

**PRA-RANCANGAN PABRIK VINYL CHLORIDE MONOMER (VCM)
MENGUNAKAN *THERMAL CRACKING* DENGAN KAPASITAS
70.000 TON/TAHUN**



TUGAS AKHIR

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

Rhasna Wiritanaya Witrisnanti

40040122650080

**PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG**

2026

HALAMAN PENGESAHAN

Pra-Perancangan Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) Menggunakan *Thermal Cracking* dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

TUGAS AKHIR

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Tugas Akhir dan Seminar Tugas Akhir pada Program Studi S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh :

RHASNA WIRITANAYA WITRISNANTI

NIM. 40040122650080

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir

Semarang, 26 Juni 2026

Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Fahmi Arifan S. T., M.Eng., M.M., IPM., ASEAN Eng.

NIP. 198002202005011001

HALAMAN INTRGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini

Nama : Rhasna Wiritanaya Witrisnanti

NIM : 40040122650080

Judul Tugas Akhir : Pra-Rancangan Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM)
Menggunakan *Thermal Cracking* dengan Kapasitas 70.000 ton/tahun

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa tugas akhir ini merupakan karya saya Rhasna Wiritanaya Witrisnanti dan Partner Saya Shofiana Norlaili didampingi pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Tugas akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar tanpa ada paksaan dari siapapun.



Semarang, 26 Juni 2026



Rhasna Wiritanaya Witrisnanti

NIM. 40040122650080

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT atas Rahmat dan Karunia-Nya Karena skripsi dapat terselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Laporan skripsi ini ditunjukkan untuk memenuhi salah satu persyaratan program sarjana terapan di program studi S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro. Tugas akhir ini disusun berdasarkan pengarahan, penjelasan dan pengamatan. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Mohammad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro.
2. Dr. Mohammad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku dosen wali yang telah memberikan segala arahan serta bantuan selama ini di perkuliahan.
3. Dr. Ir. Fahmi Arifan S.T., M.Eng., M.M., IPM., ASEAN Eng. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan dengan baik hingga laporan magang ini dapat terselesaikan dengan baik.
4. Seluruh Bapak dan Ibu Dosen beserta tendik Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri yang telah memberikan kelancaran selama masa perkuliahan.
5. Kedua orang tua tercinta dan adik penulis yang senantiasa menjadi sumber kekuatan, tempat pulang, dan alasan bagi penulis untuk terus melangkah. Terima kasih atas kasih sayang, doa yang tidak pernah terputus, pengorbanan, serta dukungan yang diberikan tanpa mengharapkan balasan. Setiap proses yang penulis lalui hingga skripsi ini terselesaikan tidak akan pernah lepas dari kepercayaan, kesabaran, dan ketulusan keluarga yang selalu membersamai dalam setiap keadaan.
6. Shofiana Norlaili selaku rekan satu tim skripsi yang telah membersamai perjalanan penyusunan skripsi ini. Terima kasih atas kerja sama, diskusi, semangat, dan kesediaan untuk saling menguatkan dalam menghadapi setiap tantangan. Semoga setiap proses yang telah dilalui bersama menjadi pengalaman berharga yang akan selalu dikenang.
7. Pengungsian, yang telah menjadi keluarga bagi penulis selama empat tahun masa perkuliahan. Terima kasih atas setiap kebersamaan, dukungan, canda, dan perhatian yang menjadikan perjalanan akademik ini terasa lebih ringan. Kehadiran kalian mengajarkan bahwa pertemanan bukan sekadar tentang menghabiskan waktu bersama, melainkan tentang saling bertumbuh, saling menguatkan, dan tetap hadir dalam setiap fase kehidupan.

8. Kak Aris dan Kak Zaki, yang telah dengan tulus berbagi ilmu, pengalaman, dan berbagai pelajaran hidup kepada penulis. Terima kasih atas setiap nasihat, arahan, serta waktu yang telah diberikan. Kebaikan dan ketulusan tersebut menjadi bekal yang sangat berarti bagi penulis, tidak hanya selama masa perkuliahan, tetapi juga untuk perjalanan setelahnya.
9. Keluarga besar Sultan Keren Kelas B yang telah menjadi bagian dari perjalanan penulis selama empat tahun menempuh pendidikan. Terima kasih atas kebersamaan, kerja sama, serta berbagai cerita yang mewarnai hari-hari perkuliahan. Semoga segala kenangan yang telah tercipta menjadi pengingat bahwa setiap perjalanan akan selalu terasa lebih bermakna ketika dilalui bersama orang-orang yang tepat.
10. Cindy dan Rahma, sahabat yang telah menemani penulis sejak masa sekolah menengah hingga saat ini. Terima kasih karena tetap hadir di tengah berbagai perubahan dan kesibukan, serta tidak pernah berhenti memberikan doa, dukungan, dan semangat. Persahabatan yang terjalin selama ini merupakan salah satu anugerah yang penulis syukuri.
11. Seluruh teman, kerabat, dan semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, yang telah menjadi bagian dari perjalanan penulis melalui doa, dukungan, bantuan, dan semangat selama penyusunan skripsi ini. Semoga segala kebaikan yang telah diberikan mendapat balasan terbaik dari Tuhan Yang Maha Esa.
12. *Last but not least*, kepada diri penulis sendiri. Terima kasih telah memilih untuk tidak berhenti meskipun pernah merasa ragu, lelah, dan ingin menyerah. Tidak semua proses berjalan sesuai harapan, tetapi setiap proses telah membentuk penulis menjadi pribadi yang lebih baik. Semoga pencapaian sederhana ini menjadi pengingat bahwa tidak ada usaha yang benar-benar sia-sia selama dilakukan dengan ketulusan dan ketekunan.

Penyusun menyadari adanya keterbatasan dan kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini, oleh karena itu penyusun sangat terbuka untuk kritik serta saran yang bersifat membangun sehingga dapat bermanfaat bagi penyusun untuk menyempurnakan laporan tugas akhir ini, sehingga dapat memberikan banyak manfaat untuk para pembaca.

Semarang, 26 Juni 2026

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN INTRGRITAS	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL.....	x
INTISARI	xiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik	2
1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Pasar	2
1.2.2 Penentuan Kapasitas Produksi	3
1.2.3 Kapasitas Minimum Pabrik Sejenis	8
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku	9
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	11
1.4 Tinjauan Proses	18
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	21
2.1 Spesifikasi Bahan.....	21
2.2 Spesifikasi Produk	22
2.3 Konsep Proses	24
2.4 Langkah Proses	27
2.5 Diagram Blok.....	31
2.6 Neraca Massa dan Neraca Panas.....	33
2.7 Tata Letak dan Pemetaan	53
BAB III SPESIFIKASI ALAT	57
3.1 Tangki Penyimpanan EDC	57
3.2 Pompa	58
3.3 Mixer.....	59
3.4 Reaktor.....	60
3.5 Quench Tower.....	61
3.6 Flash Separator.....	62
3.7 Heat Exchanger	63

3.8	Menara Distilasi	65
BAB IV UTILITAS		67
4.1	Unit Penyediaan Steam	67
4.2	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	68
4.3	Unit Pengadaan Udara Tekan	74
4.4	Unit Pengadaan Listrik	75
4.5	Unit Pengadaan Bahan Bakar	80
4.6	Unit Laboratorium	82
4.7	Unit Pengolahan Limbah	85
4.8	Instrumentasi.....	90
4.9	Sistem Keamanan Kerja.....	91
4.10	Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan Hidup (K3LH)	94
4.11	Fasilitas Pelayanan Kesehatan	96
4.12	Faktor Bahaya di Pabrik.....	98
4.13	Potensi Bahaya di Pabrik	98
4.14	Analisis Dampak Lingkungan (AMDAL)	99
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN		101
5.1	Bentuk Perusahaan.....	101
5.2	Struktur Organisasi	105
5.3	Tugas dan Wewenang	110
5.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan	116
5.5	Sistem Penggajian Karyawan	117
5.6	Penggolongan Jabatan.....	123
5.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	125
5.8	Manajemen Produksi	127
5.9	<i>Corporate Social Responsibility</i>	130
BAB VI TROUBLESHOOTING		132
6.1	Analisa HAZOP pada Unit Penyimpanan.....	134
6.2	Analisa HAZOP pada Unit Persiapan Bahan Baku	138
6.3	Analisa HAZOP pada Unit Pembentukan Produk.....	142
6.4	Analisa HAZOP pada Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk	145
BAB VII ANALISA EKONOMI		147
DAFTAR PUSTAKA		182

LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA	185
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS	195
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT	336
LAMPIRAN D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	464

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Regresi Linier Imor VCM.....	4
Gambar 1.2 Grafik Regresi Linier Eskpor VCM	4
Gambar 1.3 Grafik Regresi Linier Produksi VCM	4
Gambar 1.4 Grafik Regresi Linier Konsumsi VCM	5
Gambar 1.5 Jarak PT Asahimas Chemical Menuju Rencana Lokasi Pabrik	14
Gambar 1.6 Jarak PT Sulfindo Adiusaha Menuju Rencana Lokasi Pabrik.....	14
Gambar 1.7 Jarak Pelabuhan Merak Menuju Rencana Lokasi Pabrik	15
Gambar 1.8 Jarak Pelabuhan Banten Ciwandan Menuju Rencana Lokasi Pabrik.....	15
Gambar 2.1 Diagram Blok Proses Produksi <i>Vinyl Chloride Monomer</i>	31
Gambar 2. 2 Diagram Alir Proses Produksi <i>Vinyl Chloride Monomer</i>	32
Gambar 2.3 Diagram Alir Massa Produksi VCM	41
Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik <i>Vinyl Chloride Monomer</i>	53
Gambar 2.5 Layout Peralatan Proses	56
Gambar 4.1 Diagram alir pengolahan limbah cair.....	88
Gambar 5.1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	109
Gambar 5.2 Grafik Process Labor Requirements for Chemical Industries	120
Gambar 7.1 Grafik <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>	151
Gambar 7.2 Grafik Kelayakan Ekonomi	180

