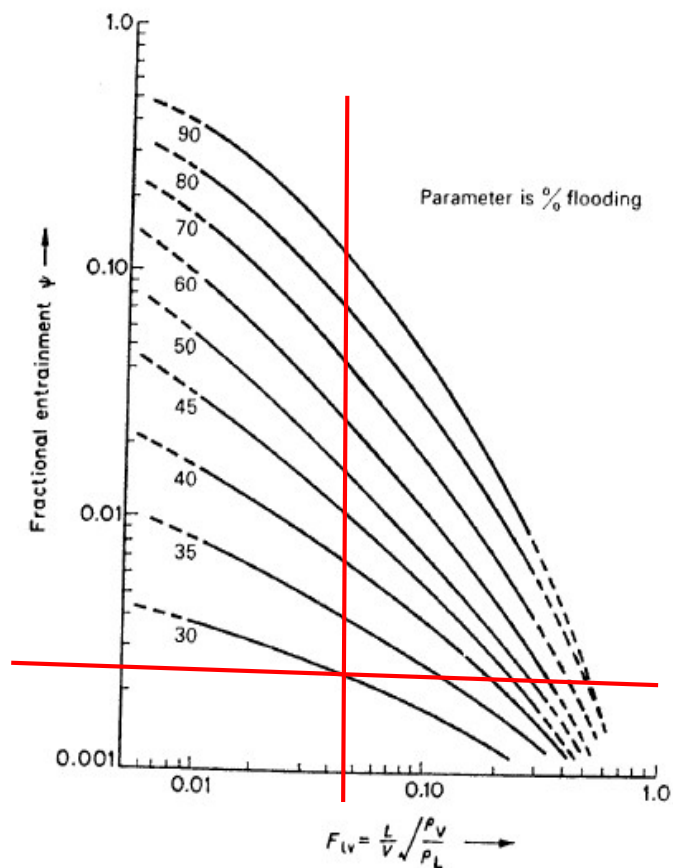


FIGURE 6-4. Sieve tray fractional entrainment^(a)

(Process Plant Design, Harker, Fig. 6-4hal 167)

j. Perhitungan *pressure drop tray*

- *Hole velocity, V_h*

$$V_h = Q_v / A_h$$

$$V_h = 1,367 / 0,672$$

$$V_h = 2,0335 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Tebal tray}}{\text{Diameter Hole}} = \frac{5}{5} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Active area}} = \frac{A_h}{A_a}$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Active area}} = \frac{0,672}{5,109} = 0,132$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Active area}} = \frac{0,672}{5,109} = 0,132$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Active area}} = \frac{0,672}{5,109} = 0,132$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Active area}} = \frac{0,672}{5,109} = 0,132$$

$$\begin{aligned}
 \text{Gross \% free area} &= Ah/At \\
 &= 0,672/6,723 \\
 &= 10\%
 \end{aligned}$$

Dari Fig 6-8 buku harker diperoleh :

$$\left(\frac{1}{C_{vo}}\right)^2 = 1,7$$

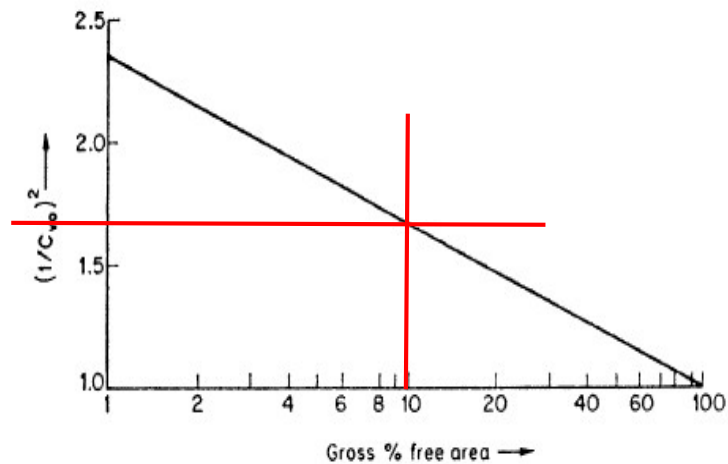


FIGURE 6-8. Orifice coefficient and free area for sieve trays⁽¹⁵⁾

(Process Plant Design, Harker, Fig. 6-8hal 172)

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{dry} &= 5,08 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right) V h^2 \left(\frac{1}{C_{vo}}\right)^2 \\
 \Delta P_{dry} &= 5,08 \left(\frac{3,40}{999,35}\right) 4,1349 \times 1,7 \\
 \Delta P_{dry} &= 0,121 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

- Aerated liquid drop, ha

$$F_{va} = \left(\frac{Qv}{Aa}\right) \rho_v^{0,5} \text{ (Pers. 6 - 32, Harker, hal 176)}$$

$$F_{va} = \left(\frac{1,367}{5,109}\right) 3,40^{0,5}$$

$$F_{va} = 0,493m$$

Aeration factor, $\Phi_p = 0,78$

froth density, $\Phi = 0,44$

(Harker, Fig 6-9, hal 173)

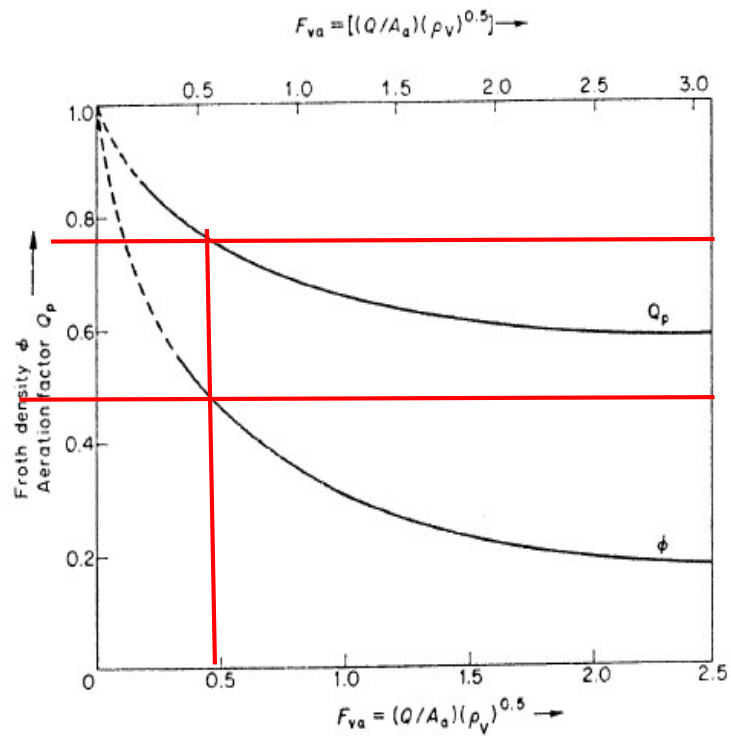


FIGURE 6-9. Aeration factor and relative froth density for sieve trays^(16*)

(Harker, Fig 6-9, hal 173)

Weir length, $L_w = 0,77 Dt$

$$= 0,77 \times 2,926 \text{ m}$$

$$= 2,253 \text{ m}$$

Tinggi liquid menguap diatas weir, h_{ow}

$$h_{ow} = 66,6 \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{0,67}$$

$$h_{ow} = 66,6 \left(\frac{0,0032218}{46,5945} \right)^{0,67}$$

$$h_{ow} = 40,276 \text{ cm}$$

Weir height, h_w

$$h_a = \Phi_p (0,1 h_w + h_{wo}) \quad (\text{Pers 6-12, Harker, hal 176})$$

$$h_a = 0,78 \times 41,176$$

$$h_a = 32,117 \text{ cm}$$

Total tray pressure drop, Pt

$$P_t = P_{\text{dry}} + h_a \quad (\text{Pers 6-33, Harker, hal 176})$$

$$P_t = 0,121 + 32,118$$

$$P_t = 32,24 \text{ cm}$$

k. Downcomer residence time, V_d

$$V_d = \frac{L}{A_d \times \rho_L}$$

$$V_d = \frac{3,220}{0,807 \times 999,347}$$

$$V_d = 0,0040 \text{ m/s}$$

V_d = kecepatan aliran *downcomer*

$$\text{Residence time} = \frac{\text{Tray spacing}}{V_d} \quad (\text{Pers. 6-36, Harker, hal 177})$$

$$\text{Residence time} = \frac{0,63 \text{ m}}{0,0040 \text{ m/s}}$$

$$\text{Residence time} = 157,754 \text{ sekon}$$

Residence time memenuhi karena nilainya besar dari 3 sekon (Harker, hal 182).

The residence time is greater than the minimum of 3 s and is therefore satisfactory.

(Harker, hal 182)

j. Liquid gradience

1. Tinggi *froth* pada *tray*, h_f

$$h_f = \frac{h_a}{2(\Phi_p - 1)} \quad (\text{Pers. 6 - 37, Harker, hal 177})$$

$$h_f = \frac{32,118}{2(0,78 - 1)}$$

$$h_f = 72,994 \text{ cm}$$

$$h_f = 0,730 \text{ m}$$

2. *Hidrolic radius*, R_h

$$D_F = \frac{L_w + D_t}{2} \quad (\text{Pers. 6 - 40, Harker, hal 177})$$

$$D_F = \frac{6,595 + 2,926}{2}$$

$$D_F = 4,761 \text{ m}$$

$$R_h = \frac{h_f + D_f}{2h_f + 100D_f} \quad (\text{Pers. 6 - 39, Harker, hal 177})$$

$$R_h = \frac{0,730 + 4,761}{(2 \times 0,730) + (100 \times 4,761)}$$

$$R_h = 0,0115 \text{ m}$$

3. Velocity of aerated mass, U_f

$$U_f = \frac{100 \times Q_L}{h_f \times \Phi \times D_f} \quad (\text{Pers. 6 - 41, Harker, hal 178})$$

$$U_f = \frac{100 \times 0,00322}{0,730 \times 0,44 \times 4,761}$$

$$U_f = 0,211 \text{ m/s}$$

4. Renold modulus, R_{eh}

$$R_{eh} = \frac{R_h \times U_f \times \rho_L}{\mu_L}$$

$$R_{eh} = \frac{0,0115 \times 0,211 \times 999,35}{0,00085}$$

$$R_{eh} = 2843,775$$

5. Faktor friksi, f

$$f = 0,18 \quad (\text{Fig 6-10, Harker, hal 174})$$

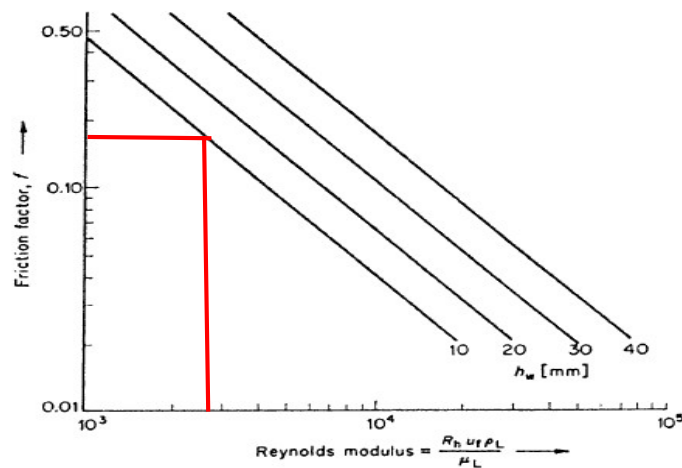


FIGURE 6-10. Sieve tray friction factor⁽¹⁾

(Harker, Fig 6-10 hal 174)

1. Perhitungan liquid gradience, Δ

$$\Delta = \frac{10^4 \times f \times U_f^2 \times L_f}{R_h \times g}$$

$$\Delta = \frac{10^4 \times 0,18 \times 0,211^2 \times 2,253}{0,0115 \times 981}$$

$$\Delta = 15,967 \text{ cm}$$

$$\Delta = 0,1597 \text{ m}$$

Asumsi *clearance*,

$$C' = 38 \text{ mm} = 0,038 \text{ m}$$

$$A_{da} = C' \times L_w$$

$$A_{da} = 0,038 \times 6,595$$

$$A_{da} = 0,251 \text{ m}^2$$

$$h_{da} = 16,5 (Q_L/A_{da})^2 \quad (\text{Pers. 6-19, Harker, hal 174})$$

$$h_{da} = 16,5 (0,00322/0,2506)^2$$

$$h_{da} = 0,0027 \text{ cm}$$

$$h_{de} = P_T + h_w + h_{ow} + \Delta + h_{da}$$

$$h_{de} = 32,239 + 0,9 + 40,276 + 15,967 + 0,0027$$

$$h_{de} = 89,385 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi areal liquid} &= h_{de}/\Phi_p \\ &= 89,385 \text{ cm}/0,78 \\ &= 114,597 \text{ cm} \end{aligned}$$

m. Tinggi kolom, H

$$H = (N_{act} \times \text{plates spacing}) + (N_{act} \times \text{tebal plate})$$

$$H = (61,33 \times 0,23) + (61,33 \times 0,005)$$

$$H = 14,41 \text{ m}$$

n. Tebal dinding kolom, t

Bahan konstruksi : *Hight Alloy Steels* (SA-240 Grade 304, 18 Cr-8 Ni)

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Wallas, Tabel 18.3 hal 649})$$

Diketahui :

- Tekanan desain, P : 14.696 psi
- Diameter kolom, D : 2,926 m = 115,21 in
- Jari-jari tangki, R : 57,60 in
- Allowable stress, S (T=446 °F): 17500 psi (Wallas, Tabel 18.4)

- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Tahun digunakan : 10 tahun

TABLE 18.4. MAXIMUM ALLOWABLE TENSILE STRESSES (psi) OF FIELD STEELS
(a) Carbon and Low Alloy Steels

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Spec. min. tensile strength	For temperatures not exceeding °F.									
				-20 to 650	700	800	900	1000	1100	1200			
Carbon Steel													
SA515	55	C-Si	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	2,500					
SA515	70	C-Si	70,000	17,500	16,600	12,000	6,500	2,500					
SA516	55	C-Si	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500	2,500					
SA516	70	C-Si	70,000	17,500	16,600	12,000	6,500	2,500					
SA285	A	-----	45,000	11,200	11,000	9,000	6,500						
SA285	B	-----	50,000	12,500	12,100	9,600	6,500						
SA285	C	-----	55,000	13,700	13,200	10,200	6,500						
Low-Alloy Steel													
SA202	A	Cr-Mn-Si	75,000	18,700	17,700	12,600	6,500	2,500					
SA202	B	Cr-Mn-Si	85,000	21,200	19,800	12,800	6,500	2,500					
SA387	D*	2½ Cr-I Mo	60,000	15,000	15,000	15,000	13,100	2,800	4,200	1,600			

(Wallas, Tabel 18.4)

Maka,

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$t_d = \frac{14.696 \text{ psi} \times 57,60 \text{ in}}{(17500 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 14.696 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/thn} \times 10 \text{ thn}$$

$$= 0,077 \text{ in}$$

$$= 0,00195 \text{ m}$$

$$OD_{\text{kolom}} = ID + 2t$$

$$OD_{\text{kolom}} = 2,926 + (2 \times 0,00195)$$

$$OD_{\text{kolom}} = 2,930 \text{ m}$$

B. Spesifikasi Peralatan Utilitas

Dalam suatu pabrik, unit utilitas merupakan bagian yang penting agar proses utama dapat berlangsung sesuai dengan fungsinya. Unit utilitas disediakan berdasarkan kebutuhan operasional pabrik, yaitu :

- a. Kebutuhan tenaga listrik
- b. Kebutuhan air
- c. Kebutuhan steam

1. Kebutuhan Listrik

- a. Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan

Tabel LC-4 Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan

Nama Alat	Daya (HP)
Kompressor	10
Pompa proses	5
Pompa Utilitas	12
Tangki pelarutan	6
Cooling Tower	53
Boiler	100
Total	186

Kebutuhan listrik pada peralatan proses

$$= (186\text{Hp} \times 0,7457 \text{ kW/HP}) = 138,7002 \text{ kW}$$

- b. Kebutuhan energi listrik untuk peralatan instrumentasi diperkirakan 50 kw.

Seperti : Alat – alat pengendali

- c. Kebutuhan energi listrik untuk bengkel diperkirakan 100 kwh.

Seperti : Alat pemotong, mesin las, dll

- d. Kebutuhan energi listrik untuk penerangan

- Luas area pabrik = 20.000 m^2

$$\text{Penerangan rata-rata} = 10 \text{ watt/m}^2$$

$$\text{Total penerangan untuk pabrik} = 20.000 \text{ m}^2 \times 10 \text{ watt/m}^2$$

$$= 200.000 \text{ watt}$$

$$= 200 \text{ kW}$$

- Luas area perumahan, kantor dan fasilitas lain = 5.000 m^2

- Area perumahan

Asumsi : 1 rumah karyawan memiliki daya listrik 900 watt

$$= 900 \text{ watt} \times 40 \text{ unit rumah}$$

$$= 36.000 \text{ watt}$$

$$= 36\text{kW}$$

- Area Perkantoran

$$\text{Penerangan rata-rata} = 10 \text{ watt/m}^2$$

$$\text{Total penerangan untuk area kantor} = 5.000 \text{ m}^2 \times 10 \text{ watt/m}^2$$

$$= 50.000 \text{ watt}$$

$$= 50 \text{ kW}$$

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor dan komunikasi

Seperti :

- 20 unit komputer (@ 300 watt) = 6.000 watt
- 5 unit TV (@ 50 watt) = 250 watt
- 10 unit AC (@ 300 watt) = 3.000 watt
- 12 unit dispenser (@ 300 watt) = 3.600 watt
- 5 unit kulkas (@ 110 watt) = 550 watt
- 2 unit mesin photo kopi (@ 800 watt) = 1.600 watt
- Dan lain-lain = 800 watt

Jumlah = 15.800 watt = 15,8 kW

Total kebutuhan listrik :

$$= (139 + 50 + 100 + 200 + 36 + 50 + 15,8)kW$$

$$= 525kW$$

Faktor keamanan 20%

(Peters, hal 37)

$$\text{Kebutuhan listrik sebenarnya} = 1,2 \times 525kW$$

$$= 630 kW$$

2. Kebutuhan Air

a. *Steam*

Tabel LC-5 Kebutuhan *Steam* untuk Proses

Alat	massa steam (Kg)
HE-1301	128,966
V-10011	797,435
HE-1302	1534,608
HE-1303	380,173
HE-3304	151,857
MD-3041	1508,589
Total	4501,627

b. Air Pendingin

Tabel LC-6 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Air Pendingin (Kg)
Reaktor Fluidized bed (R-2701)	73292,626
Cooler (C-2901)	38885,407
Kondensor (E-2209)	16496,6208

Menara Destilasi (MD-3041)	27356,703
Cooler (C-3902)	2628,545
Total	158659,901

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk :

➤ Perumahan

Kebutuhan air per orang	= 250 L/hari
Kebutuhan rumah	= 25 unit
Jumlah orang dalam 1 rumah	= 4 orang
Kebutuhan air total	= 1,04 m ³ /jam
Total	= 1.040,99 kg/jam

➤ Perkantoran

Kebutuhan air perorangan ±25 L/hari atau 6,6 gallon/hari, dengan jumlah karyawan 83 orang, kebutuhan air setiap jam adalah :

$$= 83 \times 25 \frac{l}{\text{Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 86,46 \text{ liter/jam} = 0,09 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 86,46 \text{ kg/jam}$$

➤ Laboraturium diperkirakan sebanyak	= 15 kg/jam
➤ Poliklinik diperkirakan sebanyak	= 10 kg/jam
➤ Pemadam kebakaran diperkirakan sebanyak	= 50 kg/jam
➤ Masjid dan kantin diperkirakan sebanyak	= 50 kg/jam
Total kebutuhan air untuk sanitasi	= 1252,45 kg/jam

Total Kebutuhan Air

Kebutuhan Air per jam

• Air pendingin	= 158659,901 kg/jam
• Air umpan boiler	= 4501,627 kg/jam
• Air sanitasi	= 1.252,45 kg/jam
Total	= 164413,979 kg/jam

Pada saat operasi kontinu sejumlah air akan disirkulasikan dengan asumsi kehilangan air sebesar ± 10%

Air make up untuk *cooling tower* dan boiler = sejumlah air make up
 = 10%(umpan boiler+cooler)
 = 16316,153kg/jam

Jumlah air saat start up = total kebutuhan air
 = 164413,979kg/jam

Jumlah air yang hilang = air sanitasi + air *make up*
 = 1.252,45 kg/jam + 16316,153kg/jam
 = 19325,463 kg/jam

Jumlah air yang dibutuhkan pada saat operasi kontinu adalah
 = faktor keamanan × jumlah air yang hilang
 = 1,1 × 19325,463kg/jam
 = 21258,00945kg/jam

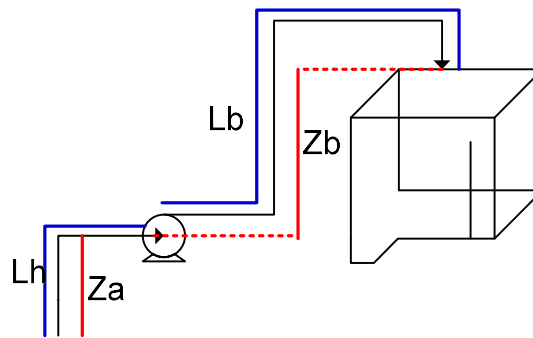
1. Pompa

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak penampungan

Tipe : *Centriugal pump*

Bahan : *Commercial steel pipe*

Gambar :



Gambar L-C.8 Pompa Mengalirkan Air dari Sungai ke Bak Penampungan

Daya pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli :

$$+\frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$g/g_c = 1$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$\eta = 80\%$$

(Peters, Fig. 14.37)

Data :

- Laju alir massa, m : $19.325,46 \frac{kg}{jam} = 11,827 \frac{lb}{dt}$
- Densitas air, ρ : $998 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas air, μ : $2,419 \text{ lb/ft.hr}$
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Z_a : $-2 \text{ m} = -6,56 \text{ ft}$
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Z_b : $0 \text{ m} = 0 \text{ ft}$
- Panjang pipa hisap, L_s : $10 \text{ m} = 32,8 \text{ ft}$
- Panjang pipa buang, L_d : $15 \text{ m} = 49,2 \text{ ft}$
- Faktor keamanan 10%

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	>100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	>100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	>100:1 >100:1 10:1	10

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = m/0,9$$

$$= 26,4723 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Q_p}{\rho}$$

$$= \frac{26,4723 \text{ lb/s}}{62,3051 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,4249 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 3,1785 \text{ gal/s}$$

$$= 190,712 \text{ gal/menit}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15})$$

$$= 3,9 * (0,4249)^{0,45} * (62,43)^{0,13}$$

$$= 4,5402 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	5 in sch 40							
ID	5,0470	in	0,4204	Ft	5,0470	in	0,4204	ft
OD	5,5630	in	0,4634	Ft	5,5630	in	0,4634	ft
a"	0,0298				ft ²			

Kecepatan aliran, V

$V_a = V_b$, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{a''}$$

$$= \frac{0,4249 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,0298 \text{ ft}^2} = 14,2377 \text{ ft/dt}$$

$$\frac{v^2}{2g_c} = \frac{14,2377}{2 \times 32,17} = 3,148 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{62,3051 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 51255,08 \frac{\text{ft}}{\text{jam}} \times 0,4204 \text{ ft}}{2,41909 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} = 554999,6121$$

Rugi Gesek

- Pipa hisap (*suction*)

Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$\begin{aligned} r_H &= \frac{ID}{4} \\ &= \frac{0,4204 ft}{4} = 0,1051 ft \end{aligned}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *commercial steel pipe*, dimana

$$k = 0,00015 ft \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 ft}{0,4204 ft} = 0,0003568$$

$$f = 0,0039 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_{fsa} &= \frac{0,0039 \times 32,808 ft \cdot lb_f / lb \times 3,148 ft}{0,1051 ft} \\ &= 3,832 ft \cdot lb_f / lb \end{aligned}$$

- Rugi gesek akibat *fitting*

$$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f(\text{elbow } 90^\circ) = 0,9$$

$$K_f(\text{gate}) = 0,2 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

$$\text{Total } K_f = 0,9 + 0,2 = 1,1$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_{ffa} &= 1,1 \times 3,148 ft \cdot lb_f / lb \\ &= 3,462472 ft \cdot lb_f / lb \end{aligned}$$

- **Pipa buang (*discharge*)**

Pada pipa buang, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$\begin{aligned} r_H &= \frac{ID}{4} \\ &= \frac{0,4204 ft}{4} = 0,1051 ft \end{aligned}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *commercial steel pipe*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,4204 \text{ ft}} = 0,00036$$

$$f = 0,0039 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_{fsb} &= 0,0039 \times \frac{49,2 \text{ ft}}{0,1015 \text{ ft}} \times 3,148 \text{ ft. lb}_f/\text{lb} \\ &= 5,748 \text{ ft-lb}_f/\text{lb} \end{aligned}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* dan *valve*

$$h_{ffb} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f(\text{elbow } 90^\circ) = 0,9 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

$$K_f(\text{globe valve}) = 10 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

$$\text{Total } K_f = 0,9 + 1 \times 10 = 10,9$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_{ffb} &= 10,9 \times 3,148 \text{ ft. lb}_f/\text{lb} \\ &= 34,3099 \text{ ft-lb}_f/\text{lb} \end{aligned}$$

Sehingga, total rugi gesek adalah

$$\begin{aligned} &= h_{fsa} + h_{ffa} + h_{fsb} + h_{ffb} \\ &= 47,352 \text{ ft-lb}_f/\text{lb} \end{aligned}$$

- **Daya Pompa**

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$0,715 W_p = (0 - (-2)) \text{ ft} + 47,3523 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

$$W_p = 87,665 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{87,665 \text{ ft.lb}_f/\text{lb} \times 23,8251 \text{ lb}/\text{dt}}{550}$$

$$= 3,797 \text{ HP}$$

Daya motor (MHP)

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\eta = 84\%$$

(Peters, Fig 14.38)

$$\begin{aligned} \text{MPH} &= \frac{3,797 \text{ HP}}{0,84} \\ &= 4,52 \text{ HP} \end{aligned}$$

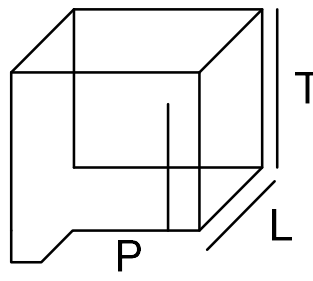
Dengan cara yang sama, maka diperoleh daya pada masing-masing pompa untuk peralatan utilitas seperti pada Tabel C.8 berikut ini.