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Produksi, Ekspor, Impor, dan Konsumsi VCM 2018 – 2025 dalam kg/tahun.	3
Tabel 1.2 Pertumbuhan Rata-Rata Impor VCM (BPS,2025).....	6
Tabel 1.3 Pertumbuhan Rata-Rata Ekpor VCM (BPS,2025).....	6
Tabel 1.4 Pertumbuhan Rata-Rata Produksi VCM (BPS,2025)	7
Tabel 1.5 Pertumbuhan Rata-Rata Konsumsi VCM (BPS,2025)	7
Tabel 1.6 Kapasitas Produksi Pabrik VCM di Dunia (Uhde, T., 2025).....	8
Tabel 1.7 Ketersediaan EDC di Indonesia	9
Tabel 1.8 Matriks Pemilihan Lokasi Pabrik.....	11
Tabel 1.9 Perbandingan macam-macam proses	19
Tabel 2.1 Nilai Panas Pembentukan Standar.....	25
Tabel 2.2 Nilai Energi Bebas Gibbs.....	26
Tabel 2.3 Neraca masa Pada Mixer.....	33
Tabel 2.4 Neraca masa Pada Furnace.....	34
Tabel 2.5 Neraca masa Pada Furnace.....	35
Tabel 2.6 Neraca masa Pada Flash Separator	35
Tabel 2.7 Neraca masa Pada Absorber.....	36
Tabel 2.8 Neraca masa Pada Tee valve.....	37
Tabel 2.9 Neraca masa Pada Menara Distilasi	38
Tabel 2.10 Neraca massa Pada Refluks Akumulator	39
Tabel 2.11 Neraca massa Pada Reboiler	39
Tabel 2.12 Neraca Massa Overall	40
Tabel 2.13 Neraca Panas Pada Mixer.....	42
Tabel 2.14 <i>Neraca Panas Pada Vaporizer</i>	43
Tabel 2.15 Neraca Panas Pada Kompresor	44
Tabel 2.16 Neraca Panas Pada Furnace	44
Tabel 2.17 Neraca Panas Pada Heat Exchanger 1.....	45
Tabel 2.18 Neraca Panas input Pada Quench Tower	46
Tabel 2.19 Neraca Panas Output Pada Quench Tower	46
Tabel 2.20 Neraca Panas Pada Kondensor.....	47
Tabel 2.21 Neraca Panas Pada Flash Separator	48
Tabel 2.22 Neraca Panas Pada Kondensor.....	48

Tabel 2.23 Neraca Panas Pada Heat Exchanger 2.....	49
Tabel 2. 24 Neraca Panas Pada Menara Distilasi.....	50
Tabel 2.25 Neraca Panas Overall	51
Tabel 2.26 Rincian Penggunaan Luas Tanah Bangunan <i>Indoor dan Outdoor</i>	54
Tabel 4.1 Kebutuhan Steam.....	67
Tabel 4.2 Kelebihan dan Kekurangan Water Tube Boiler	67
Tabel 4.3 Unit Kontrol yang Digunakan di Industri	69
Tabel 4.4 Parameter Fisik Air Sanitasi.....	69
Tabel 4.5 Parameter Biologi Air Sanitasi.....	70
Tabel 4.6 Parameter Kimia Air Sanitasi.....	70
Tabel 4.7 Kebutuhan Air Pendingin Proses	71
Tabel 4.8 Syarat Air Demineralisasi	72
Tabel 4.9 Parameter Air Umpan <i>Boiler</i>	74
Tabel 4.10 Kebutuhan Air untuk Air Umpan Boiler.....	74
Tabel 4. 11 Kebutuhan Listrik untuk Proses Industri.....	75
Tabel 4.12 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas Industri	76
Tabel 4.13 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Penerangan Pabrik.....	77
Tabel 4.14 Area Bangunaan yang memakai AC	78
Tabel 4.15 Kebutuhan listrik total yang diperlukan Industri	79
Tabel 4.16 Program Kerja Laboratorium Analisa.....	84
Tabel 4.17 Baku Mutu Air Limbah Bagi Usaha dan atau Kegiatan Industri	86
Tabel 5.1 Perbandingan antara PT, CV, Persero, Firma.....	101
Tabel 5.2 Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	116
Tabel 5.3 Rincian Jumlah Karyawan Proses Metode Villbrant	118
Tabel 5.4 Rincian Jumlah Karyawan Proses	121
Tabel 5.5 Rincian Jumlah Karyawan Proses Utilitas	122
Tabel 5.6 Rincian Jumlah Karyawan Beserta Gaji Tiap Bulan.....	122
Tabel 5.7 Pembagian Jabatan Berdasarkan Pendidikan	123
Tabel 6.1 Analisa HAZOP pada Unit Penyimpanan.....	134
Tabel 6.2 Analisa HAZOP pada Unit Persiapan Bahan Baku	138
Tabel 6.3 Analisa HAZOP pada Unit Pembentukan Pabrik	142
Tabel 6.4 Analisa HAZOP pada Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk	145
Tabel 7.1 <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> Tahun 2002-2024.....	150

Tabel 7.2 Daftar Harga Alat dari Dalam Negeri (Matche, 2014)	152
Tabel 7.3 Daftar Harga Alat dari Luar Negeri (Matche, 2014).....	153
Tabel 7.4 <i>Purcased Equipment Cost</i> Dalam Negeri	154
Tabel 7.5 <i>Purcased Equipment Cost</i> Luar Negeri.....	154
Tabel 7.6 Total Luas Tanah Bangunan Indoor.....	158
Tabel 7.7 Total Luas Tanah Bangunan <i>Outdoor</i>	158
Tabel 7.8 <i>Physical Plant Cost</i>	160
Tabel 7.9 Fixed Capital Investment	161
Tabel 7.10 <i>Total Working Capital Investment</i>	163
Tabel 7.11 Biaya Pembelian Bahan Baku	163
Tabel 7.12 Biaya Membayar Karyawan dalam Proses Produksi	163
Tabel 7.13 Biaya Membayar Supervisi dalam Proses Produksi.....	164
Tabel 7.14 <i>Total Direct Manufacturing Cost</i>	165
Tabel 7.15 <i>Total Indirect Manufacturing Cost</i>	167
Tabel 7.16 <i>Total Fix Manufacturing Cost</i>	168
Tabel 7.17 <i>Total Manufacturing Cost</i>	168
Tabel 7.18 Biaya Management Salaries	169
Tabel 7.19 General Expense.....	172
Tabel 7.20 Total Biaya Produksi.....	172
Tabel 7.21 <i>Cash Flow</i>	174
Tabel 7.22 <i>Cumulative Cash Flow</i>	176
Tabel 7.23 <i>Net Present Value</i>	178
Tabel 7.24 Evaluasi Kelayakan Pabrik	181

INTISARI

Vinyl Chloride Monomer (VCM) merupakan bahan baku utama *polyvinyl chloride (PVC)* yang kebutuhan nasionalnya masih sebagian dipenuhi melalui impor. Pra-perancangan pabrik VCM ini dirancang dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun melalui proses *thermal cracking Ethylene Dichloride (EDC)*, berlokasi di Desa Kosambiranyok, Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang, Banten. Proses produksi melibatkan unit-unit utama berupa *static mixer*, *vaporizer*, kompresor, *furnace* (reaktor *cracking*), *heat exchanger*, *quench tower*, kondensor parsial, *flash separator*, *absorber*, dan menara distilasi, dengan konversi reaksi EDC menjadi VCM sebesar 55%. Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, diperoleh efisiensi produksi sebesar 98,62% dan kemurnian produk VCM sebesar 99,87%. Hasil neraca panas keseluruhan menunjukkan total aliran panas sebesar 28.051.647,23 kJ/jam, dengan panas hilang (*Q loss*) terbesar terjadi pada unit *furnace* sebesar 44.877,88 kJ/jam dan menara distilasi sebesar 31.540,50 kJ/jam. Analisis potensi bahaya dan *troubleshooting* pada unit penyimpanan, persiapan bahan baku, pembentukan produk, serta pemisahan dan pemurnian produk dilakukan menggunakan metode *Hazard and Operability Study (HAZOP)* untuk mengidentifikasi kondisi tidak normal beserta langkah pengendaliannya. Evaluasi kelayakan ekonomi menunjukkan *Purchased Equipment Cost (PEC)* sebesar US\$4.899.441,85, *Fixed Capital Investment (FCI)* sebesar US\$29.491.340,77, dan *Working Capital Investment (WCI)* sebesar US\$50.550.150,61, sehingga *Total Capital Investment (TCI)* mencapai US\$80.041.491,38. Hasil penjualan produk sebesar US\$108.780.000 per tahun menghasilkan profit sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar US\$30.201.887,45 (*Profit on Sales* 27,76%) dan US\$22.651.415,59 (*Profit on Sales* 20,82%), dengan *Return on Investment (ROI)* sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar 37,73% dan 28,30%. Berdasarkan hasil tersebut, pabrik VCM ini dinyatakan layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri kimia merupakan salah satu sektor strategis yang memiliki peran penting dalam menunjang pertumbuhan industri dan pembangunan ekonomi nasional. Sebagai industri hulu dan antara, industri kimia menyediakan berbagai bahan baku yang dibutuhkan oleh industri hilir, seperti konstruksi, manufaktur, energi, otomotif, dan kesehatan. Pengembangan industri kimia bertujuan untuk meningkatkan produksi bahan-bahan kimia di dalam negeri guna memenuhi kebutuhan nasional maupun internasional. Namun demikian, pemenuhan kebutuhan terhadap beberapa produk kimia tertentu masih bergantung pada impor, karena kapasitas produksi dalam negeri belum mampu memenuhi kebutuhan secara optimal. Salah satu bahan kimia yang hingga saat ini masih memiliki tingkat produksi yang relatif rendah di Indonesia adalah *vinyl chloride monomer* (VCM). Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS, 2025), produksi VCM dalam negeri belum sepenuhnya mampu memenuhi kebutuhan nasional. Kondisi tersebut menyebabkan ketergantungan terhadap produk impor yang dapat berdampak pada ketidakstabilan pasokan serta fluktuasi harga. Oleh karena itu, untuk meningkatkan daya saing Indonesia dalam menghadapi persaingan global, diperlukan penguatan sektor industri melalui peningkatan produksi dan pendirian pabrik-pabrik kimia di dalam negeri.

Vinyl chloride monomer (VCM) merupakan senyawa organik yang tergolong sebagai monomer dengan rumus molekul C_2H_3Cl dan digunakan sebagai bahan baku utama dalam pembuatan senyawa polimer *polyvinyl chloride* (PVC). *Polyvinyl chloride* (PVC) merupakan salah satu produk polimer yang banyak dimanfaatkan dalam berbagai sektor industri, seperti industri konstruksi, kelistrikan, dan manufaktur. Tingginya tingkat pemanfaatan PVC menyebabkan kebutuhan terhadap bahan baku VCM terus mengalami peningkatan. Produksi PVC dilakukan melalui proses polimerisasi dari monomer VCM, sehingga ketersediaan VCM menjadi faktor penting dalam menjamin keberlangsungan industri PVC. Keterbatasan produksi VCM di dalam negeri menyebabkan Indonesia masih harus melakukan impor untuk memenuhi kebutuhan tersebut. Menurut Badan Pusat Statistik (2025), impor *vinyl chloride monomer* (VCM) di Indonesia pada tahun 2025 mencapai 163.692 ton dan diperkirakan akan terus mengalami peningkatan hingga tahun 2027 seiring dengan meningkatnya kebutuhan industri hilir. Saat ini, Indonesia hanya memiliki dua produsen *vinyl chloride monomer*, yaitu PT Asahimas Chemical dengan

kapasitas produksi sebesar 900.000 ton per tahun dan PT Sulfindo Adi Usaha dengan kapasitas sebesar 130.000 ton per tahun. Kapasitas produksi tersebut dinilai belum sepenuhnya mampu memenuhi kebutuhan nasional yang terus meningkat. Oleh karena itu, pendirian pabrik *vinyl chloride monomer* di Indonesia diharapkan dapat meminimalkan nilai impor serta meningkatkan devisa negara melalui peningkatan produksi dalam negeri.