Tabel L-C.4 Daya Pompa pada Peralatan Proses

Kode Alat	Keterangan	HP
P-1001	Pompa ke bak penampungan	4,5
P-1002	Pompa ke unit pengolahan raw water	5,8
P-1003	Pompa tangki pelarutan alum	4,3
P-1004	Pompa tangki pelarutan kaporit	4
P-1005	Pompa tangki pelarutan kapur tohor	4,7
P-1006	Pompa ke <i>sand filter</i>	11,8
P-1007	Pompa ke bak penampungan air bersih	5,4
P-1008	Pompa ke <i>Softener Tank</i>	3,37
P-1009	Pompa ke tangki air demin	4,5
P-1010	Pompa ke <i>cooling tower</i> dan dearator	3
P-1011	Pompa bahan bakar masuk <i>boiler</i>	0,32

2. Bak Penampung Air Sungai

- Fungsi = Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih
Tipe = Persegi panjang
Bahan konstruksi = Beton bertulang
Jumlah = 5 unit



Gambar L-C.9Bak Penampung Air Sungai

Data operasi :

Laju alir massa, $m = 38929,84 \text{ kg/jam}$

Densitas, $\rho = 998 \text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $t = 24 \text{ jam}$

Laju Alir Volumetric, Q

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{38929,84 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 39,01 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dimensi bak, Vt

$$Vt = Q \times t = 39,01 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} = 936,1885 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10%

$$V1 = 936,1885 \text{ m}^3 / 0,9 = 1.040,2095 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak

$$P : L : T = 6 : 4 : 1$$

$$V = P \times L \times T$$

$$1.040,2095 \text{ m}^3 = 6T \times 4T \times 1T$$

$$1.040,2095 \text{ m}^3 = 24T^3$$

$$\sqrt[3]{\frac{1.040,2095 \text{ m}^3}{24}} = T$$

$$T = 3,508252853 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh data :

$$P = 21,05 \text{ m}$$

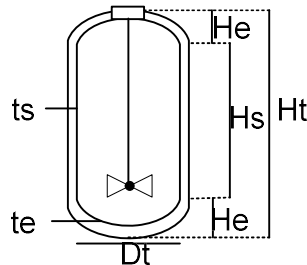
$$L = 14,03 \text{ m}$$

$$T = 3,50 \text{ m}$$

3. Tangki Pelarutan Alum

Fungsi : Tempat melarutkan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal



Gambar L-C.6Tangki Pelarutan Alum

Data :

- Laju alir = $38.929,8403 \text{ kg/jam} = 85.824,7258 \text{ lb/jam}$

- Densitas, ρ = 1620 kg/m³
- Viskositas campuran, μ = 0,0007 lb/ft.dtk
- Volumetrik = 38,9298m³/jam = 38.929,8403 liter/jam
- Waktu = 6 hari

Kebutuhan alum

Kekeruhan air sungai cijuung sebesar 68 NTU

$$\begin{aligned} \text{Kegunaan alum} &= 25 \text{ mg/liter} \\ &= 2,5 \times 10^{-5} \text{ kg/liter} \\ &= 2,5 \times 10^{-5} \text{ kg/liter} \times 38.929,8403 \text{ liter/jam} = 0,97 \text{ kg/jam} \\ &= 23,36 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Alum yang digunakan berupa larutan alum dengan konsentrasi 25% berat

$$\begin{aligned} m \text{ alum} &= 23,36 \text{ kg/hari} / 25\% \\ &= 93,43 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ alum} &= \frac{m}{\rho} = \frac{23,36 \text{ kg/hari}}{1620 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0577 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned} V_t \text{ alum} &= 0,0577 \text{ m}^3/\text{hari} / 0,9 \\ &= 0,0641 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kapasitas tangki

$$\begin{aligned} &= 0,0641 \text{ m}^3/\text{hari} \times 6 \text{ hari} \\ &= 0,38 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume selinder

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \\ V_s &= \frac{\pi}{4} \times D_t^3 \end{aligned}$$

$$H_s = D_t$$

Volume ellipsoidal

$$\begin{aligned} V_e &= \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \\ V_e &= 0.1308 \times D_t^3 \end{aligned}$$

$$H_e = \frac{1}{4} D_t$$

Diameter tangki

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2 V_e \\ V_t &= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3 \right) + 2(0.1308 \times D_t^3) \\ V_t &= 1.0466 \times D_t^3 \\ D_t^3 &= \frac{V_t}{1.0466} \end{aligned}$$

$$Dt^3 = \frac{0,38 \text{ m}^3}{1,0466}$$

$$Dt^3 = 0,37 \text{ m}^3$$

$$Dt = 0,716 \text{ m}$$

$$Dt = 2,350 \text{ ft}$$

$$Dt = 28,205 \text{ in}$$

Tebal dinding tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Walas-Chemical Process Equipment, Tabel 18.4

$$Pd = 16,3 \text{ psi}$$

$$R = 14,103 \text{ in/tahun}, R = \frac{1}{2} D$$

$$S = 13700 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,002 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Tahun digunakan} = 10 \text{ tahun}$$

$$td = \frac{16,3 \text{ psi} \times 14,103 \text{ in/tahun}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 16,3 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,0400 \text{ in}$$

$$= 1,017 \text{ mm}$$

Tebal dinding ellipsoidal

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C$$

$$te = \frac{16,3 \text{ psi} \times 28,205 \text{ in}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 16,3 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,04 \text{ in}$$

$$= 1,016 \text{ mm}$$

Tinggi tangki, Hs = Dt

$$Hs = 0,7164 \text{ m}$$

Tinggi ellipsoidal, He = ¼ Dt

$$He = 0,1791 \text{ m}$$

Tinggi tangki total

$$H_t = t_{\text{silinder}} + (2 \times t_{\text{ellipsoidal}})$$

$$H_t = 0,7164\text{m} + (2 \times 0,1791 \text{ m})$$

$$= 1,0746\text{m}$$

Tinggi cairan (Hc)

$$H_c = \frac{V_c \times (H_s + H_e)}{V_t}$$

$$H_c = \frac{(0,38 \text{ m}^3 \times 0,9) \times (0,7164 \text{ m} + 0,179 \text{ m})}{0,38\text{m}^3} = 0,81 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatis

$$P_c = \rho g H$$

$$= 1620 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 0,81\text{m}$$

$$= 17069,44\text{kg/m s}^2$$

$$= 0,12425\text{atm}$$

$$= 1,82590\text{psi}$$

Tekanan desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$= 1 + 0,12425\text{atm}$$

$$= 1,12425\text{atm}$$

$$= 16,52640\text{psi}$$

Desain pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih propeller berdaun tiga (kec 1800 rpm)

Diameter pengaduk

$$d = \frac{0,716 \text{ m}}{3} \quad \boxed{d = \frac{D_t}{3}}$$

$$= 0,239 \text{ m}$$

Panjang pengaduk

$$L = \frac{0,239 \text{ m}}{4} \quad \boxed{L = \frac{d}{4}}$$

$$= 0,06\text{m}$$

Lebar daun pengaduk

$$W = \frac{0,239 \text{ m}}{5} \quad \boxed{W = \frac{d}{5}}$$

$$= 0,048\text{m}$$

Tinggi pengaduk daridasar tangki

$$\boxed{E = \frac{D_t}{3}}$$

$$E = \frac{0,239 \text{ m}/3}{3}$$

$$= 0,239 \text{ m}$$

Lebar baffle $J = \frac{D_t}{12}$

$$J = \frac{0,239 \text{ m}}{12}$$

$$= 0,06 \text{ m}$$

Kecepatan putar pengaduk

$$\frac{Nd}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0.25}} = 1.22 + 1.25 \left(\frac{D}{d}\right)$$

Robert Treybal - Mass Transfer Operations, Pers 6-18

$$\sigma = 0,05 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$N = \frac{1,22 + 1,25 \times \left(\frac{3,131 \text{ ft}}{1,044 \text{ ft}}\right) \times \left(\frac{0,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1620 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\right)^{0,25}}{1,044 \text{ ft}}$$

$$= 3,258 \text{ rps}$$

Daya pengadukan $N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$

$$N_{re} = 300.847,95$$

Karena $N_{re} > 10000$, maka $P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c}$ KT = 0,87

$$P = \frac{0,87 \times 3,258 \text{ rps}^3 \times 1,0438 \text{ ft}^5 \times 1620 \text{ kg/m}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 27,87 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 0,051 \text{ HP}$$

Efisiensi motor, 80%

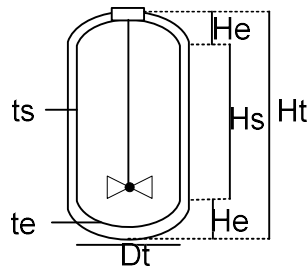
$$\text{Daya motor} = 0,8 \times 0,051 \text{ HP}$$

$$= 0,0633 \text{ HP}$$

4. Tangki Pelarutan kapur tohor

Fungsi : Tempat melarutkan kapur tohor($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal



Gambar L-C.7Tangki Pelarutan Kapur Tohor

Data :

- Laju alir = 38.929,8403 kg/jam = 85.824,7258 lb/jam
- Densitas, ρ = 1.485,13 kg/m³
- Viskositas, μ = 0,0003 lb/ft.dtk
- Volumetrik = 38,9298 m³/jam = 38.929,8403 liter/jam
- Waktu = 7 hari

Kebutuhan kapur tohor

Kekeruhan air sungai cijujung sebesar 68 NTU

Kegunaan kapur tohor= 15 mg/liter

$$= 1,5 \times 10^{-5} \text{ kg/liter}$$

$$= 1,5 \times 10^{-5} \times 38.929,8403 = 1,3832 \text{ kg/jam}$$

$$= 14,0147 \text{ kg/hari}$$

Kapur tohor yang digunakan berupa larutan alum dengan konsentrasi 40% berat

$$m \text{ kapur tohor} = 14,0147 \text{ kg/hari} / 40\%$$

$$= 35,0369 \text{ kg/hari}$$

$$V \text{ kapur tohor} = \frac{m}{\rho} = \frac{35,0369 \text{ kg/hari}}{1.485,13 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,0236 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned} V_t \text{ kapur tohor} &= 0,0236\text{m}^3/\text{hari} / 0,9 \\ &= 0,0262\text{m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kapasitas tangki

$$\begin{aligned} &= 0,0262\text{m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 0,1835\text{m}^3 \end{aligned}$$

Volume selinder

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \\ V_s &= \frac{\pi}{4} \times D_t^3 \end{aligned}$$

$$H_s = D_t$$

Volume ellipsoidal

$$\begin{aligned} V_e &= \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \\ V_e &= 0.1308 \times D_t^3 \end{aligned}$$

$$H_e = \frac{1}{4} D_t$$

Diameter tangki

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2 V_e \\ V_t &= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^3 \right) + 2(0.1308 \times D_t^3) \\ V_t &= 1.0466 \times D_t^3 \\ D_t^3 &= \frac{V_t}{1.0466} \end{aligned}$$

$$D_t^3 = \frac{0,1835 \text{ m}^3}{1.0466}$$

$$D_t = 0,5600\text{m}$$

$$D_t = 1,8368\text{ft}$$

$$D_t = 22,0472\text{in}$$

Tebal dinding tangki

Peters - Plant Design & Economics for Chemical

$$P_d = 16,0088\text{psi}$$

$$R = 11,0236\text{in}, R = \frac{1}{2} D$$

$$S = 13700 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,002 \text{ in/tahun}$$

Tahun digunakan = 10 tahun

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$td = \frac{16,0088 \text{ psi} \times 11,0236 \text{ in}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 16,0088 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,0352 \text{ in}$$
$$= 0,8932 \text{ mm}$$

Tebal dinding ellipsoidal

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C$$

$$te = \frac{16,0088 \text{ psi} \times 22,0472 \text{ in}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 16,0088 \text{ psi})} + 0,002 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} = 0,0352 \text{ in}$$
$$= 0,8930 \text{ mm}$$