Pendirian pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM) menjadi salah satu langkah strategis dalam mendukung pengembangan industri kimia nasional. Perencanaan pabrik VCM ini dilakukan melalui studi pra-rancangan dengan mempertimbangkan aspek teknis dan ekonomis. Salah satu metode yang umum digunakan dalam produksi VCM adalah proses *thermal cracking* dari *ethylene dichloride* (EDC), yang dikenal memiliki keandalan tinggi dan telah banyak diterapkan secara industri. Dengan dilakukannya pra-rancangan pabrik VCM menggunakan proses *thermal cracking* dengan kapasitas 70.000 ton per tahun, diharapkan dapat diperoleh gambaran kelayakan pendirian pabrik tersebut serta kontribusinya terhadap pemenuhan kebutuhan VCM nasional.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Penentuan kapasitas perancangan merupakan parameter yang mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam merancang suatu industri. Dalam menentukan kapasitas perancangan suatu industri terdapat beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan. Faktor-faktor tersebut meliputi:

1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Pasar

Saat ini terdapat dua pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM) yang berdiri di Indonesia, yaitu PT. Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo Adiusaha Indonesia. Oleh karena itu, untuk memenuhi kebutuhan *vinyl chloride monomer* di Indonesia dilakukan kegiatan impor dari luar negeri. Kebutuhan impor yang semakin meningkat menandakan bahwa kebutuhan akan *vinyl chloride monomer* di Indonesia semakin meningkat, namun dari dalam negeri belum dapat memenuhi permintaan domestik. Sementara itu, permintaan ekspor cenderung meningkat dari dalam dan luar negeri. Berdasarkan data dari Biro Pusat Statistik (BPS, 2025) diperoleh nilai impor dan ekspor *vinyl chloride monomer*, sementara nilai produksi diperoleh dari jumlah kapasitas produksi pabrik yang memproduksi *vinyl chloride monomer* dan konsumsi diperoleh dari perhitungan berdasarkan data impor, ekspor, dan produksi yang dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Produksi, Ekspor, Impor, dan Konsumsi VCM 2018 – 2025 dalam kg/tahun

Tahun	Produksi (kg/tahun)	Eskpor (kg/tahun)	Impor (kg/tahun)	Konsumsi (kg/tahun)
2018	1.030.000.000	212.006.940	144.285.340	962.278.400
2019	1.030.000.000	195.566.352	127.740.417	962.174.065
2020	1.030.000.000	198.092.400	121.070.215	952.977.815
2021	1.030.000.000	225.976.094	111.129.303	915.153.209
2022	1.030.000.000	1.152.36.485	110.382.107	1.025.145.622
2023	1.030.000.000	44.534.118	131.713.608	1.117.179.490
2024	1.030.000.000	27.413.954	141.123.634	1.143.709.680
2025	1.030.000.000	52.950.367	163.692.558	1.140.742.191

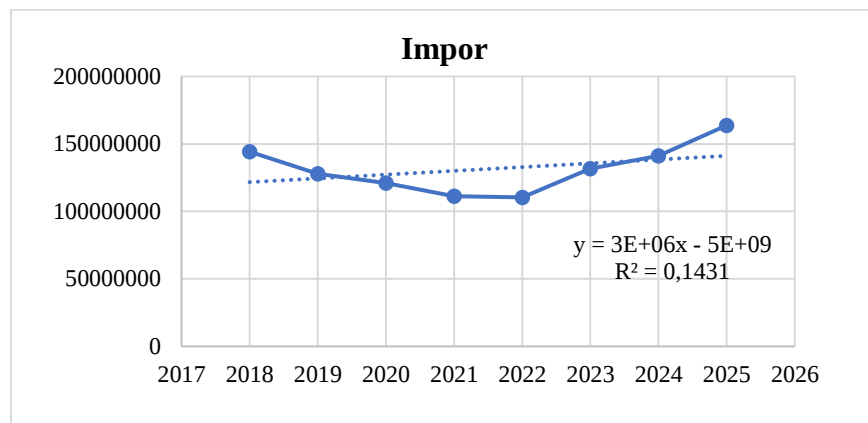
1.2.2 Penentuan Kapasitas Produksi

Pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM) yang dirancang untuk berdiri pada tahun 2030. Pada penentuan kapasitas produksi terdapat 2 metode yaitu dengan menggunakan regresi linear dan rata-rata laju pertumbuhan. Penentuan kapasitas pabrik dengan metode regresi linear dibutuhkan R^2 minimal 0,9. Apabila nilai R^2 masih berada dibawah 0,9 maka dapat menggunakan metode rata-rata laju pertumbuhan.

a. Metode Regresi Linier

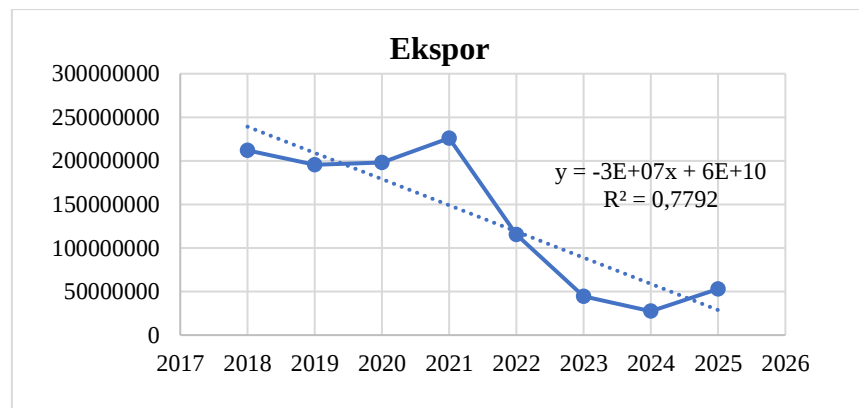
Perhitungan kapasitas pabrik menggunakan metode regresi linier dapat dilakukan apabila semua aspek menghasilkan R^2 dengan nilai minimal 0,9. Pada Gambar 1.1 hingga gambar 1.4 dapat dilihat bahwa nilai R^2 lebih kecil dari 0,9, maka penentuan kapasitas pabrik VCM yang dirancang untuk berdiri pada tahun 2030 dapat dilakukan menggunakan metode rata-rata laju pertumbuhan.

1. Grafik Regresi Linier Impor



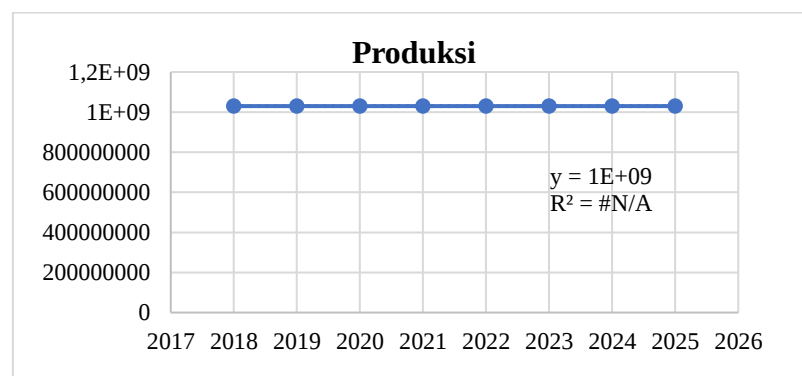
Gambar 1.1 Grafik Regresi Linier Imor VCM

2. Grafik Regresi Linier Ekspor



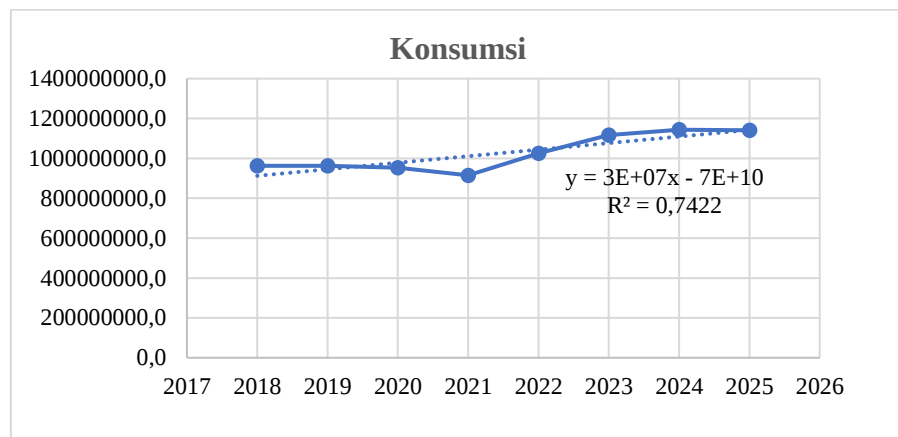
Gambar 1.2 Grafik Regresi Linier Eskpor VCM

3. Grafik Regresi Linier Produksi



Gambar 1.3 Grafik Regresi Linier Produksi VCM

4. Grafik Regresi Linier Konsumsi



Gambar 1.4 Grafik Regresi Linier Konsumsi VCM

Berdasarkan perhitungan menggunakan grafik dapat disimpulkan bahwa penentuan kapasitas produksi VCM tidak dapat dilakukan menggunakan metode regresi linier karena nilai R^2 pada keseluruhan data kurang dari 0,9. Sehingga penentuan kapasitas produksi dapat dilakukan menggunakan metode rata-rata laju pertumbuhan.

b. Metode Pertumbuhan Rata-rata

Penentuan kapasitas pabrik VCM menggunakan metode pertumbuhan rata-rata didasarkan pada data produksi, konsumsi, impor dan ekspor. Adapun persamaan yang digunakan dalam penentuan kapasitas pabrik menggunakan metode pertumbuhan rata-rata sebagai berikut

$$M = P_o (1 + i)^n$$

Dimana:

M	= Jumlah yang diperkirakan
P _o	= Data terakhir
i	= Kenaikan rata-rata
n	= rencana pendirian pabrik

Tabel 1.2 Pertumbuhan Rata-Rata Impor VCM (BPS,2025)