Tinggi tangki, Hs = Dt

$$H_s = 0,5600 \text{ m}$$
$$= 1,8368 \text{ ft}$$
$$= 22,0472 \text{ in}$$

Tinggi ellipsoidal, He = ¼ Dt

$$H_e = 0,1400 \text{ m}$$
$$= 0,4592 \text{ ft}$$
$$= 5,5118 \text{ in}$$

Tinggi tangki total

$$H_t = t_{\text{silinder}} + (2 \times t_{\text{ellipsoidal}})$$

$$H_t = 0,5600 \text{ m} + (2 \times 0,1400 \text{ m})$$
$$= 0,8400 \text{ m}$$

Tinggi cairan (Hc)

$$H_c = \frac{V_c \times (H_s + H_e)}{V_t}$$

$$H_c = \frac{(0,1835 \text{ m}^3 \times 0,9) \times (0,56 \text{ m} + 0,14 \text{ m})}{0,1835 \text{ m}^3} = 0,6300 \text{ m}$$
$$= 2,0664 \text{ ft}$$
$$= 24,8031 \text{ in}$$

Tekanan hidrostatic

$$P_c = \rho g H$$
$$= 1485,13 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 0,63 \text{ m}$$

$$= 9.178,5770 \text{kg/m s}^2$$

$$= 0,0890 \text{atm}$$

$$= 1,3084 \text{psi}$$

Tekanan desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$= 1 + 0,0890 \text{atm}$$

$$= 1,0890 \text{atm}$$

$$= 16,0088 \text{psi}$$

Desain pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih propeller berdaun tiga (kec 1800 rpm)

Diameter pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = 0,1867 \text{ m}$$

$$= 0,6123 \text{ ft}$$

Panjang pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = 0,0467 \text{ m}$$

$$= 0,1531 \text{ ft}$$

Lebar daun pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = 0,0373 \text{ m}$$

$$= 0,1225 \text{ ft}$$

Tinggi pengaduk daridasar tangki

$$E = \frac{D_t / 3}{3}$$

$$E = 0,1867 \text{ m}$$

$$= 0,6123 \text{ ft}$$

Lebar baffle

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = 0,0467\text{m}$$

$$= 0,1531\text{ft}$$

Kecepatan putar pengaduk

$$\boxed{\frac{Nd}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0.25}} = 1.22 + 1.25 \left(\frac{D}{d}\right)}$$

Robert Treybal - Mass Transfer Operations, Pers 6-18

$$\sigma = 0,05 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$N = \frac{1,22 + 1,25 \times \left(\frac{0,7463 \text{ ft}}{0,8159 \text{ ft}}\right) \times \left(\frac{0,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,485,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\right)^{0,25}}{0,8159 \text{ ft}}$$

$$= 4,2159 \text{ rps}$$

Daya pengadukan

$$\boxed{N_{\text{Re}} = \frac{\rho N d^2}{\mu}}$$

$$N_{\text{Re}} = 471.166,7557$$

Karena $N_{\text{Re}} > 10000$, maka

$$K_T = 0,87$$

$$\boxed{P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c}}$$

$$P = \frac{0,87 \times 3,1636 \text{ rps}^3 \times 0,8159 \text{ ft}^5 \times 1,485,13 \text{ kg/m}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 16,1514 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 0,0294 \text{ HP}$$

Efisiensi motor, 80%

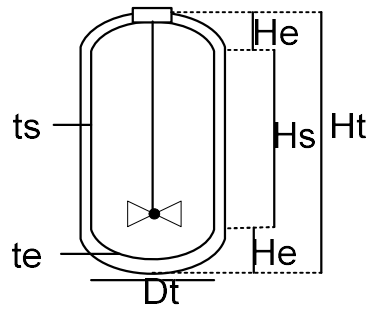
$$\text{Daya motor} = 0,8 \times 0,0294 \text{ HP}$$

$$= 0,0367 \text{ HP}$$

5. Tangki Pelarutan kaporit

Fungsi : Tempat melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal



Gambar L-C.7Tangki Pelarutan Kaporit

Data :

- Laju alir = 38.929,8403 kg/jam = 85.824,7258 lb/jam
- Densitas, ρ = 1.180,76 kg/m³
- Viskositas, μ = 0,0005 lb/ft.dtk
- Volumetrik = 38,9298 m³/jam = 38.929,8403 liter/jam
- Waktu = 7 hari

Kebutuhan kaporit

Kekeruhan air sungai cijujung sebesar 68 NTU

Kegunaan kaporit = 25 mg/liter

$$= 2,5 \times 10^{-5} \text{ kg/liter}$$

$$= 2,5 \times 10^{-5} \text{ kg/liter} \times 38.929,8403 \text{ liter/jam} = 0,97 \text{ kg/jam}$$

$$= 23,36 \text{ kg/hari}$$

kaporityang digunakan berupa larutan alum dengan konsentrasi 40% berat

$$m \text{ kaporit} = 23,36 \text{ kg/hari} / 40\%$$

$$= 58,39 \text{ kg/hari}$$

$$V \text{ kaporit} = \frac{m}{\rho} = \frac{58,39 \text{ kg/hari}}{1.1180,76 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,049 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

$$V_t \text{ kaporit} = 0,049 \text{ m}^3/\text{hari} / 0,9$$

$$= 0,055 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kapasitas tangki

$$= 0,055 \text{ m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 0,38 \text{ m}^3$$

Volume selinder

$$H_s = D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} x D_t^2 x H_s$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} x D_t^3$$

Volume ellipsoidal

$$H_e = \frac{1}{4} D_t$$

$$V_e = \frac{\pi}{6} x D_t^2 x H_e$$

$$V_e = 0.1308 x D_t^3$$

Diameter tangki

$$V_t = V_s + 2 V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} x D_t^3 \right) + 2(0.1308 x D_t^3)$$

$$V_t = 1.0466 x D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1.0466}$$

$$D_t^3 = \frac{0,38 \text{ m}^3}{1.0466}$$

$$D_t = 0,716 \text{ m}$$

$$D_t = 2,350 \text{ ft}$$

$$D_t = 28,209 \text{ in}$$

Tebal dinding tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Walas-Chemical Process Equipment, Tabel 18.4

$$P_d = 16,0313 \text{ psi}$$

$$R = 14,105 \text{ in}, R = \frac{1}{2} D$$

$$S = 13700 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,002 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Tahun digunakan} = 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = \frac{16,0313 \text{ psi} x 14,105 \text{ in}}{(13700 \text{ psi} x 0,85) - (0,6 x 16,0313 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,0394 \text{ in}$$

$$= 1,002 \text{ mm}$$

Tebal dinding ellipsoidal

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C$$

$$te = \frac{16,0313 \text{ psi} \times 28,21 \text{ in}}{(2 \times 13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 16,0313 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,0394 \text{ in}$$
$$= 1,00128 \text{ mm}$$

Tinggi tangki, Hs = Dt

$$\begin{aligned} H_s &= 0,716 \text{ m} \\ &= 2,350 \text{ ft} \\ &= 28,21 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi ellipsoidal, He = ¼ Dt

$$\begin{aligned} H_e &= 0,179 \text{ m} \\ &= 0,587 \text{ ft} \\ &= 7,052 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tangki total

$$H_t = t_{\text{silinder}} + (2 \times t_{\text{ellipsoidal}})$$
$$\begin{aligned} H_t &= 0,716 \text{ m} + (2 \times 0,179 \text{ m}) \\ &= 1,074 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan (Hc)

$$H_c = \frac{V_c \times (H_s + H_e)}{V_t}$$

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{(0,38 \text{ m}^3 \times 0,9) \times (0,717 \text{ m} + 0,179 \text{ m})}{0,38 \text{ m}^3} = 0,81 \text{ m} \\ &= 2,644 \text{ ft} \\ &= 31,736 \text{ in} \end{aligned}$$

Tekanan hidrostatic

$$\begin{aligned} P_c &= \rho g H \\ &= 1.180,76 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 0,81 \text{ m} \\ &= 9337,159 \text{ kg/m s}^2 \\ &= 0,091 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$= 1,331 \text{ psi}$$

Tekanan desain

$$\begin{aligned} P_d &= P_{op} + P_c \\ &= 1 + 0,091 \text{ atm} \\ &= 1,091 \text{ atm} \\ &= 16,031 \text{ psi} \end{aligned}$$

Desain pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih propeller berdaun tiga (kec 1800 rpm)

Diameter pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$\begin{aligned} D &= \frac{0,71652 \text{ m}}{3} \\ &= 0,239 \text{ m} \\ &= 0,783 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{0,239 \text{ m}}{4} \\ &= 0,0597 \text{ m} = 0,196 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar daun pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{0,239 \text{ m}}{5} \\ &= 0,0478 \text{ m} \\ &= 0,157 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi pengaduk daridasar tangki

$$E = \frac{D_t / 3}{3}$$

$$\begin{aligned} E &= \frac{0,239 \text{ m} / 3}{3} \\ &= 0,239 \text{ m} \end{aligned}$$

$$=0,783\text{ft}$$

Lebar baffle

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{0,71652\text{ m}}{12} \\ = 0,0597\text{m} = 0,196\text{ft}$$

Kecepatan putar pengaduk

$$\frac{Nd}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D}{d}\right)$$

Robert Treybal - Mass Transfer Operations, Pers 6-18

$$\sigma = 0,05\text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32,2\text{ ft/s}^2$$

$$N = \frac{1,22 + 1,25 \times \left(\frac{3,132\text{ ft}}{1,044\text{ ft}}\right) \times \left(\frac{0,05\frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 3,2\frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,180,76\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\right)^{0,25}}{1,044\text{ ft}}$$

$$= 3,397\text{rps}$$

Daya pengadukan

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{re} = 297759,874$$

Karena $N_{re} > 10000$, maka $K_T = 0,87$

$$P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times 3,398\text{ rps}^3 \times 0,7834\text{ ft}^5 \times 73,7149\text{ lb/ft}^3}{32,2\text{ ft/s}^2}$$

$$= 23,047\text{ft.lbf/s}$$

$$= 0,0419\text{HP}$$

Efisiensi motor, 80%

$$\text{Daya motor} = 0,8 \times 0,0419\text{HP}$$

$$= 0,0524\text{ HP}$$

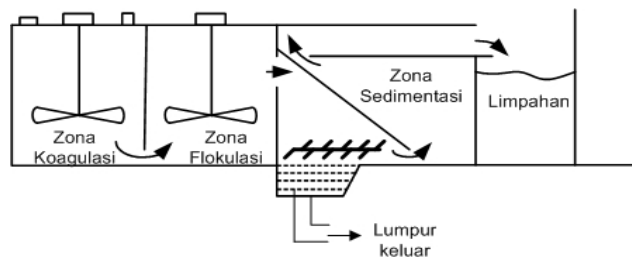
6. Unit Pengolahan *Raw Water*

Fungsi : Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air

Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang dengan ketebalan 15 cm

Gambar :



Gambar L-C.8 Pengolahan *Raw Water*

Data :

- Laju alir massa, $m = 38.929,8403 \text{ kg/jam}$
- Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4280 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas, $\mu = 1 \text{ cP} = 0,0007 \text{ lb/ft.dtk}$
- Waktu tinggal = 2 jam
- Faktor keamanan 10%

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{38.929,8403 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 39,0079 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kapasitas bak} = \frac{39,0079 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}}{0,9} = 86,6841 \text{ m}^3$$

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu $P : L : T = 4 : 3 : 2$

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$86,6841 \text{ m}^3 = 4T \times 3T \times 2T$$

$$24T^3 = 86,6841 \text{ m}^3$$

$$T = 1,53 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 3T = 6,13 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 2T = 4,60 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= T = 3,07 \text{ m} \end{aligned}$$

a. Bak pencampur

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan raw water

$$\begin{aligned} \text{Panjang bak pencampur : } P &= 1,23 \text{ m} = 4,024 \text{ ft} \\ L &= 4,60 \text{ m} = 15,091 \text{ ft} \\ T &= 3,07 \text{ m} = 10,061 \text{ ft} \end{aligned}$$

Volume bak pencampur

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ &= 1,23 \times 4,60 \times 3,07 \\ &= 17,315 \text{ m}^3 \\ &= 611,447 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dsain pengaduk

$$\begin{aligned} D_i/D_t &= 0,33 & D_i &= 5,03 \text{ ft} \\ E/D_t &= 0,33 & E &= 5,03 \text{ ft} \\ H/D_t &= 1 & H &= 15,09 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kecepatan putar pengaduk

$$\boxed{\frac{Nd}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D}{d}\right)}$$

Robert Treybal - Mass Transfer Operations, Pers 6-18

$$\sigma = 0,05 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$N = \frac{1,22 + 1,25 \left(\frac{20,11 \text{ ft}}{6,70 \text{ ft}}\right) \left(\frac{0,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1,000 \text{ kg/m}^3}\right)^{0,25}}{4,79 \text{ ft}}$$

$$= 0,54 \text{ rps}$$

Daya pengadukan

$$\boxed{N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}}$$

$$N_{re} = 1.269.657,59$$

Karena $N_{re} > 10000$, maka

$$\boxed{P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c}}$$

$$KT = 0,87$$

$$P = \frac{0,87 \times 0,54 \text{ rps}^3 \times 5,03 \text{ ft}^5 \times 1.000 \text{ kg/m}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 860,2416 \text{ ft.lbf/s} = 1,56 \text{ HP}$$

Efisiensi motor, 80%

$$\text{Daya motor} = 0,8 \times 1,56$$

$$= 2 \text{ HP}$$

b. Bak pembentukan flok

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan raw water

$$\text{Panjang bak pencampur : } P = 1,23 \text{ m} = 4,024 \text{ ft}$$

$$L = 4,601 \text{ m} = 15,091 \text{ ft}$$

$$T = 3,067 \text{ m} = 10,061 \text{ ft}$$

Volume bak pencampur

$$V = P \times L \times T$$

$$= 1,23 \text{ m} \times 4,601 \text{ m} \times 3,067 \text{ m}$$

$$= 17,315 \text{ m}^3$$

$$= 611,447 \text{ ft}$$

Dsain pengaduk

$$D_i/D_t = 0,33 \quad D_i = 5,03 \text{ ft}$$

$$E/D_t = 0,33 \quad E = 5,03 \text{ ft}$$

$$H/D_t = 1 \quad H = 15,09 \text{ ft}$$

Kecepatan putar pengaduk

$$\boxed{\frac{Nd}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D}{d}\right)}$$

Robert Treybal - Mass Transfer Operations, Pers 6-18

$$\sigma = 0,05 \text{ lb/ft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$N = \frac{1,22 + 1,25 \times \left(\frac{20,11 \text{ ft}}{6,70 \text{ ft}}\right) \times \left(\frac{0,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{1.000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\right)^{0,25}}{6,70 \text{ ft}}$$

$$= 0,54 \text{ rps}$$

Daya pengadukan

$$\boxed{N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}}$$

$$Nre = 1.269.657,59$$

Karena $Nre > 10000$, maka $KT = 0,87$

$$P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{gc}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{0,87 \times 0,54 \text{ rps}^3 \times 5,03 \text{ ft}^5 \times 1.000 \text{ kg/m}^3}{32,2 \text{ ft/ft}^2} \\ &= 1527,7182 \text{ ft.lbf/s} \\ &= 1,56 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor, 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= 0,8 \times 1,56 \\ &= 2 \text{ HP} \end{aligned}$$

c. Bak sedimentasi

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan raw water

$$\begin{aligned} P &= 1,840 \text{ m} = 6,036 \text{ ft} \\ L &= 4,601 \text{ m} = 15,091 \text{ ft} \\ T &= 3,062 \text{ m} = 10,061 \text{ ft} \\ V &= P \times L \times T \\ &= 1,840 \text{ m} \times 4,601 \text{ m} \times 3,062 \text{ m} \\ &= 25,972 \text{ m}^3 \\ &= 917,170 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Bak penampung berpelampung

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan raw water

$$\begin{aligned} P &= 1,840 \text{ m} = 6,036 \text{ ft} \\ L &= 4,601 \text{ m} = 15,091 \text{ ft} \\ T &= 3,067 \text{ m} = 10,061 \text{ ft} \\ V &= P \times L \times T \\ &= 1,840 \text{ m} \times 4,601 \text{ m} \times 3,067 \text{ m} \\ &= 25,972 \text{ m}^3 \\ &= 917,170 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

6. Sand Filter

Fungsi: Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung berpelampung (*float chamber*)

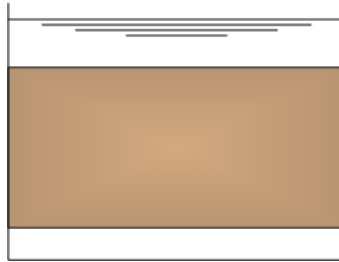
Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang

Isi : pasir silica, karbon dan batu-batu kecil

Jumlah : 2 unit

Gambar :



Gambar L-C.8Tangki Pelarutan Kaporit

Data :

- Laju alir massa, $m = 38.929,8403 \text{ kg/jam}$
- Densitas, $\rho = 998 \text{ kg/m}^3 = 62,3-514 \text{ lb/ft}^3$
- Waktu tinggal = 20 menit = 0,333 jam
- Viskositas = 1cP = 0.0007 lb/ft.s
- Faktor keamanan 10%

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{38.929,8403 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 39,0079 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Direncanakan jumlah bak *sand filter* sebanyak 2 unit dan waktu tinggal 20 menit = 0,333 jam.

Maka, kapasitas per unit adalah

$$V = 39,0079 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,333 \text{ jam} = 13,003 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kapasitas bak} = \frac{13,003 \text{ m}^3}{0,9} = 14,447 \text{ m}^3$$

Kondisi filter

Porositas unggun, $\varepsilon = 0,4$

Air yang terisi dalam unggun 80% dari air masuk.

Volume ruang kosong = Volume yang terisi air

Volume unggun = V air yang mengisi unggun + V partikel

Air yang mengisi unggun = $80\% \times 14,447\text{m}^3 = 11,558\text{m}^3$

Volume partikel = $\frac{11,558\text{ m}^3}{0,4} = 28,895\text{m}^3$

Maka, volume unggun = $11,558\text{m}^3 + 28,895\text{m}^3$
= $40,453\text{m}^3$

Volume air yang tidak mengisi unggun = $20\% \times 40,453\text{m}^3$
= $8,091\text{m}^3$

Sehingga,

Volume bak = V unggun + V air yang tidak mengisi unggun
= $40,453\text{m}^3 + 8,091\text{m}^3 = 48,543\text{m}^3$

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak *sand filter* yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$48,543\text{m}^3 = 3T \times 2T \times T$

$6T^3 = 48,543\text{ m}^3$

$T = 2,006\text{ m}$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Panjang = $3T = 6,018\text{ m}$

Lebar = $2T = 4,012\text{ m}$

Tinggi = $T = 2,006\text{ m}$

7. Bak Penampung Air Bersih

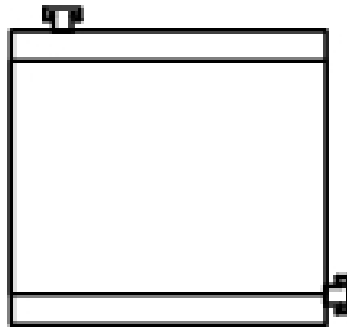
Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di *sand filter*

Jenis : Bak berbentuk persegi panjang

Jumlah : 2 unit

Konstruksi : Beton bertulang dengan ketebalan 15 cm

Gambar :



Gambar L-C.9Tangki Penampung Air Bersih

Data :

- Laju alir massa, m : 38.929,8403 kg/jam
- Densitas, ρ : 998 kg/m³
- Waktu tinggal : 24 jam
- Viskositas, μ : 1 cP = 0,00067 lb/ft.dt

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{38.929,8403 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 39,0079 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dimensi bak

$$V = 39,0079 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 936,189 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan digunakan 1 unit bak penampungan sehingga kapasitas masing-masing bak adalah 936,189m³

Faktor keamanan 10%

$$\text{Volume bak} = \frac{936,189 \text{ m}^3}{0,9} = 1.040,209 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 6 : 4 : 2

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$1.040,209 \text{ m}^3 = 6T \times 4T \times 2T$$

$$48T^3 = 1.040,209 \text{ m}^3$$

$$T = 2,785 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Panjang = 6T = 16,711 m

Lebar = 4T = 11,141 m

Tinggi = 2T = 5,570m

8. Softener Tank

Fungsi : Tempat pertukaran kation dan anion dalam air dengan H^+ dan OH^- dari resin

Jenis: Silinder vertikal dengan tutup dan alas *dished*

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : *Carbon steel*

Gambar :



Gambar L-C.10 *Softener Tank*

Data :

- Laju alir massa, m : 34.138,3139 kg/jam

- Densitas, ρ : 998 kg/m³

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho} \\ = \frac{34.138,3139 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 34,2067 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%, Maka:

$$Q = \frac{34,2067 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,9} \\ = 38,0075 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 167,3418 \text{ galon/menit (GPM)}$$

Berdasarkan data kapasitas yang diperoleh, maka dipilih alat *softener tank* tipe MHC-1500-4 dengan spesifikasi sebagai berikut

Laju alir maksimum : 600 GPM

Ukuran pipa aliran air antar tangki : 4 in

Ukuran pipa aliran air keluar tangki : 2 in

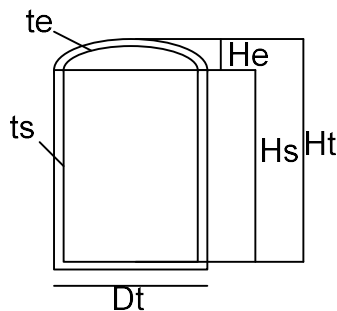
Volume resin : 40 ft³

Diameter : 48 in

Tinggi : 60 in

9. *Denim Tank*

- Fungsi : Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral
 Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsiodal*
 Jumlah : 1 unit
 Konstruksi : *Stainless steel*
 Gambar :



Gambar L-C.11*Denim Tank*

Data :

- Laju alir massa, m : 34.138,3139 kg/jam
- Densitas, ρ : 998 kg/m³
- Waktu tinggal : 15 menit = 0,25 jam
- Laju alir volumetrik: 34,207 m³/jam

Kapasitas tangki, faktor keamanan 10%

$$= 34,207 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam}$$

$$= 8,5517 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor Keamanan } 10\% = \frac{8,5517 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$= 9,5019 \text{ m}^3$$

Volume selinder

$$H_s = D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

Volume ellipsoidal

$$H_e = \frac{1}{4} D_t$$

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e$$

$$V_e = 0.1308 x D_t^3$$

Diameter tangki

$$V_t = V_s + 2 V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} x D_t^3 \right) + 2(0.1308 x D_t^3)$$

$$V_t = 1.0466 x D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1.0466}$$

$$Dt^3 = \frac{9,5019 \text{ m}^3}{0,916}$$

$$Dt = 2,18 \text{ m}$$

$$Dt = 7,15 \text{ ft}$$

$$Dt = 85,80 \text{ in}$$

Tebal dinding tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering, Tabel 4

$$Pd = 18,1176 \text{ psi}$$

$$R = 42,900 \text{ in}, R = \frac{1}{2} D$$

$$S = 13700 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,002 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Tahun digunakan} = 10 \text{ tahun}$$

$$td = \frac{18,1176 \text{ psi} x 42,900 \text{ in}}{(13700 \text{ psi} x 0,85) - (0,6 x 18,1176 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,087 \text{ in}$$

$$= 2,204 \text{ mm}$$

Tebal dinding ellipsoidal

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C$$

$$te = \frac{18,1176 \text{ psi} x 85,80 \text{ in}}{(2 x 13700 \text{ psi} x 0,85) - (0,2 x 18,1176 \text{ psi})} + 0,002 \text{ in/tahun} = 0,087 \text{ in}$$

$$= 2,204 \text{ mm}$$

Tinggi tangki, Hs = Dt

$$Hs = 2,179 \text{ m}$$

$$= 7,148 \text{ ft}$$

Tinggi ellipsoidal, $H_e = \frac{1}{4} D_t$

$$\begin{aligned} H_e &= 0,545 \text{ m} \\ &= 1,787 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi tangki total

$$H_t = t_{\text{silinder}} + (2 \times t_{\text{ellipsoidal}})$$

$$\begin{aligned} H_t &= 2,179 \text{ m} + (2 \times 0,545 \text{ m}) \\ &= 4,724 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan (H_c)

$$H_c = \frac{V_c \times (H_s + H_e)}{V_t}$$

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{8,552 \times (2,18 \text{ m} + 0,545 \text{ m})}{9,5019 \text{ m}^3} = 2,4518 \text{ m} \\ &= 8,0418 \text{ ft} \\ &= 96,526 \text{ in} \end{aligned}$$

Tekanan hidrostatic

$$\begin{aligned} P_c &= \rho \times g \times H \\ &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 2,4518 \text{ m} \\ &= 24003,668 \text{ kg/m s}^2 \\ &= 0,233 \text{ atm} \\ &= 3,421 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain

$$\begin{aligned} P_d &= P_{op} + P_c \\ &= 1 + 0,233 \text{ atm} \\ &= 1,233 \text{ atm} \\ &= 18,118 \text{ psi} \end{aligned}$$

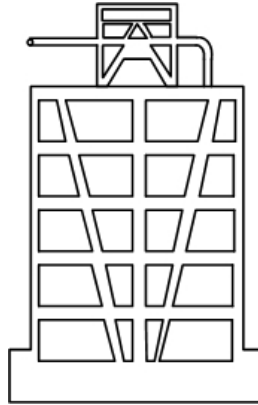
10. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendinginan

Jenis : *Induced draft cooling tower*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Gambar L-C.12 *Cooling Tower*

Data :

- Laju alir massa, m : 337449,7835 kg/jam
- Densitas, ρ : 998 kg/m³
- Temperatur masuk : 40°C = 104 °F
- Temperatur keluar : 25°C = 75,2°F
- $h_{\text{udara}} = h_u$: 36,5 Btu/lb udara kering
- $h_{\text{air}} = h_a$: 105 Btu/lb udara kering