Tahun	Impor (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Impor (i) (%)
2018	144.285.340	0,00
2019	127.740.417	-11,47
2020	121.070.215	-5,22
2021	111.129.303	-8,21
2022	110.382.107	-0,67
2023	131.713.608	19,33
2024	141.123.634	7,14
2025	163.692.558	15,99
Rata-Rata	131.394,300	2,4

- Perkiraan konsumsi impor pada tahun 2030

$$M_{(2030)} = 163.692,5588 \text{ Ton/Tahun } (1 + 0,024128621)^5$$

$$M_{(2030)} = 184.417,2129 \text{ Ton/Tahun}$$

Tabel 1.3 Pertumbuhan Rata-Rata Ekspor VCM (BPS,2025)

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Ekspor (i) (%)
2018	212.006,940	0,00
2019	195.566,352	-7,75
2020	198.092,400	1,29
2021	225.976,094	14,08
2022	1.152.36,485	-49,01
2023	44.534,118	-61,35
2024	27.413,954	-38,44
2025	52.950,367	93,15
Rata-Rata	133.966,100	-6,9

- Perkiraan konsumsi ekspor pada tahun 2030

$$M_{(2030)} = 52.950,367 \text{ Ton/Tahun } (1 + (-0,068625422))^5$$

$$M_{(2030)} = 37.109,993 \text{ Ton/Tahun}$$

Tabel 1.4 Pertumbuhan Rata-Rata Produksi VCM (BPS,2025)

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Produksi (i) (%)
2018	1.030.000,000	0,00
2019	1.030.000,000	0,00
2020	1.030.000,000	0,00
2021	1.030.000,000	0,00
2022	1.030.000,000	0,00
2023	1.030.000,000	0,00
2024	1.030.000,000	0,00
2025	1.030.000,000	0,00
Rata-Rata	1.030.000,000	0,00

- Perkiraan Produksi pada tahun 2030

$$M_{(2030)} = 1.030.000 \text{ Ton/Tahun } (1 + 0)^5$$

$$M_{(2030)} = 1.030.000$$

Tabel 1.5 Pertumbuhan Rata-Rata Konsumsi VCM (BPS,2025)

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Konsumsi (i) (%)
2018	962.278,400	0,00
2019	962.174,065	-0,01
2020	952.977,815	-0,96
2021	915.153,209	-3,97
2022	1.025.145,622	12,02
2023	1.117.179,490	8,98
2024	1.143.709,680	2,37
2025	1.140.742,191	-0,26
Rata-Rata	1.027.420,1	2,6

- Perkiraan konsumsi pada tahun 2030

$$M_{(2030)} = 1.140.742,191 \text{ Ton/Tahun } (1 + 0,025966034)^5$$

$$M_{(2030)} = 1.296.738,543 \text{ Ton/Tahun}$$

1.2.3 Kapasitas Minimum Pabrik Sejenis

Tabel 1.6 Kapasitas Produksi Pabrik VCM di Dunia (Uhde, T., 2025)

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT Asahimas Chemical	Cilegon, Banten	900.000
PT Sulfindo Adiusaha	Serang, Banten	130.000
Sayanskchimplast	Sayansk, Russia	350.000
Mexichem SA de CV	Coatzacoalcos, Mexico	600.000
Petroquímica de Venezuela S.N.E.P.	Maracaibo, Venezuela Morocco	155.000 200.000
Sayanskchimplast	Russia	200.000
Arvand Petrochemical Co.	Bandar Imam, Iran	343.000
Formosa Plastics Corp.	USA	240.000
Vinnolit GmbH & Co.	Middle East	1.020.000
Sasol Polymers	Sasolburg, South Africa	205.000
VESTOLIT GmbH	Marl, Germany	190.000
Sinopec International	Zibo, Shandong, China	400.000
Shanghai Chlor Alkali C.C.	Shanghai, China	130.000
Petkim Petrokimya Holding	Aliaga/Izmir, Turkey	152.000
Vinnolit GmbH & Co. KG	Knapsack, Germany	330.000

Berdasarkan data pabrik produksi VCM yang sudah berdiri di dunia, kapasitas produksi VCM dunia sekitar 130.000 – 1.020.000 ton/tahun. Di mana pabrik VCM dengan kapasitas produksi terkecil, yaitu PT. Sulfindo Adiusaha dan Shanghai Chlor Alkali C.C. dengan kapasitas produksi 130.000 ton/tahun sedangkan yang tertinggi adalah Vinnolit GmbH & Co. dengan kapasitas produksi 1.020.000 ton/tahun. Dari perhitungan kapasitas produksi dengan metode rata-rata laju pertumbuhan, didapatkan peluang kebutuhan VCM pada tahun 2030 yaitu sebesar 71.658,7934 ton/tahun. Oleh karena itu, pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) ini akan mengambil 97,68515% untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Berdasarkan peluang tersebut, pra-perancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini akan dibangun dengan kapasitas yaitu 70.000 ton/tahun.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Proses pembuatan *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) ini menggunakan bahan baku *Ethylene Dichloride* (EDC). Dalam pra-rancangan pabrik, ketersediaan bahan salah satu faktor dalam penentuan kapasitas produksi agar dapat memenuhi kebutuhan produksi. Terdapat 2 industri yang memproduksi *Ethylene Dichloride* (EDC) di Indonesia, yaitu PT Asahimas Chemical dan PT Sulfindo Adiusaha yang memiliki kapasitas produksi yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan produksi pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) ini.

Tabel 1.7 Ketersediaan EDC di Indonesia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT Asahimas Chemical	Cilegon, Banten	443.000 ton/tahun
PT Sulfindo Adiusaha	Serang, Banten	380.000 ton/tahun

Dari data ketersediaan *Ethylene Dichloride* (EDC) di Indonesia, maka direncanakan kebutuhan bahan baku EDC untuk produksi *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) diambil dari kedua pabrik tersebut. Berdasarkan (European Patent, 2014), konversi *Ethylene Dichloride* (EDC) menjadi *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) yaitu sebesar 55%. Sehingga, dalam menentukan kebutuhan EDC perlu mempertimbangkan jumlah produksi EDC yang terkonversi dan tidak terkonversi agar menghasilkan jumlah VCM sesuai dengan kapasitas produksi yang diinginkan, yaitu 70.000 ton/tahun. Kebutuhan EDC dalam negeri yang dibutuhkan untuk memproduksi VCM dapat dihitung sebagai berikut.

	$C_2H_4Cl_{2(g)}$	$\rightarrow$	$C_2H_2Cl_{(g)}$	$HCl_{(g)}$
	<i>Ethylene Dichloride</i>		<i>Vinyl Chloride Monomer</i>	Asam Klorida
	A		B	C
m :	1 mol		-	-
r :	0,55 mol		0,55 mol	0,55 mol
s :	0,45 mol		0,55 mol	0,55 mol

Maka dapat diumpamakan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Mol B sisa} &= \frac{\text{Kapasitas}}{BM} = \frac{70.000 \text{ ton/tahun}}{62,5 \text{ g/mol}} = \frac{70.000.000.000 \text{ g/tahun}}{62,5 \text{ g/mol}} \\
 &= 1.120.000.000 \text{ mol/tahun}
 \end{aligned}$$

Dapat diasumsikan bahwa nilai 0.55 mol pada sisa C_2H_2Cl (VCM) adalah 1.120.000.000 mol/tahun. Maka nilai 1 mol pada mula-mula $C_2H_4Cl_2$ (EDC) adalah sebagai berikut.

$$\frac{1}{\text{mol EDC}} = \frac{0.55}{1.120.000.000 \text{ mol/tahun}}$$

$$\text{mol EDC} = 2.036.363.636 \text{ mol/tahun}$$

$C_2H_4Cl_{2(g)}$	→	$C_2H_2Cl_{(g)}$	$HCl_{(g)}$
<i>Ethylene</i>		<i>Vinyl Chloride Monomer</i>	Asam Klorida
<i>Dichloride</i>			
A (mol/tahun)		B (mol/tahun)	C (mol/tahun)
m : 2.036.363.636		-	-
r : 1.120.000.000		1.120.000.000	1.120.000.000
s : 916.363.636,4		1.120.000.000	1.120.000.000

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } C_2H_4Cl_2 &= \text{Nilai mol/tahun } C_2H_4Cl_2 \times \text{BM } C_2H_4Cl_2 \text{ g/mol} \\ &= 2.036.363.636 \text{ mol/tahun} \times 99 \text{ g/mol} \\ &= 201.600 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_4Cl_2 \text{ Bereaksi} &= \text{Nilai mol/tahun } C_2H_4Cl_2 \times \text{BM } C_2H_4Cl_2 \text{ g/mol} \\ &= 1.120.000.000 \text{ mol/tahun} \times 99 \text{ g/mol} \\ &= 110.880 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_4Cl_2 \text{ sisa} &= \text{Nilai mol/tahun } C_2H_4Cl_2 \times \text{BM } C_2H_4Cl_2 \text{ g/mol} \\ &= 916.363.636,4 \text{ mol/tahun} \times 99 \text{ g/mol} \\ &= 90.720 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hasil Produk } C_2H_2Cl &= \text{Nilai mol/tahun } C_2H_2Cl \times \text{BM } C_2H_2Cl \text{ g/mol} \\ &= 1.120.000.000 \text{ mol/tahun} \times 62.5 \text{ g/mol} \\ &= 70.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hasil Produk HCl} &= \text{Nilai mol/tahun HCl} \times \text{BM HCl g/mol} \\ &= 1.120.000.000 \text{ mol/tahun} \times 36.5 \text{ g/mol} \\ &= 40.880 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas didapatkan jumlah perkiraan kebutuhan *Ethylene Dichloride* (EDC) dalam pembuatan *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) dengan kapasitas 70.000 ton/tahun adalah sebanyak 201.600 ton/tahun Adapun suplai bahan baku EDC didapatkan dari PT Asahimas Chemical, Cilegon,

Banten yang memproduksi EDC sebesar 443.000 ton/tahun dan PT Sulfindo Adiusaha, Serang, Banten yang memproduksi EDC sebesar 380.000 ton/tahun.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang penting guna mendukung kelancaran usaha. Peninjauan lokasi dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai aspek, meliputi ketersediaan bahan baku dan utilitas, sarana transportasi, kebijakan pemerintah daerah, serta kondisi sosial dan lingkungan. Beberapa faktor pendukung yang memungkinkan untuk dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) antara lain Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang dan Kecamatan Ciwandan Kota Cilegon, keduanya berada di Provinsi Banten. Pemilihan ini didasarkan pada kedekatan terhadap sumber bahan baku utama, yaitu *Ethylene Dichloride* (EDC), yang diproduksi oleh PT Asahimas Chemical dan PT Sulfindo Adiusaha. Lokasi pabrik ditentukan berdasarkan perbandingan aspek-aspek dalam matriks berikut.