Berdasarkan Fig. 12.2 dan Fig. 12.3 Perry's, diperoleh data sebagai berikut :

- Temperatur bola basah : 72,5°F
- Temperatur bola kering : 75 °F
- $T_{\text{av}} = 27^\circ\text{F}$

Laju alir volumetrik, W_c

$$\begin{aligned}
 W_c &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{337449,7835 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} = 338,126 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1488,723 \text{ galon/menit}
 \end{aligned}$$

Cooling tower yang digunakan adalah tipe *induced draft cooling tower* dengan aliran *counter current*.

$$\text{Cooling range} = 104^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F} = 27^\circ\text{F}$$

Luas tower, A

$$\text{Kandungan air, } C_a = 1,3 \text{ gal/menit.ft}^2 \quad (\text{Perry's, Fig 12-14})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas menara} &= \frac{W_c}{C_a} \\
 &= \frac{1488,723 \text{ galon/menit}}{1,3 \text{ gal/menit.ft}^2} = 1145,172 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Factor keamanan 10%

$$\text{Maka, } A = \frac{1145,172 \text{ ft}^2}{0,9} = 1272,413 \text{ ft}^2$$

Daya yang dibutuhkan fan

Performa standar menara 100%

$$\text{Maka, daya yang didapatkan} = 0,041 \text{ HP/ft}^2 \quad (\text{Perry's, Fig 12-15})$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} P_{\text{act}} &= 0,041 \text{ HP/ft}^2 \times 1272,413 \text{ ft}^2 \\ &= 52,169 \text{ HP} \approx 53 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dimensi tower

$$D_t = \frac{A \times \sqrt{Z_t}}{C_t \times \sqrt{C_t}} \quad (\text{Perry's, Pers 12-15})$$

Dengan, D_t = koefisien bahan menara

A = luas menara

Z_t = tinggi menara

C_t = koefisien performa menara = 5 (Perry's, Hal 12-21)

Untuk menghitung D_t digunakan persamaan :

$$\frac{W_L}{D_t} = 90,85 \left(\frac{\Delta h}{\Delta T} \right) \sqrt{\Delta t + (0,3124 \Delta h)} \quad (\text{Perry's, Pers 12-16})$$

Dengan Δh = perubahan panas = $h_a - h_u = 83 \text{ Btu/lb}$

ΔT = perubahan temperatur melalui menara
 $= 104^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F} = 27^\circ\text{F}$

W_L = beban air pada menara
 $= 337449,784 \text{ kg/jam}$
 $= 743941,792 \text{ lb/jam}$

Δt = $T_{\text{keluar}} - T_{\text{bola kering}}$
 $= 77^\circ\text{F} - 75^\circ\text{F} = 2^\circ\text{F}$

Maka,

$$D_t = 202,3 \text{ ft}$$

Direncanakan $Z_t = 1,5 D$

$$Z_t^{0,5} = \frac{D_t (C_t \sqrt{C_t})}{A}$$

$$(1,5 D)^{0,5} = \frac{D_t (C_t \sqrt{C_t})}{A}$$

$$D = 13,077 \text{ ft} = 3,987 \text{ m}$$

Sehingga, tinggi menara = $1,5 \times 3,987 \text{ m} = 5,98 \text{ m}$

11. Unit Pengolahan Umpan Boiler

Fungsi : Menghasilkan *steam*
Tipe : *Fire-tube boiler*
Konstruksi : *Carbon steel*
Jumlah : 1 unit
Gambar :



Gambar L-C.13Boiler

Data operasi

Laju alir = 3933,356 kg/jam = 8671,475 lb/jam
Jika kondensat yang diregenerasi = 3540,020 kg/jam = 7804,327 lb/jam
Asumsi 90% disirkulasi kembali = 3540,019 kg/jam = 7804,327 lb/jam
Air make up boiler = 393,336 kg/jam = 867,147 lb/jam
Jumlah steam yang dihasilkan (30% berlebih) = 5113,361 kg/jam = 11272,917 lb/jam

Berdasarkan data jumlah steam yang dihasilkan, maka dipilih boiler tipe TW-I 28 –NTE 20 dengan spesifikasi sebagai berikut.

- Daya operasi : 74,16 kW = 99,45 HP \approx 100 HP
- Efisiensi : 92,9 %
- Temperatur *flue gas* : 175°C
- Tekanan operasi : 10 bar
- Panjang : 3,9 m
- Lebar : 1,85 m
- Tinggi : 2,53 m
- Ketebalan insulasi : 0,1 m

Technical data THW-I ... NTE Type	Boiler output kW*	Water content litres	Transport weight bar/kg	Net efficiency %**	L x W x H mm
(22/15)	1500 - 2300	2800	10 / 4500	91.3 - 93.3	3480 x 1750 x 2430
(28/20)	2000 - 2800	3500	10 / 6000	91.4 - 92.9	3980 x 1850 x 2530
(35/25)	2500 - 3300	4500	10 / 8000	91.3 - 93.3	4330 x 1950 x 2630
(40/30)	3000 - 4000	5000	10 / 7800	91.9 - 93.2	4630 x 2000 x 2835
(45/35)	3500 - 4500	5500	10 / 8200	92.1 - 93.2	4780 x 2050 x 2885
(50/40)	4000 - 5000	6500	10 / 10000	92.4 - 93.3	5180 x 2150 x 3065
(55/45)	4500 - 5500	7000	10 / 10800	92.3 - 93.2	5430 x 2200 x 3165
(60/50)	5000 - 6000	8000	10 / 12200	92.4 - 93.2	5480 x 2250 x 3215
(70/60)	6000 - 7000	9000	10 / 13500	92.6 - 93.2	5970 x 2450 x 3505
(80/70)	7000 - 8000	10000	10 / 15000	92.4 - 93.0	6270 x 2550 x 3605
(90/80)	8000 - 9000	11500	10 / 17000	92.6 - 92.9	6570 x 2650 x 3705
(100/90)	9000 - 10000	13000	10 / 18500	92.3 - 92.8	6720 x 2750 x 3910
(120/100)	10000 - 12000	14000	10 / 21000	92.4 - 93.2	7020 x 2850 x 4060
(140/120)	12000 - 14000	15000	10 / 23000	92.2 - 92.9	7220 x 3050 x 4260
(160/140)	14000 - 16000	16500	10 / 26500	92.2 - 92.9	7420 x 3250 x 4460
(180/160)	16000 - 18000	20000	10 / 30500	92.6 - 93.1	7620 x 3350 x 4745
(200/180)	18000 - 20000	25000	10 / 35500	92.8 - 93.2	7920 x 3650 x 5245

Boiler pressure: standard 6 and 10 bar

* kW Bumer setting full load, air coefficient $\lambda = 1.1$
(CO₂ heating oil EL = 13.9%, natural gas = 10.8%).

** % With a clean boiler, boiler water (average temperature) = 70 °C

Flue gas temperature at nominal output approx. 175° C
Dimensions and weight: incl. insulation, without burner
and other fitted parts

Subject to modifications

12. Deaerator

Fungsi : menghilangkan gas terlarut dalam air umpan *boiler*

Data operasi :

Laju alir = 3933,355 kg/jam

= 8671,474 lb/jam

Berdasarkan data tersebut, diperoleh kapasitas alat sebagai berikut

Tipe = SM 15 D

D = 48 in = 1,22 m

Panjang = 11,6 ft = 3,54 m

Table 1-7. General Information, Duo-Tank Deaerator (Spraymaster Only)

Model No.	Rating lb/hr	Gallons to Overflow 10 Minute Storage	Tank Size
SM7 D	7,000	230/160	36" x 9'0"
SM15 D	15,000	300	48" x 11'6"
SM30 D	30,000	600	54" x 15'0"
SM45 D	45,000	900	60" x 17'3"
SM70 D	70,000	1,400	66" x 22'8"
SM100 D	100,000	2,000	72" x 26'0"
SM140 D	140,000	2,800	84" x 25'0"
SM200 D	200,000	4,000	96" x 26'3"
SM280 D	280,000	5,600	108" x 28'4"

NOTES:
Duo-Tank Deaerators have a 10 minute storage capacity in each section.
200 and 280 Models use two internal sprays.

LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dihitung untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik.

1. Perhitungan Jumlah Modal

Prarancangan pabrik Etilen diklorida dari Etilendengan kapasitas 37.000 ton/tahun ini mengolah bahan cairan dan gas. Dalam hal ini, untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik diperoleh dari hasil perkiraan dengan metoda *percentage delivered equipment cost* untuk *liquid-liquid processing plant* (Peters, 1991).

1.1 Perhitungan Harga Alat

Untuk menghitung harga peralatan pada tahun 2026 ditentukan dengan persamaan :

$$\text{Harga Sekarang} = \text{Harga awal} \times \left(\frac{\text{indeks harga sekarang}}{\text{indeks harga awal}} \right) \text{(Peters, 1991)}$$

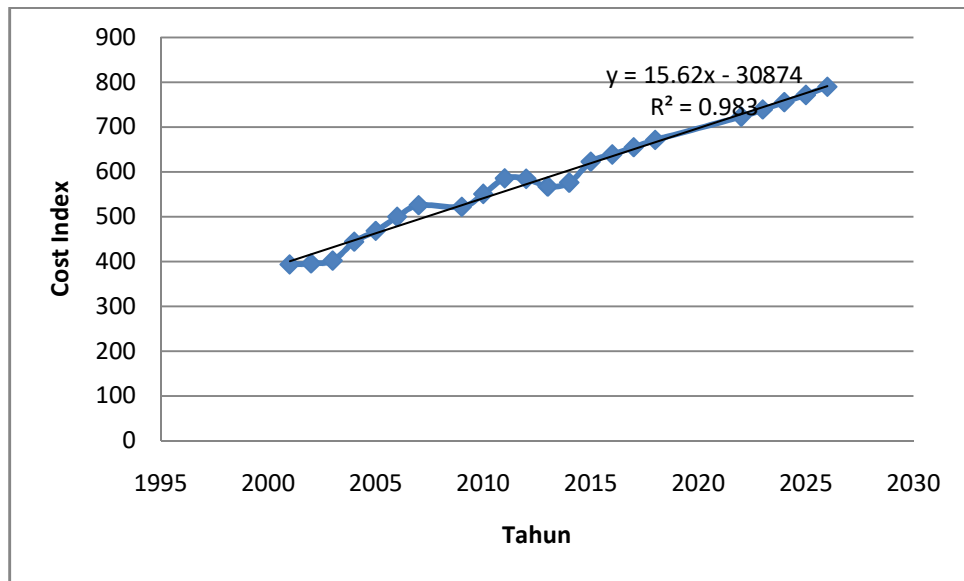
Daftar indeks harga rata-rata tahunan menurut *Engineering Plant Cost* dapat dilihat pada Tabel D.1 dan Gambar D.1 di bawah ini.

Tabel LD-1 Daftar Indeks Harga Rata-Rata Tahunan

Tahun	Cost Index
2001	393,4
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,5
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	622,7
2016	638,88

2017	655,06
2018	671,24
2022	723,3
2023	739,4
2024	755,6
2025	771,7
2026	787,9

Berdasarkan Tabel D.1 maka diperoleh grafik seperti yang terlihat pada Gambar D.1 sebagai berikut.



Gambar LD-1 Grafik Hubungan *Cost Index* terhadap Tahun

Persamaan yang diperoleh sesuai Gambar D.1 adalah :

$$y = 15,629x - 30874$$

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga indeks pada tahun penghitungan dan perancangan pabrik yaitu tahun penghitungan 2014 dan perancangan pabrik tahun 2026 yaitu :

$$x = 2026$$

$$y = 15,629(2026) - 30874$$

$$y = 789,8$$

Contoh perhitungan harga peralatan :

Harga *Reaktor* dengan kapasitas $152,70 \text{ m}^3$ pada tahun 2024 adalah US\$ 356.000

Nilai indeks harga tahun 2024 : 744,6

Nilai indeks harga tahun 2022 : 789

Harga satu buah *Reaktortahun* 2026 adalah :

$$= 356.000 \times \left(\frac{789,9}{744,6} \right) = \text{US\$ } 372.160 = \text{Rp } 6.127.472.160$$

Diketahui : 1 Dollar = Rp 16464,6 (15 Maret 2024)

Dengan cara yang sama, diperoleh perkiraan harga peralatan utama dan utilitas seperti yang terlihat pada Tabel D.2 dan Tabel D.3 di bawah ini.