Tabel 1.8 Matriks Pemilihan Lokasi Pabrik

Aspek	Kab. Serang, Banten	Kota Cilegon, Banten
Bahan Baku	Dekat PT Asahimas Chemical ($\pm 3,8$ km), namun lebih jauh dari PT Sulfindo Adiusaha ($\pm 36,7$ km).	Berada di kluster industri petrokimia Cilegon, dekat PT Asahimas Chemical ($\pm 5,4$ km) dan PT Sulfindo Adiusaha (± 30 km).
Skor	3	3
Aspek	Kab. Serang, Banten	Kota Cilegon, Banten
Harga Tanah	Harga lahan industri di kawasan Anyar dan sekitarnya berada pada kisaran $\pm \text{Rp}2.000.000/\text{m}^2$ (Brighton, 2026).	Harga tanah di pinggiran Kota Cilegon telah mencapai sekitar $\pm \text{Rp}2.500.000/\text{m}^2$ (99.co, 2016).
Skor	3	2
Transportasi	Darat: Gerbang Tol Cilegon Barat (± 22 km), Jalan Raya Anyer-Cilegon	Darat: Gerbang Tol Cilegon Barat (± 10 km), Jalan Raya Anyer-Cilegon (± 2

	(±8 km), Jalan Lingkar Selatan (±10 km).	km), Jalan Lingkar Selatan (±3 km).
Laut:	Pelabuhan Banten Ciwandan (±6 km), Pelabuhan Merak (±26 km).	Laut: Pelabuhan Banten Ciwandan (±4 km), Pelabuhan Merak (±18 km).
Udara:	Bandara Internasional Soekarno-Hatta (±95 km).	Udara: Bandara Internasional Soekarno-Hatta (±85 km).
Skor	2	3
Listrik	GI Batang/Gunungsugih Ciwandan (±15 km); GI Peni Kawasan Lotte Chemical (±20 km); PLTGU Cilegon Puloampel (±20 km).	GI Batang/Gunungsugih Ciwandan (±4 km); GI Peni Kawasan Lotte Chemical (±10 km); PLTGU Cilegon Puloampel (±12 km).
Skor	3	3
Kebijakan Pemerintah Daerah	Kabupaten Serang memiliki potensi pengembangan industri karena didukung ketersediaan lahan yang luas dan kebijakan pengembangan wilayah Kabupaten Serang, walaupun belum terintegrasi secara langsung dengan kawasan industri petrokimia utama dan infrastruktur industri strategis sebagaimana yang terdapat di Kota Cilegon.	Kota Cilegon memiliki dukungan kebijakan pemerintah yang lebih baik karena berada dalam Kawasan Peruntukan Industri (KPI) sesuai RTRW Kota Cilegon Tahun 2020–2040, termasuk dalam klaster industri petrokimia nasional, didukung infrastruktur industri yang lengkap, kemudahan perizinan, serta ekosistem industri kimia dan petrokimia yang telah berkembang.
	PERDA Kab. Serang No. 3 Tahun 2025.	PERDA Kota Cilegon No. 1 Tahun 2020

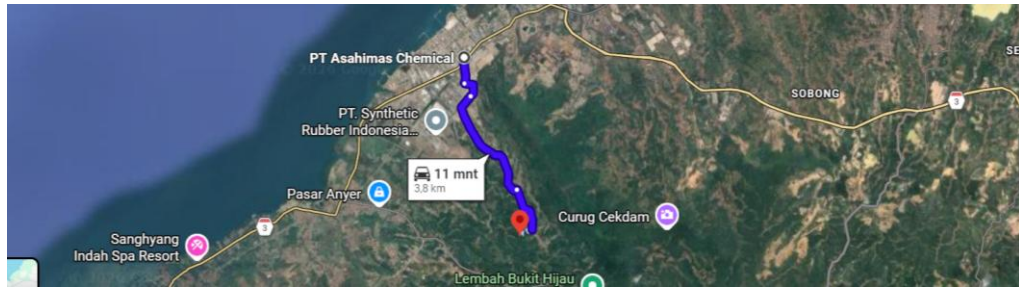
Skor	3	3
UMK	Rp 5.178.521 (Gubernur Banten, 2025)	Rp 5.728.444 (Gubernur Banten, 2025).
Skor	2	1
Total Skor	16	15

*Keterangan Skala 1–3: 1 = kurang, 2 = cukup, 3 = baik.

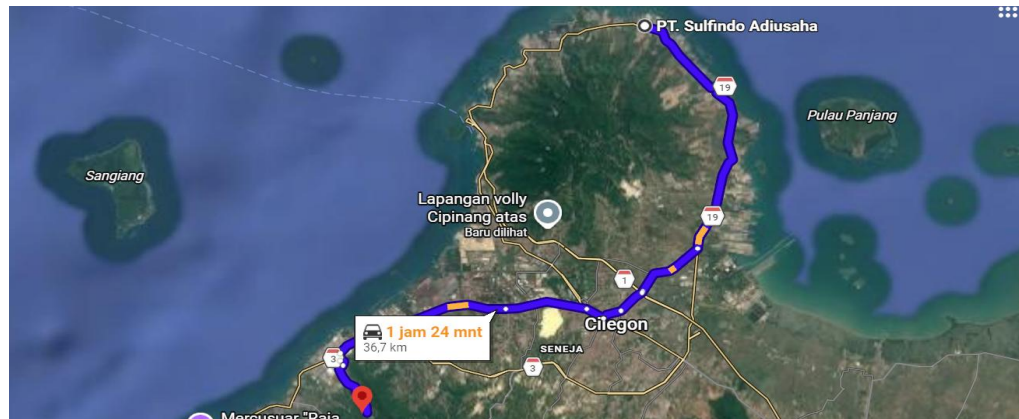
Berdasarkan hasil evaluasi pada Tabel 1.x, Lokasi 1, yaitu Desa Kosambiranyok, Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang memperoleh total skor 16, lebih tinggi dibandingkan Lokasi 2 di Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon yang memperoleh skor 15. Faktor pembeda utama terletak pada harga tanah dan kebijakan pemerintah daerah, di mana Lokasi 1 menawarkan harga tanah yang lebih kompetitif sebesar Rp 2.000.000/m² dibandingkan Lokasi 2 sebesar Rp 2.500.000/m² (Brighton.co.id, 2025; Rumah123.com, 2025). Sementara dari sisi UMK, Lokasi 1 di Kabupaten Serang memiliki nilai UMK tahun 2026 sebesar Rp 5.178.521, yang lebih rendah dibandingkan UMK Kota Cilegon sebesar Rp 5.728.444, sehingga memberikan efisiensi dari sisi biaya tenaga kerja. Dengan demikian, Desa Kosambiranyok, Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang ditetapkan sebagai lokasi pendirian pabrik VCM.

1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama dalam proses produksi VCM melalui *cracking* EDC adalah *Ethylene Dichloride* (EDC). Ketersediaan EDC dalam jumlah yang mencukupi dan dengan biaya transportasi yang efisien merupakan salah satu faktor penentu keberhasilan operasional pabrik. Terdapat dua pemasok EDC utama yang berlokasi di kawasan Banten, yaitu PT Asahimas Chemical yang beroperasi di Kota Cilegon dengan kapasitas produksi sebesar 443.000 ton/tahun, serta PT Sulfindo Adiusaha yang berlokasi di Kabupaten Serang dengan kapasitas produksi sebesar 380.000 ton/tahun (PT Asahimas Chemical, 2025; PT Sulfindo Adiusaha, 2025).



Gambar 1.5 Jarak PT Asahimas Chemical Menuju Rencana Lokasi Pabrik



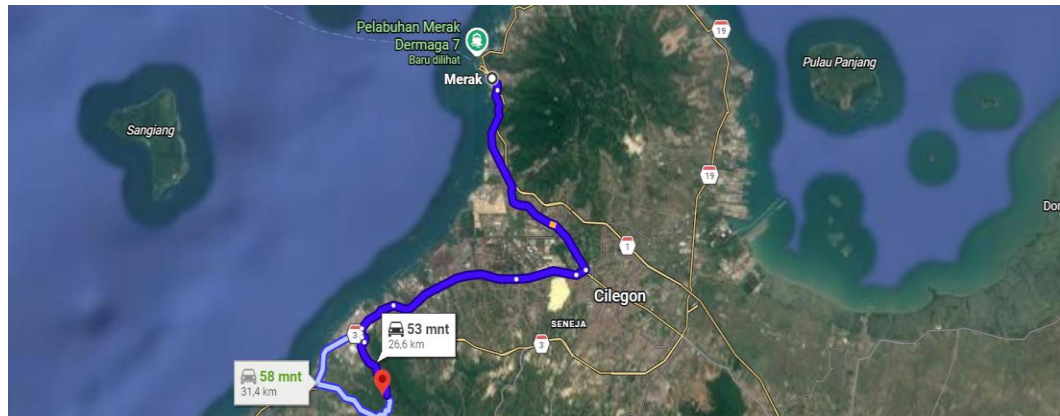
Gambar 1.6 Jarak PT Sulfindo Adiusaha Menuju Rencana Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik yang direncanakan berada di Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang, berjarak hanya sekitar 3,8 km dari PT Asahimas Chemical di Cilegon. Kedekatan jarak ini secara signifikan mengurangi biaya logistik dan risiko keterlambatan pasokan. Selain itu, pabrik juga dapat mengandalkan pasokan dari PT Sulfindo Adiusaha di Serang yang berjarak sekitar 36,7 km sebagai alternatif sumber bahan baku, sehingga kontinuitas produksi tetap terjamin meskipun terjadi gangguan pada salah satu pemasok.