Tabel LD-2 Harga Peralatan Utama tahun 2024 dan 2026

No	Nama Alat	Jumlah	Harga (\$)	2024		2026	
				US\$	Rp	US\$	Rp
1	Tangki spherical	4	72.000	288.000	4.741.804.800	301.073,584	4.957.056.130
2	kompresor	1	96.000	96.000	1.580.601.600	100.357,861	1.652.352.043
3	Tangki HCl	4	39.000	156.000	2.568.477.600	163.081,525	2.685.072.070
4	Reaktor <i>fluidized bed</i>	1	197.000	197.000	3.243.526.200	205.942,695	3.390.764.089
5	Kondensor	1	33.000	33.000	543.331.800	34.498,015	567.996.015
6	Menara destilasi	1	450.000	450.000	7.409.070.000	470.427,475	7.745.400.202
7	Tangki produk	4	72.000	288.000	4.741.804.800	301.073,584	4.957.056.130
8	Heater (HE-1301)	1	37.000	37.000	609.190.200	38.679,592	636.844.017
9	Heater (HE-1302)	1	45.700	45.700	752.432.220	47.774,524	786.588.421
10	Heater (HE-1303)	1	46.300	46.300	762.310.980	48.401,760	796.915.621
11	Heater (HE-3304)	1	17.000	17.000	279.898.200	17.771,705	292.604.008
12	Pompa (P-1501)	1	9.200	9.200	151.474.320	9.617,628	158.350.404
13	Pompa (P-2502)	1	9.500	9.500	156.413.700	9.931,247	163.514.004
14	Pompa (P-3304)	1	10.200	10.200	167.938.920	10.663,023	175.562.405
15	Pompa (P-3503)	1	10.200	10.200	167.938.920	10.663,023	175.562.405
16	pompa (P-3504)	1	10.800	10.800	177.817.680	11.290,259	185.889.605
17	Cooler (C-2901)	1	48.500	48.500	798.533.100	50.701,628	834.782.022
18	Cooler (C-3902)	1	180.000	180.000	2.963.628.000	188.170,990	3.098.160.081
	Total					2.020.120	33.260.469.670

Sumber : (www.matches.com:supepro)

Total harga peralatan proses :

- Harga peralatan proses, A : US\$ 2.020.120 = Rp 33.260.469.670
- Biaya transportasi dan asuransi, 12,5%A : US\$ 252.515 = Rp 4.157.558.709
- Pajak bea cukai, 10%A : US\$ 202.012 = Rp 3.326.046.967 +
- **Total** : **US\$ 2.474.647 = Rp 40.744.075.345**

Tabel LD-3 Harga Peralatan Utilitas tahun 2022 dan 2026

No	Alat	Jumlah	2024			2026	
			US\$	\$	Rp	\$	Rp
1	Pompa air sungai ke Bak Penampung	1	12.600	12.600	207.453.960	13.172	216.871.206
2	Bak penampungan Air Sungai	1	10.300	10.300	169.585.380	10.768	177.283.605
3	Pompa bak penampungan ke Raw Water	1	12.600	12.600	207.453.960	13.172	216.871.206
4	Tangki Pelarutan Alum	1	7.100	7.100	116.898.660	7.422	122.205.203
5	Pompa Larutan Alum	1	10.200	10.200	167.938.920	10.663	175.562.405
6	Tangki Pelarutan Kapur Tohor	1	7.200	7.200	118.545.120	7.527	123.926.403
7	Pompa Larutan Kapur Tohor	1	10.200	10.200	167.938.920	10.663	175.562.405
8	Tangki Pelarutan kaporit	1	7.200	7.200	118.545.120	7.527	123.926.403
9	Pompa Larutan Kaporit	1	10.200	10.200	167.938.920	10.663	175.562.405
10	Unit Pengolahan Raw Water	1	15.000	15.000	246.969.000	15.681	258.180.007
11	Pompa Raw Water ke Sand filter	1	9.800	9.800	161.353.080	10.245	168.677.604
12	Sand filter	1	6.200	6.200	102.080.520	6.481	106.714.403
13	Pompa Sand filter ke Bak Air Bersih	1	10.200	10.200	167.938.920	10.663	175.562.405
14	Bak penampungan air bersih	1	7.200	7.200	118.545.120	7.527	123.926.403

15	Pompa Bak Air Bersih ke Softener Tank	1	9.600	9.600	158.060.160	10.036	165.235.204	
16	Softener tank	1	5.200	5.200	85.615.920	5.436	89.502.402	
17	Pompa ST ke Tangki Air Demin	1	10.800	10.800	177.817.680	11.290	185.889.605	
18	Tangki air demin	1	6.500	6.500	107.019.900	6.795	111.878.003	
19	Pompa air demin masuk Deaerator	1	6.100	6.100	100.434.060	6.377	104.993.203	
20	Pompa air Demin menuju Plant	1	10.300	10.300	169.585.380	10.768	177.283.605	
21	Pompa Plant menuju Cooling Tower	1	10.300	10.300	169.585.380	10.768	177.283.605	
22	Cooling tower	1	200.000	200.000	3.292.920.000	209.079	3.442.400.090	
23	Pompa Cooling tower menuju Chiller	1	10.300	10.300	169.585.380	10.768	177.283.605	
27	Pompa Plant menuju Deaerator	1	10.300	10.300	169.585.380	10.768	177.283.605	
28	Dearator	1	340.000	340.000	5.597.964.000	355.434	5.852.080.153	
29	Pompa Dearator menuju Boiler	1	10.300	10.300	169.585.380	10.768	177.283.605	
30	Boiler	1	120.000	120.000	1.975.752.000	125.447	2.065.440.054	
Total					885.700	14.582.696.220	925.906	15.244.668.799

Sumber : (www.alibaba.com/www.matches.com:supepro)

Total harga peralatan utilitas :

- Harga peralatan utilitas, B : US\$ 925.906 = Rp 15.244.668.799
 - Biaya transportasi dan asuransi, 12,5% B : US\$ 115.738 = Rp 1.905.583.600
 - Pajak bea cukai, 10% B : US\$ 92.591 = Rp 1.524.466.880 +
- Total : US\$ 1.134.235 = Rp 18.674.719.278**

Total harga peralatan = US\$ 2.474.647 + US\$ 1.134.235
= US\$ 3.608.882 =Rp 59.418.794.623

Pra-rancangan pabrik Etilen dikloridamenggunakan bahan baku Etilen. Berdasarkan hal tersebut maka kapasitas dibuat berdasarkan kapasitas produksi.

Kapasitas produksi : 37.000 ton/tahun
: 5138,89 kg/jam
Waktu Operasi pabrik : 300 hari

1.2 Perhitungan Komponen-Komponen Investasi

Perkiraan investasi dihitung dengan menggunakan faktor rasio berdasarkan metode *delivered equipment cost* untuk pabrik pengolahan gas bertekanan rendah seperti yang dapat dilihat pada Tabel LD-4 di bawah ini.

TABLE 17
Ratio factors for estimating capital-investment items based on delivered-equipment cost

Values presented are applicable for major process plant additions to an existing site where the necessary land is available through purchase or present ownership.† The values are based on fixed-capital investments ranging from under \$1 million to over \$20 million.

Item	Percent of delivered-equipment cost for		
	Solid-processing plant ‡	Solid-fluid-processing plant ‡	Fluid-processing plant ‡
Direct costs			
Purchased equipment-delivered (including fabricated equipment and process machinery) §	100	100	100
Purchased-equipment installation	45	39	47
Instrumentation and controls (installed)	9	13	18
Piping (installed)	16	31	66
Electrical (installed)	10	10	11
Buildings (including services)	25	29	18
Yard improvements	13	10	10
Service facilities (installed)	40	55	70
Land (if purchase is required)	6	6	6
Total direct plant cost	264	293	346
Indirect costs			
Engineering and supervision	33	32	33
Construction expenses	39	34	41
Total direct and indirect plant costs	336	359	420
Contractor's fee (about 5% of direct and indirect plant costs)	17	18	21
Contingency (about 10% of direct and indirect plant costs)	34	36	42
Fixed-capital investment	387	413	483
Working capital (about 15% of total capital investment)	68	74	86
Total capital investment	455	487	569

† Because of the extra expense involved in supplying service facilities, storage facilities, loading terminals, transportation facilities, and other necessary utilities at a completely undeveloped site, the fixed-capital investment for a new plant located at an undeveloped site may be as much as 100 percent greater than for an equivalent plant constructed as an addition to an existing plant.

‡ See Table 8 for definition of types of process plants.

§ Includes pumps and compressors.

Komponen	%	Biaya (US\$)	Biaya (Rp)
Direct Cost			
Biaya peralatan	100%	3.608.882	59.418.794.623
pemasangan alat (47% Equipment)	47%	1.696.174	27.926.833.473
instrumentasi dan alat kontrol (18% Equipment)	18%	649.599	10.695.383.032
pemasangan pipa (66% Equipment)	66%	2.381.862	39.216.404.451
Pemasangan instalasi listrik (11% Equipment)	11%	396.977	6.536.067.409
Bangunan (18% Equipment)	18%	649.599	10.695.383.032
Fasilitas pelayanan (70% Equipment)	70%	2.526.217	41.593.156.236
Lahan (6% Equipment)	6%	216.533	3.565.127.677
Total Direct Cost		12.125.843	199.647.149.935
Indirect Cost			

<i>Engineering and supervision (33% Direct Cost)</i>	33%	4.001.528	65.883.559.478
Biaya konstruksi (41% Direct Cost)	41%	4.971.596	81.855.331.473
Total Indirect Cost		8.973.124	147.738.890.952
Total DC dan IC		21.098.966	347.386.040.886
Biaya kontraktor	5%	1.054.948	17.369.302.044
Biaya tidak terduga	10%	2.109.897	34.738.604.089
Fixed Capital Investment		24.263.811	399.493.947.019
Work Capital Investment	15%TCI	4.281.849	70.498.931.827
Total Capital Investment		28.545.660	469.992.878.846

Tabel LD-4 Perhitungan *Capital Investment* Pabrik Etilen diklorida

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= 13.374.032 + 0,15\text{TCI} \\
 0,85 \text{TCI} &= 24.263.811 \\
 \text{TCI} &= \text{US\$ } 28.545.660 = \text{Rp.}469.992.878.846 \\
 \text{WCI} &= 15\% \text{TCI} = 15\% \times \text{US\$ } 28.545.660 \\
 &= \text{US\$ } 4.281.849 = \text{Rp } 70.498.931.827
 \end{aligned}$$

2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

a. Biaya Bahan Baku

Daftar biaya bahan baku prarancangan pabrik Etilen diklorida dari Etilen dapat dilihat pada Tabel LD-5.

Tabel LD-5 Biaya Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga/kg (\$)	Total Harga (\$)	Total Harga (Rp)
Etilen	1.581	11.385.206	0,935	10.645.168	175.268.434.144
asam klorida	12.474	89.813.138	0,080	7.185.051	118.298.991.124
Alum	0,973	7.007,371	0,500	3.504	57.686.782
Kaporit	0,973	7.007,371	0,37	2.593	42.688.219
Kapur Tohor	0,584	4.204,423	0,130	547	8.999.138
TOTAL				17.836.862	293.676.799.407

Sumber : (www.alibaba.com, www.icispricing.com)

b. Gaji Karyawan

Sistem gaji karyawan di pabrik Etilen diklorida dari Etilen, berdasarkan gaji upah minimum relatif (UMR) wilayah Cilegon tahun 2026, dengan nilai UMR sebesar Rp5.172.122. Daftar gaji karyawan pra rancangan pabrik Etilen klorida dari Etilen dapat dilihat pada Tabel LD-6 di bawah ini.