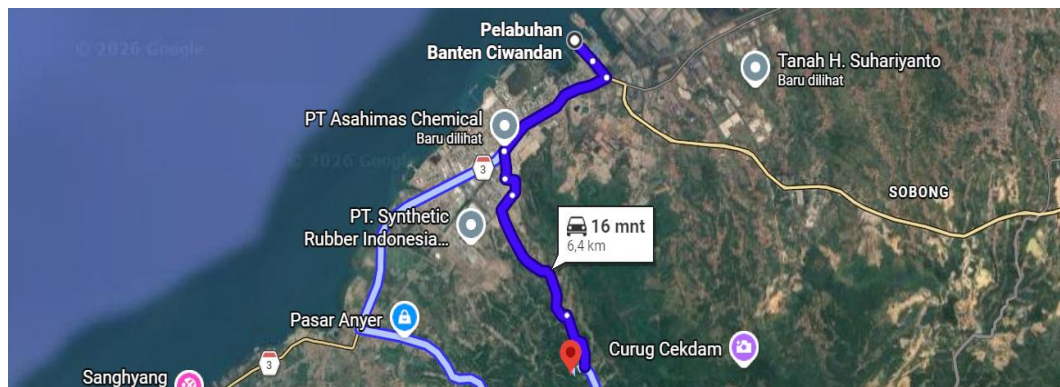
1.3.2 Pemasaran Produk

Pabrik *vinyl chloride monomer* dirancang untuk memenuhi kebutuhan pasar domestik serta mendukung permintaan ekspor. Pemilihan lokasi pabrik mempertimbangkan kedekatan dengan Pelabuhan Merak yang berjarak sekitar 26 km, sehingga distribusi produk ke luar negeri menjadi lebih mudah dan efisien. Selain itu, di wilayah Banten terdapat berbagai industri yang menggunakan *vinyl chloride monomer* sebagai bahan baku, seperti PT Asahimas Chemical, PT Sulfindo Adiusaha, PT Standard Toyo Polymer, PT TPC Indo Plastic and Chemicals, PT Riken Indonesia, dan PT Asia Polyplas Industri. Sebagian besar perusahaan tersebut

berada di kawasan yang relatif dekat dengan lokasi pabrik, sehingga dapat mendukung kelancaran distribusi dan menekan biaya transportasi.



Gambar 1.7 Jarak Pelabuhan Merak Menuju Rencana Lokasi Pabrik



Gambar 1.8 Jarak Pelabuhan Banten Ciwandan Menuju Rencana Lokasi Pabrik

1.3.3 Utilitas

Operasional pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) memerlukan pasokan utilitas yang stabil dan memadai, meliputi listrik, air proses, steam, dan bahan bakar. Penyediaan listrik untuk kebutuhan pabrik di Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang dapat dipasok dari beberapa sumber yang berada dalam jangkauan, yaitu Gardu Induk (GI) Batang di Gunungsugih, Ciwandan dengan jarak sekitar 15 km dari lokasi pabrik, serta GI Peni yang berada di kawasan Lotte Chemical pada jarak sekitar 20 km, dan PLTGU Cilegon di Puloampel yang berjarak sekitar 20 km. Jaringan transmisi listrik yang telah terbangun di kawasan industri Banten memberikan jaminan keandalan pasokan energi listrik bagi operasional pabrik.

Pengadaan air untuk kebutuhan sanitasi atau proses produksi di pabrik dapat dipenuhi dari air laut dan untuk kebutuhan air tawar dapat dipeorleh dari PT

Krakatau Tirta Industri. Untuk penyediaan listrik diperoleh dari PLTGU (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap) Suralaya. Dalam penyediaan bahan bakar diperoleh dari PT Pertamina Patra Niaga Plumpang.

1.3.4 Keadaan Geografis

Lokasi pabrik yang direncanakan berada di Desa Kosambiranyok, Kecamatan Anyar, Kabupaten Serang, Provinsi Banten. Secara geografis, Kecamatan Anyar terletak di pesisir barat laut Kabupaten Serang, berbatasan langsung dengan Selat Sunda di sebelah barat. Posisi ini memberikan keuntungan strategis berupa akses langsung ke jalur pelayaran internasional yang melewati Selat Sunda. Kecamatan Anyar juga berbatasan dengan Kota Cilegon di sebelah timur, yang merupakan kawasan industri berat terkemuka di Indonesia, sehingga lokasi ini berada dalam ekosistem industri yang sudah tertata dengan baik.

Sementara itu, kawasan Kecamatan Anyar secara umum berada pada topografi yang relatif datar dengan ketinggian rendah di sepanjang pesisir, yang sangat sesuai untuk pengembangan kawasan industri berskala besar. Kondisi tanah yang stabil dan tidak berada di zona rawan bencana geologis menjadikan kawasan ini layak secara teknis untuk pembangunan infrastruktur industri berat seperti pabrik VCM.

1.3.5 Transportasi

Sarana transportasi sangat penting sebagai penunjang utama guna penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Penyediaan bahan baku *ethylene dichloride* akan ditransfortasikan dari PT Asahimas Chemical dan PT Sulfindo Adi Usaha melalui jalur darat Jalan Raya Anyer, Banten. Pemasaran produk ke luar Pulau Jawa atau ekspor ke luar negeri dapat dilakukan dengan jalur laut melalui Pelabuhan Merak atau Banten Ciwandan. Sementara untuk moda udara, Bandara Internasional Soekarno-Hatta dapat dijangkau dalam jarak sekitar 95 km, yang dapat dimanfaatkan untuk keperluan mobilitas tenaga ahli dan pengiriman komponen teknis berukuran kecil dan bernilai tinggi.

1.3.6 Iklim

Wilayah Banten memiliki kondisi topografi dataran rendah yang berkisar antara 0-200 mdpl dengan suhu udara rata-rata 27 °C dan kelembaban udara rata-

rata sekitar 83%. Pemilihan pendirian lokasi pabrik di Banten merupakan pilihan tepat karena tidak memiliki cuaca ekstrim. Meskipun demikian, perancangan bangunan dan fasilitas pabrik perlu mempertimbangkan potensi angin kencang dari arah Selat Sunda serta risiko curah hujan tinggi pada musim penghujan, terutama dalam desain sistem drainase kawasan industri. Aspek iklim ini telah banyak diantisipasi dalam perencanaan kawasan industri di Banten melalui standar konstruksi yang berlaku (SNI 1726:2019).

1.3.7 Tenaga Kerja

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) Kabupaten Serang tahun 2025, jumlah angkatan kerja di Kabupaten Serang mencapai 873,86 ribu jiwa dengan Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) sebesar 8,73%, sehingga jumlah pengangguran diperkirakan mencapai 76,29 ribu jiwa. Sementara itu, Kota Cilegon memiliki Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) sebesar 7,41% pada tahun 2025. Kondisi tersebut menunjukkan bahwa baik Kabupaten Serang maupun Kota Cilegon memiliki ketersediaan tenaga kerja yang cukup besar untuk mendukung operasional pabrik. Selain itu, lokasi pabrik juga relatif dekat dengan Universitas Sultan Ageng Tirtayasa yang merupakan perguruan tinggi negeri terbesar di Provinsi Banten dan menghasilkan lulusan di bidang teknik, sains, serta manajemen yang berpotensi menjadi sumber tenaga kerja profesional bagi pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM).

1.3.8 Kebijakan Pemerintah

Pemerintah Kabupaten Serang memiliki regulasi perindustrian yang mendukung pengembangan sektor industri melalui Peraturan Daerah dan regulasi turunan dari Peraturan Pemerintah Nomor 23 Tahun 2015 tentang Pengelolaan Kawasan Industri (PP No. 23 Tahun 2015). Regulasi ini memberikan landasan hukum yang jelas bagi pendirian dan operasional kawasan industri, termasuk kemudahan perizinan, pengelolaan lingkungan, serta pengembangan infrastruktur pendukung industri (JDIH Kabupaten Serang, 2024). Sehingga, dukungan regulasi ini, dapat menciptakan iklim investasi yang kondusif bagi pendirian pabrik VCM di kawasan tersebut.

1.3.9 Lingkungan

Proses produksi VCM melalui *cracking* EDC menghasilkan limbah berupa gas HCl, senyawa organoklorin, dan limbah cair yang harus dikelola sesuai baku

mutu lingkungan yang berlaku. Lokasi pabrik di Kecamatan Anyar memiliki keuntungan karena berada pada kawasan industri yang telah didukung fasilitas pengelolaan limbah, seperti IPAL dan penanganan limbah B3, sehingga dapat meminimalkan dampak terhadap lingkungan dan masyarakat sekitar. Selain itu, pembangunan pabrik wajib memenuhi persyaratan AMDAL sesuai Undang-Undang Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup (Permen LHK No. P.16/MENLHK/SETJEN/KUM.1/4/2019; UU No. 32 Tahun 2009).

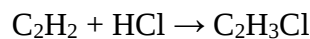
1.4 Tinjauan Proses

1.4.1 Macam – macam Proses

Vinyl Chloride Monomer (VCM) merupakan senyawa beracun dengan kenampakan berupa cairan seperti minyak dan tidak berwarna yang memiliki rumus molekul $C_2H_4Cl_2$. *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) pertama kali diproduksi pada tahun 1930. Proses produksi VCM disebut sebagai proses hidroklorinasi asetilen dengan bahan baku berupa asetilen dan asam klorida. Seiring perkembangan industri, pada tahun 1950 ditemukan metode baru dalam produksi VCM. Proses produksi ini disebut dengan *thermal cracking ethylene dichloride* (EDC) dengan bahan baku yang digunakan berupa etilen diklorida. Seiring meningkatnya kebutuhan VCM, produksi VCM menggunakan proses *thermal cracking dichloride* lebih banyak digunakan dibandingkan dengan proses hidroklorinasi asetilen yang harus menggunakan katalis dengan harga yang mahal dan berpotensi mencemari lingkungan.

a. Proses Hidroklorinasi Asetilen

Proses hidroklorinasi asetilen pertama kali digunakan pada tahun 1930 dengan mereaksikan asetilen dan asam klorida dengan katalis merkuri klorida yang diendapkan pada karbon aktif dengan reaksi berikut.

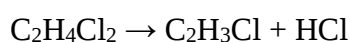


Proses ini beroperasi pada temperatur reaksi dengan rentang 160-200°C dengan tekanan 1 atm. Yield produk yang dihasilkan melalui proses ini dapat mencapai 97%, sementara konversi reaksi berada pada kisaran 70%. Meskipun demikian, penggunaan katalis merkuri klorida memiliki beberapa kelemahan antara lain sifatnya yang beracun, tidak ramah lingkungan, serta mudah menguap dan menyublim sehingga berpotensi menyebabkan penurunan

efektivitas katalis. Selain itu, tingginya biaya bahan baku turut menjadi faktor yang menyebabkan pembentukan VCM melalui proses hidroklorinasi asetilen mulai ditinggalkan dalam penerapan industri (Dutta, 2013).

b. Proses *Thermal Cracking Ethylene Dichloride*

Proses *thermal cracking* yang umumnya disebut sebagai reaksi pirolisis digunakan pada tahun 1950. Metode *thermal cracking* menggunakan bahan baku berupa EDC yang diperoleh dari proses *direct chlorination* dan *oxychlorination* tanpa menggunakan katalis dalam prosesnya, dengan reaksi sebagai berikut:



Proses ini beroperasi pada temperatur reaksi antara 480-550°C dengan tekanan 1 – 25 atm. Proses *thermal cracking* dinilai ekonomis karena hanya menggunakan EDC sebagai bahan baku. Konversi reaksi dari proses ini mencapai 45 – 75%. Namun, pada proses ini diperlukan unit pemurnian karena hasil *cracking* pada bahan baku EDC masih mengandung impuritas (Dry et al., 2003).

1.4.2 Perbedaan Macam-Macam Proses

Berikut merupakan tabel perbandingan dari kedua proses tersebut.

Tabel 1.9 Perbandingan macam-macam proses

Pembanding	Proses Hidroklorinasi	Proses <i>Thermal Cracking</i>
Bahan Baku	Asetilen dan asam klorida	<i>Ethylene Dichloride</i>
Katalis	Merkuri Klorida (HgCl_2) yang diendapkan pada karbon aktif	Tidak menggunakan katalis
Reaksi Kimia	$\text{C}_2\text{H}_2 + \text{HCl} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$	$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} + \text{HCl}$
Konversi	70%	45-75%
Jenis Reaktor	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>	<i>Plug Flow Reactor</i>
Kondisi Reaksi	T : 160 - 200°C	T : 480 -550°C
	P : 1 atm	P : 1 – 25 atm
Proses Operasi	<i>Batch</i>	<i>Continue</i>
Kelebihan	• Hasil yield tinggi yang mencapai 97%	• Aspek ekonomis lebih tinggi karena menggunakan satu bahan baku.

	• Konversi reaksi mencapai 70%	• Sudah ada <i>scale up industry</i> dan terbukti menguntungkan • Konversi 45-75%
Kekurangan	• Penggunaan katalis yang sangat beracun sehingga memungkinkan untuk terjadi pencemaran pada lingkungan • Katalis yang digunakan memiliki sifat mudah menguap dan menyublim sehingga mengakibatkan penonaktifan katalis. • Harga bahan baku yang cukup mahal	• Diperlukan unit pemurnian karena hasil <i>cracking</i> pada bahan baku EDC masih

Berdasarkan pertimbangan, pemilihan proses ditetapkan pada pembentukan *vinyl chloride monomer* (VCM) melalui proses thermal cracking karena pada proses ini menggunakan satu bahan yaitu *ethylene dichloride* (EDC) dan dalam prosesnya tidak menggunakan katalis. Proses *thermal cracking* juga sudah di-*scale up* dalam skala industri yang memiliki konversi reaksi mencapai 75%.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan

2.1.1 *Ethylene Dichloride*

Senyawa 1,2-dikloroetana atau umumnya disebut etilen diklorida (EDC), yang merupakan hidrokarbon terklorinasi. EDC merupakan bahan baku yang paling umum digunakan dalam produk VCM. Berikut merupakan sifat fisika dan kimia etilen diklorida (EDC)

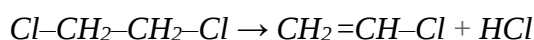
1. Sifat Fisika

Menurut Yaws (1999), sifat fisika *ethylene dichloride* adalah sebagai berikut.

Rumus kimia	: $C_2H_4Cl_2$
Wujud	: Cair pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm
Kenampakan	: Jernih, tidak berwarna
Bau	: Seperti kloroform
Berat Molekul	: 98,96 gr/mol
Titik didih	: 237,49 K (-35,66 °C)
Titik beku	: 356,59 K (83,44 °C)
Titik kritis	: 53,70 bar
Volume kritis	: 220 cm ³ /mol
Densitas	: 0,4498 g/cm ³

2. Sifat Kimia

- *Ethylene dichloride* (EDC) bersifat stabil pada kondisi suhu kamar. Namun, pada temperatur di atas 200 °C, senyawa ini mengalami dekomposisi termal yang menghasilkan *vinyl chloride monomer* (VCM) disertai pembentukan hidrogen klorida (HCl), sebagaimana ditunjukkan oleh reaksi berikut:



- Pada suhu kamar, keberadaan uap air dan paparan sinar matahari dapat menyebabkan *ethylene dichloride* mengalami dekomposisi secara perlahan membentuk senyawa asam, yang ditandai dengan perubahan warna menjadi lebih gelap.

- *Ethylene dichloride* dapat bereaksi dengan klorin membentuk senyawa trichloroethane atau perchloroethane, tergantung pada kondisi reaksi yang diterapkan.
- Reaksi antara *ethylene dichloride* dengan alkohol di hadapan ZnO dapat menghasilkan senyawa ester.

2.2 Spesifikasi Produk

2.2.1 Vinyl Chloride Monomer

Vinyl Chloride Monomer (VCM) atau umumnya dikenal sebagai vinil klorida merupakan senyawa kimia monomer sebagai bentuk dasar dari suatu polimer. *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) adalah molekul dari *Polyvinyl Chloride* (PVC). Berikut merupakan sifat fisika dan kimia etilen diklorida:

1. Sifat Fisika

Menurut Yaws (1999), sifat fisika *vinyl chloride monomer* adalah sebagai berikut.

Rumus kimia	: C_2H_3Cl
Wujud	: Gas pada suhu 30 °C
Kenampakan	: Tidak berwarna
Bau	: Manis
Berat moleku	: 62,5 gr/mol
Titik beku	: 1119,36 K (-153,8 °C)
Titik didih	: 259, 78 K (-13,37 °C)
Titik kritis	: 432 K (158,85 °C)
Tekanan kritis	: 56,70 bar
Volume kritis	: 179 cm ³ /mol
Densitas	: 0,3492 g/cm ³

2. Sifat Kimia

- *Vinyl Chloride Monomer* dapat terjadi polimerisasi dan kopolimerisasi
- *Vinyl Chloride Monomer* bersifat tidak korosif bila dalam kondisi kering pada suhu kamar dan tekanan atmosfer
- *Vinyl Chloride Monomer* dapat teroksidasi sempurna menjadi CO₂ dan HCl oleh *magnesium permanganate*
- Reaksi substitusi dengan atom klorin yang disertai paladium dapat membentuk *vinyl alocohaltes*, ester dan eter.

2.2.2 Asam Klorida

Asam klorida (HCl) atau biasanya dikenal sebagai asam klorida, merupakan senyawa kimia berupa cairan asam kuat yang bersifat sangat korosif. Adapun sifat fisika dan kimia asam klorida sebagai berikut.

1. Sifat Fisika

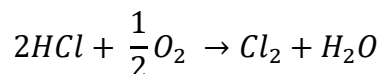
Menurut Yaws (1999), sifat fisika asam klorida adalah sebagai berikut

Rumus kimia	: HCl
Wujud	: Gas pada suhu 30°C
Kenampakan	: Tidak berwarna
Bau	: Menyengat
Berat molekul	: 36,46 gr/mol
Titik beku	: 158,97 K (-114,2°C)
Titik didih	: 118,15 K (-85°C)
Titik kritis	: 324,65 K (51,5°C)
Tekanan kritis	: 83,09 K (-190,06°C)
Volume kritis	: 81 cm ³ /mol
Densitas	: 0,45 gr/cm ³

2. Sifat Kimia

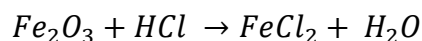
- Reaksi dengan oksidator (oksidasi)

Reaksi oksidasi menggunakan HCl dan O₂ yang bereaksi pada fase gas dengan melepaskan klorin dan air. Pada reaksi ini akan terjadi dengan bantuan katalis, dengan reaksi sebagai berikut:



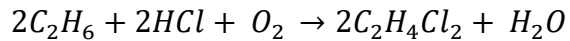
- Reaksi dengan oksida logam

Fe₂O₃ yang bereaksi dengan HCl yang membentuk FeCl₃ dan air merupakan salah satu contoh reaksi oksida logam dengan reaksi sebagai berikut:



- Reaksi oksiklorinasi

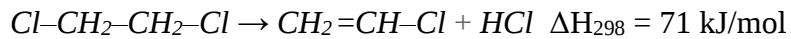
Pada reaksi oksiklorinasi menggunakan HCl sebagai sumber klorin. Berikut merupakan reaksi pembuatan ethylene dichloride dengan oksiklorinasi :



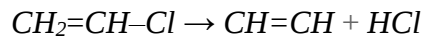
2.3 Konsep Proses

2.3.1 Dasar Reaksi

Dasar reaksi pembentukan *vinyl chloride monomer* adalah reaksi cracking yang disebut juga dengan pirolisis dari bahan baku *ethylene dichloride* yang terjadi pada fase gas (Dimian & Bildea, 2008). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan reaksi samping yang terjadi adalah sebagai berikut.



2.3.2 Kondisi Operasi

Proses produksi *vinyl chloride monomer* (VCM) dari bahan baku *ethylene dichloride* berlangsung secara endotermis, yang berarti selama reaksi terjadi, sistem menyerap energi. Pembentukan VCM dilakukan pada suhu 480–550°C dan tekanan 1–25 atm. Penggunaan tekanan tinggi bertujuan untuk memperkecil ukuran *furnace*, meningkatkan perpindahan panas, serta mempermudah proses pemisahan pada tahap hilir akibat kenaikan titik didih.

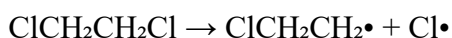
Konversi reaksi dipertahankan di bawah 65% pada suhu 525°C dan tekanan 3 MPa guna memperoleh perpindahan panas yang optimal sekaligus mengendalikan pembentukan produk samping. Reaksi berlangsung dalam *non-isothermal plug flow reactor* yang berada di dalam *furnace box* dengan sistem reaksi fase gas. Proses ini dilakukan tanpa penambahan katalis karena penggunaannya tidak memberikan pengaruh yang signifikan terhadap konversi maupun *yield* reaksi. Selain itu, penambahan katalis dapat memperpanjang waktu reaksi serta menimbulkan biaya tambahan (Kirk-Othmer, 2001).

2.3.3 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi pembuatan *vinyl chloride monomer* dengan proses *thermal cracking* yaitu pemutusan ikatan molekul-molekul kecil dengan titik diih yang lebih rendah. Mekanisme pembentukan *vinyl chloride monomer* dengan proses *thermal cracking* yaitu sebagai berikut (Kirk-Othmer, 2001; Nyen & Haug-Warberg, 2015).

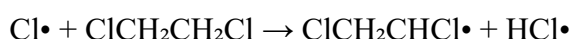
- Tahap Inisiasi

Pada tahap ini, pirolisis EDC menyebabkan terjadinya pemutusan ikatan karbon-klor pada molekul. Radikal Cl yang terbentuk kemudian memicu berlangsungnya reaksi propagasi. Reaksi yang terjadi adalah:

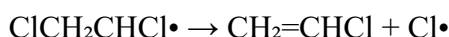


- Tahap Propagasi

Dalam tahap ini, proses utama yang berlangsung adalah abstraksi atom hidrogen oleh radikal Cl. Radikal Cl akan menarik atom hidrogen dari hidrokarbon terklorinasi sehingga terbentuk radikal hidrokarbon terklorinasi.