Tabel LD-6 Gaji Karyawan Pabrik Etilen Diklorida dari Etilen

Jabatan	Jumlah	sistem gaji	Gaji/bulan (Rp)	Total/bulan (Rp)	Total/tahun (Rp)	Total/tahun (\$)
Dewan Komisaris	1	6 x UMR	Rp 31.032.732	Rp 31.032.732	Rp 372.392.784	\$ 22.618
Direktur utama	1	4 x UMR	Rp 20.688.488	Rp 20.688.488	Rp 248.261.856	\$ 15.079
Kepala bagian						
-S1 Teknik Kimia	2	2,5 x UMR	Rp 12.930.305	Rp 25.860.610	Rp 310.327.320	\$ 18.848
-S1 Teknik industri	1	2,5 x UMR	Rp 12.930.305	Rp 12.930.305	Rp 155.163.660	\$ 9.424
-S1 Teknik mesin	1	2,5 x UMR	Rp 12.930.305	Rp 12.930.305	Rp 155.163.660	\$ 9.424
-S1 Teknik Elektro	1	2,5 x UMR	Rp 12.930.305	Rp 12.930.305	Rp 155.163.660	\$ 9.424
-S1 Teknik informatika	1	2,5 x UMR	Rp 12.930.305	Rp 12.930.305	Rp 155.163.660	\$ 9.424
-S1 Teknik lingkungan	1	2,5 x UMR	Rp 12.930.305	Rp 12.930.305	Rp 155.163.660	\$ 9.424
Karyawan						
-S1 Manajemen	3	2 x UMR	Rp 10.344.244	Rp 31.032.732	Rp 372.392.784	\$ 22.618
-S1 akuntansi	3	2 x UMR	Rp 10.344.244	Rp 31.032.732	Rp 372.392.784	\$ 22.618
-S1 Teknik informatika	4	2 x UMR	Rp 10.344.244	Rp 41.376.976	Rp 496.523.712	\$ 30.157
Sekretaris						
-S1 manajemen	1	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 7.758.183	Rp 93.098.196	\$ 5.654
Kepala satpam						
-S1 Olahraga	1	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 7.758.183	Rp 93.098.196	\$ 5.654
Sopir						
-SMA otomotif	2	1 x UMR	Rp 5.172.122	Rp 10.344.244	Rp 124.130.928	\$ 7.539
Dokter						
-S1 Kedokteran	1	3 x UMR	Rp 15.516.366	Rp 15.516.366	Rp 186.196.392	\$ 11.309
Perawat						
-D3 Keperawatan	2	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 15.516.366	Rp 186.196.392	\$ 11.309

Karyawan Produksi							
-D3 Teknik kimia	7	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 54.307.281	Rp 651.687.372	\$ 39.581	
-D3 Teknik industri	7	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 54.307.281	Rp 651.687.372	\$ 39.581	
Karyawan Utilitas							
-D3 Teknik kimia	7	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 54.307.281	Rp 651.687.372	\$ 39.581	
-D3 Teknik lingkungan	7	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 54.307.281	Rp 651.687.372	\$ 39.581	
Karyawan Mesin (teknisi)							
-D3 Teknik mesin	7	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 54.307.281	Rp 651.687.372	\$ 39.581	
Karyawan laboratorium dan Pengendali Mutu							
a. Laboratorium proses							
-D3 kimia analisis	3	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 23.274.549	Rp 279.294.588	\$ 16.963	
-SMK analisis	4	1 x UMR	Rp 5.172.122	Rp 20.688.488	Rp 248.261.856	\$ 15.079	
a. Laboratorium pengendalian mutu							
-D3 Teknik industri	3	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 23.274.549	Rp 279.294.588	\$ 16.963	
-SMK Industri	4	1 x UMR	Rp 5.172.122	Rp 20.688.488	Rp 248.261.856	\$ 15.079	
Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal							
-D3 Teknik elektro	7	1,5 x UMR	Rp 7.758.183	Rp 54.307.281	Rp 651.687.372	\$ 39.581	
Satpam							
-SMA	7	1 x UMR	Rp 5.172.122	Rp 36.204.854	Rp 434.458.248	\$ 26.387	
Office boy							
-SMA	14	1 x UMR	Rp 5.172.122	Rp 72.409.708	Rp 868.916.496	\$ 52.775	
Total	103			Rp 824.953.459	Rp 9.899.441.508	\$ 601.256	

c. Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Perhitungan komponen biaya produksi total dapat dilihat pada Tabel LD-7 di bawah ini.

- I. Manufacturing cost = **direct** production costs + **fixed** charges + plant overhead costs
 - A. Direct production costs (about 60% of total product cost)
 1. Raw materials (10-50% of total product cost)
 2. Operating labor (10-20% of total product cost)
 3. Direct supervisory and clerical labor (10-25% of operating labor)
 4. *Utilities* (10-20% of total product cost)
 5. *Maintenance and repairs* (2-10% of fixed-capital investment)
 6. Operating supplies (10-20% of cost for maintenance and repairs, or 0.5-1% of fixed-capital investment)
 7. Laboratory charges (10-20% of operating labor)
 8. Patents and royalties (0-6% of total product cost)
 - B. Fixed charges (10-20% of total product cost)
 1. Depreciation (depends on **life** period, salvage **value**, and method of calculation-about 10% of **fixed-capital** investment for machinery and equipment and 2-3% of building value for buildings)
 2. Local taxes (1-4% of fixed-capital investment)
 3. Insurance (0.4-1% of **fixed-capital** investment)
 4. Rent (8-12% of value of rented **land** and buildings)

210

COST ESTIMATION 211

TABLE 27
Estimation of total product cost (showing individual components) (Continued)

- C. Plant-overhead costs (50-70% of cost for operating labor, supervision, and maintenance, or 5-15% of total product cost); includes costs for the following: general plant upkeep and overhead, payroll overhead, packaging, medical services, safety and protection, restaurants, recreation, salvage, laboratories, and storage facilities.
- II. General expenses = administrative costs + distribution and selling costs + research and development costs
 - A. Administrative costs (about 15% of costs for operating labor, supervision, and maintenance, or 2-6% of total product cost); includes costs for executive salaries, clerical wages, legal fees, office supplies, and communications
 - B. Distribution and selling costs (2-20% of total product cost); includes costs for sales offices, salesmen, shipping, and advertising
 - C. Research and development costs (2-5% of every sales **dollar** or about 5% of total product cost)
 - D. Financing (interest)? (0-10% of total capital investment)
- III. Total product **cost** = manufacturing cost + general expenses
- IV. **Gross-earnings cost** (gross earnings = total income - total product cost; amount of gross-earnings cost depends on amount of gross earnings for entire company and income-tax regulations; a general range for gross-earnings cost is 30-40% of gross earnings)

Tabel LD-7 Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Parameter	Fixed Cost (US\$)	Variable Cost (US\$)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Materials (10-50% TPC)		17.836.862
Operating Labor (10-20% TPC)	601.256	
Direct Supervisory (10-25% OL)		90.188
Utilities (10-20% TPC)		0,15 TPC
Maintenance and Repairs (2-10% FCI)	1.455.829	
Operating Supplies (0,5-1% FCI)	181.979	
Laboratory Charges (10-20% OL)		90.188
Patents and Royalties (0-6% TPC)	0,03 TPC	
Total DPC	2.239.063	18.017.239
Fixed Charge		
Depreciation(10% FCI)	2.426.381	

Local Taxes (1-4% FCI)	606.595	
Insurance (0,4-1% FCI)	145.583	
Total FC	3.178.559	
Plant Overhead Cost		0,1 TPC
General Expenses		
Administrative cost (2-6% TPC)	0,04 TPC	
Distribution Cost (2-20% TPC)	0,1 TPC	
Research and Development (5% TPC)	0,05 TPC	
Financing (0-10% TCI)	1.427.283	
Total General Expenses	1.427.283	
Total Production Cost	6.844.906	18.017.239

$$\begin{aligned} \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\ &= (\text{Fixed Cost} + \text{Variable Cost}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= 6.844.906 + 0,19 \text{ TPC} + 18017239 + 0,28 \text{ TPC} \\ &= 24.862.145 + 0,47 \text{ TPC} \end{aligned}$$

$$0,53 \text{ TPC} = 24.862.145$$

$$\text{TPC} = \text{US\$ } 46.909.707$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 772.349.558.099$$

Sehingga :

- *Direct Production Cost* = US\$ 28.715.081
= Rp 472.782.321.286
- *Fixed Charge* = US\$ 3.178.559
= Rp 52.333.707.060
- *Plant Overhead Cost* = US\$ 4.690.971
= Rp 77.234.955.810
- *General Expenses* = US\$ 10.809.224
= Rp 177.969.555.562
- *Fixed Cost* = US\$ 17.634.138
= Rp 290.339.032.296
- *Variable Cost* = US\$ 29.759.697
= Rp 489.981.507.422

Tabel LD-8 Hasil Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Parameter	Fixed Cost (US\$)	Variable Cost (US\$)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Materials (10-50% TPC)		17.836.862
Operating Labor (10-20% TPC)	601.256	
Direct Supervisory (10-25% OL)		105.220
Utilities (10-20% TPC)		7.036.456
Maintenance and Repairs (2-10% FCI)	1.455.829	
Operating Supplies (0,5-1% FCI)	181.979	
Laboratory Charges (10-20% OL)		90.188
Patents and Royalties (0-6% TPC)	1.407.291,20	
Total DPC	3.646.355	25.068.726
Fixed Charge		
Depreciation(10% FCI)	2.426.381	
Local Taxes (1-4% FCI)	606.595	
Insurance (0,4-1% FCI)	145.583	
Total FC	3.178.559	
Plant Overhead Cost		4.690.971
General Expenses		
Administrative cost (2-6% TPC)	1.876.388,27	
Distribution Cost (2-20% TPC)	5.160.067,74	
Research and Development (5% TPC)	2.345.485,34	
Financing (0-10% TCI)	1.427.283	
Total General Expenses	10.809.224	
Total Production Cost	17.634.138	29.759.697

4. Harga Penjualan Produk (*Total Sales*)

Produksi = 5139 kg/jam
 = 37000000 kg/tahun

Harga jual produk = US\$ 2,00
 = Rp32.929

Total Penjualan = 37000000 x 2
 = US\$ 74.000.000
 = Rp1.218.380.400.000

5. Analisa Kelayakan Investasi

5.1 Laba

- *Total Capital Investment (TCI)* = US \$28.545.660
 - Depresiasi = 10% x 24.263.811 = US \$2.426.381
 - Total Penjualan Produk (TS) = US \$74.000.000
 - *Total Production Cost (TPC)* = US \$46.909.707
 - *Fixed Cost (FC)* = US \$17.634.138
 - *Variable Cost (VC)* = US \$29.759.697
- Laba Sebelum Pajak

Laba Kotor = Total Penjualan – Biaya Produksi
= US \$74.000.000 - US \$46.909.707
= US \$27.090.293
= Rp446.030.841.901

- Pajak 12.5%

Laba Bersih = Laba Kotor – (Laba kotor x Pajak)
= US \$27.090.293 - (US \$27.090.293 x 12,5%)
= US \$23.704.007
= Rp390.276.986.663

5.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate Of Return*)

$$\begin{aligned} ROR &= \frac{\text{lab a bersih}}{TCI} \times 100 \% \\ &= \frac{US \$23.704.007}{US \$28.545.660} \times 100\% \\ &= 83,04 \% \end{aligned}$$

5.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Masa *start up* : 2 tahun

Umur pabrik : 10 tahun

Kapasitas produk pabrik selama beroperasi :

Tahun I : 70%

Total penjualan : US\$51.800.000

Tahun II : 90%
 Total penjualan : US\$74.000.000
 Tahun III dan seterusnya : 100%

Keuntungan masing-masing kapasitas setelah ditambah depresiasi

1. Kapasitas 70%
 = total penjualan 70% - [*fixed cost* + (*variable cost* x 70%)] + depresiasi
 = US \$10.907.693
2. Kapasitas 90%
 = total penjualan 90% - [*fixed cost* + (*variable cost* x 90%)] + depresiasi
 = US \$19.755.753
3. Kapasitas 100%
 = total penjualan 100% - [*fixed cost* + (*variable cost* x 100%)] + depresiasi
 = US \$24.179.784

Jumlah keuntungan selama *start up* adalah= US \$30.663.446

$$\begin{aligned}
 POT &= 2 + \frac{TCI - \text{jumlah keuntungan selama startup}}{\text{keuntungan saat kapasitas 100\%}} \\
 &= 2 + \frac{US \$28.545.660 - US\$30.663.446}{US \$24.179.784} \\
 &= 1,912 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh POT sebesar 1 tahun 11 bulan

5.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

Total Sales = US \$74.000.000

Fixed Cost = US \$17.634.138

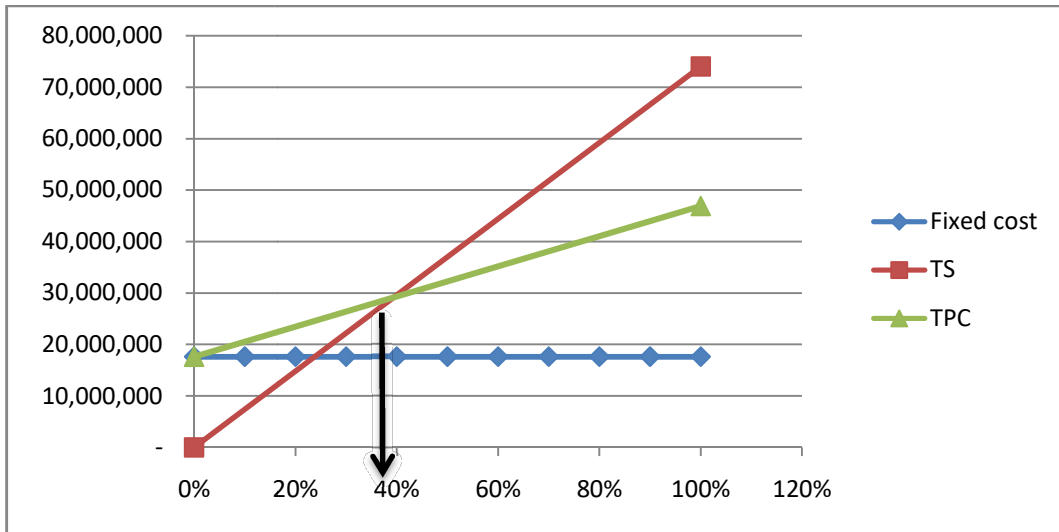
Variabel Cost = US \$29.759.697

Maka,

$$\text{Break Even Point (BEP)} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Total Sales} - \text{Variabel Cost}} \times 100\%$$

$$\text{Break Even Point (BEP)} = \frac{US \$17.634.138}{US \$74.000.000 - US \$29.759.697} \times 100\%$$

$$\text{Break Even Point (BEP)} = 39,86 \%$$



Gambar LD-2 Kurva BEP