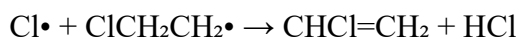


Selanjutnya, radikal hidrokarbon terklorinasi tersebut mengalami penguraian (dekomposisi radikal) yang menghasilkan VCM serta radikal Cl baru, yang merupakan kelanjutan dari mekanisme propagasi.



- Tahap Terminasi

Pada tahap ini, rantai reaksi terhenti dan konsentrasi total radikal menurun. Hal ini terjadi ketika atom H dipindahkan dari radikal sehingga terbentuk dua senyawa stabil, yaitu VCM dan HCl.



2.3.4 Tujuan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk mengetahui arah suatu reaksi dalam proses produksi, apakah berlangsung secara bolak-balik (*reversible*) atau hanya satu arah (*irreversible*). Selain itu, analisis ini juga digunakan untuk menentukan apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis. Penentuan karakteristik reaksi tersebut dibuktikan melalui perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) dari reaktan dan produk yang dihasilkan. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor *furnace* adalah sebagai berikut:



Nilai panas pembentukan standar (ΔH_f°) masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Nilai Panas Pembentukan Standar (Yaws, 1999)

Komponen	Formula	Harga (ΔH_f°) standar (kJ/mol.K)
----------	---------	--

<i>Ethylene Dichloride</i>	$C_2H_4Cl_2$	-129,70
<i>Vinyl Chloride Monomer</i>	C_2H_3Cl	28,45
<i>Hydrogen Chloride</i>	HCl	-92,3

Berikut merupakan perhitungan pembentukan standar ΔH_f° .

$$\Delta H_f^\circ_{298} = \Delta H_f^\circ_{298} (\text{produk}) - \Delta H_f^\circ_{298} (\text{reaktan})$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = (28,45 + (-92,30))\text{kJ/mol} - (-129,7)\text{kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = 65,85 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai ΔH_f° sebesar 65,85 kJ/mol yang bernilai positif, sehingga reaksi pembentukan *vinyl chloride monomer* berlangsung secara endotermis. Penentuan apakah reaksi tersebut bersifat spontan atau tidak dapat dilakukan dengan menghitung perubahan energi bebas Gibbs. Nilai ini dihitung menggunakan data energi bebas standar masing-masing komponen yang tercantum pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Nilai Energi Bebas Gibbs (Yaws, 1999)

Komponen	Formula	Harga ΔG°_f standar (kJ/mol)
<i>Ethylene Dichloride</i>	$C_2H_4Cl_2$	-73,85
<i>Vinyl Chloride Monomer</i>	C_2H_3Cl	42,93
<i>Hydrogen Chloride</i>	HCl	-95,3

Dari hasil perhitungan diperoleh ΔG° sebesar 21,48 kJ/mol dengan nilai positif, yang menunjukkan bahwa reaksi tidak berlangsung secara spontan karena terjadi pada temperatur tinggi sehingga memerlukan energi eksternal guna mencapai reaksi tersebut. Sebaliknya, pada proses pembentukan *vinyl chloride monomer* (VCM) berlangsung secara spontan dikarenakan nilai ΔG yang digunakan negatif. Nilai konstanta kesetimbangan pada suhu 25°C (298 K) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$K_{298} = \exp\left(-\frac{\Delta G^\circ_{298}}{R \times T}\right)$$

$$K_{298} = \exp\left(-\frac{21.480 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol} \times 298\text{K}}\right)$$

$$K_{298} = 1,72 \times 10^{-4}$$

Reaksi dijalankan pada suhu 530°C (803 K), sehingga harga K (konstanta kesetimbangan) pada suhu 530°C (803 K) dapat dihitung sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_{803}}{K_{298}} = \left[\left(\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right) \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{298}} \right) \right]$$

$$\ln \frac{K_{803}}{1,72 \times 10^{-4}} = \left[\left(\frac{-65.850 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K}} \right) \times \left(\frac{1}{803} - \frac{1}{298} \right) \right]$$

$$\ln \frac{K_{803}}{1,72 \times 10^{-4}} = [(-7.920,375) \times (0,002)]$$

$$\ln \frac{K_{803}}{1,72 \times 10^{-4}} = 16,715$$

$$K_{803} = 1,0000483$$

Nilai konstanta kesetimbangan yang diperoleh lebih dari 1, hal ini menunjukkan bahwa reaksi bersifat *irreversible*.

2.3.5 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika reaksi dilakukan untuk mengetahui pengaruh perubahan temperatur terhadap laju reaksi. Analisis kinetika pada proses pembentukan *vinyl chloride monomer* (VCM) melalui metode pirolisis dapat dijelaskan menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k = A \cdot \exp \left(\frac{-E_a}{RT} \right)$$

Keterangan:

- k = Laju reaksi (m/s)
- A = Faktor frekuensi tumbukan (s^{-1})
- E_a = Energi aktivasi (cal/mol)
- R = Konstanta gas ideal (1,987 cal/mol)
- T = Temperatur (K)

Peningkatan temperatur akan menyebabkan kenaikan nilai konstanta laju reaksi, sehingga laju reaksi juga meningkat. Menurut Dimian & Bidea (2008) konstanta kecepatan reaksi perengkahan *ethylene dichloride* (EDC) menjadi *vinyl chloride monomer* (VCM) dengan hasil samping HCl sebagai berikut:

$$k = 0,36 \times 10^{14} s^{-1} \times \exp \left(- \frac{58.000 \text{ cal/mol}}{1,987 \text{ cal/mol} \times T} \right)$$

2.4 Langkah Proses

Proses pembuatan *vinyl chloride monomer* menggunakan proses *Thermal Cracking* atau EDC Pirolisis berdasarkan Patent US6391160 dan Diminian & Bildea (2008) terdapat beberapa bagian, diantaranya:

1. Unit Persiapan Bahan Baku

2. Unit Pembentukan Produk
3. Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk

2.4.1 Unit Persiapan Bahan Baku

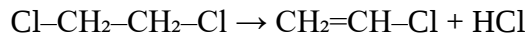
Bahan baku EDC yang dipasok dari PT Asahimas Chemical dan PT Sulfinndo Adiusaha terlebih dahulu dalam tangki penyimpanan EDC (TK-101) pada kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan atmosfer. Tangki ini berfungsi menjaga kontinuitas suplai bahan baku menuju unit proses sekaligus menghindari fluktuasi aliran yang dapat mengganggu kestabilan operasi pabrik.

EDC dari tangki penyimpanan kemudian dialirkan menggunakan pompa sentrifugal (P-101) menuju titik pencampuran dengan aliran *recycle* EDC. Aliran *recycle* berasal dari produk bawah menara distilasi (T-303) yang masih mengandung EDC murni hasil pemisahan. Kedua aliran dicampurkan pada *mixer* (MX-101) hingga diperoleh campuran yang homogen sebelum memasuki tahap pemanasan. Campuran EDC selanjutnya dipompa menggunakan P-102 menuju *vaporizer* (V-101). Di dalam *vaporizer*, EDC yang semula berada pada fase cair diuapkan hingga seluruhnya berubah menjadi fase gas. Proses penguapan dilakukan dengan memanfaatkan energi panas yang tersedia pada sistem sehingga suhu aliran meningkat hingga mencapai sekitar 150°C. EDC fase gas kemudian dikompresi menggunakan kompresor (C-101) sehingga tekanannya meningkat hingga sekitar 11 atm. Kenaikan tekanan ini diperlukan agar kondisi operasi sesuai dengan kebutuhan reaksi *thermal cracking* di dalam *furnace reactor*. Setelah mencapai tekanan operasi yang diinginkan, aliran EDC gas diumpankan menuju unit pembentukan produk.

2.4.2 Unit Pembentukan Produk

Pembentukan VCM dalam *furnace* (R-201). *Furnace* yang digunakan dalam proses ini juga umum disebut sebagai *tubular furnace* karena terdapat reaktor berbentuk *tubular coil* atau dapat disebut sebagai *plug flow reactor* (PFR). Reaksi konversi EDC menjadi VCM merupakan reaksi endotermis yang berlangsung dalam fase gas. reaksi ini terjadi dalam *plug flow reactor* pada rentang suhu 480-530°C dan tekanan operasi 10-18 atm. Derajat konversi reaksi juga dijaga sekitar 55%. Pengendalian kondisi operasi dilakukan secara ketat untuk meminimalisir pembentukan *coke* pada *furnace*, sehingga dapat mencegah terjadinya *fouling* pada pipa reaktor. Selain menghasilkan VCM sebagai produk utama, reaksi ini juga

menghasilkan produk samping berupa HCl. Reaksi yang berlangsung dapat dinyatakan sebagai berikut:



Produk keluar reaktor berupa campuran gas yang terdiri atas VCM, HCl, dan EDC yang belum bereaksi. Campuran ini pertama kali dialirkan menuju *Heat Exchanger* E-201 untuk menurunkan suhu dari sekitar 530°C menjadi ±300°C. Setelah itu, aliran memasuki *Quench Tower* (T-201) untuk dilakukan pendinginan cepat (*rapid quenching*). Pendinginan dilakukan menggunakan sebagian aliran recycle EDC cair yang berasal dari produk bawah flash separator. Pada unit ini suhu campuran diturunkan dari sekitar 300°C menjadi ±130°C pada tekanan sekitar 9 atm. Proses quenching memiliki peran penting dalam menghentikan reaksi lanjutan yang tidak diinginkan, mencegah dekomposisi VCM, serta mengurangi pembentukan coke yang dapat menyebabkan fouling pada peralatan proses berikutnya.

Campuran hasil quenching kemudian dialirkan menuju pendingin lanjutan dan kondensor parsial (C-201) sehingga suhu turun hingga sekitar 40°C pada tekanan ±5 atm. Pada kondisi ini sebagian besar EDC dan VCM mengalami kondensasi menjadi fase cair, sedangkan HCl tetap dominan berada pada fase gas. Campuran dua fase tersebut selanjutnya dialirkan menuju unit pemisahan dan pemurnian produk.

2.4.3 Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk

Campuran keluaran kondensor parsial (C-201) dialirkan menuju *Flash Separator* (V-301). Di dalam flash separator terjadi pemisahan berdasarkan perbedaan volatilitas komponen pada kondisi operasi sekitar 10°C dan 7 atm. Produk atas *flash separator* berupa gas yang kaya akan HCl, sedangkan produk bawah berupa campuran cair EDC dan VCM. Pemisahan awal ini bertujuan mengurangi beban pemisahan pada unit hilir sekaligus memungkinkan penanganan HCl secara terpisah. Gas HCl dari bagian atas flash separator kemudian dialirkan menuju Menara Absorpsi HCl (T-301). Pada unit ini HCl diabsorpsi menggunakan process water sehingga terbentuk larutan asam klorida (HCl aqueous). Proses absorpsi berlangsung secara counter-current sehingga efisiensi penyerapan HCl dapat ditingkatkan.

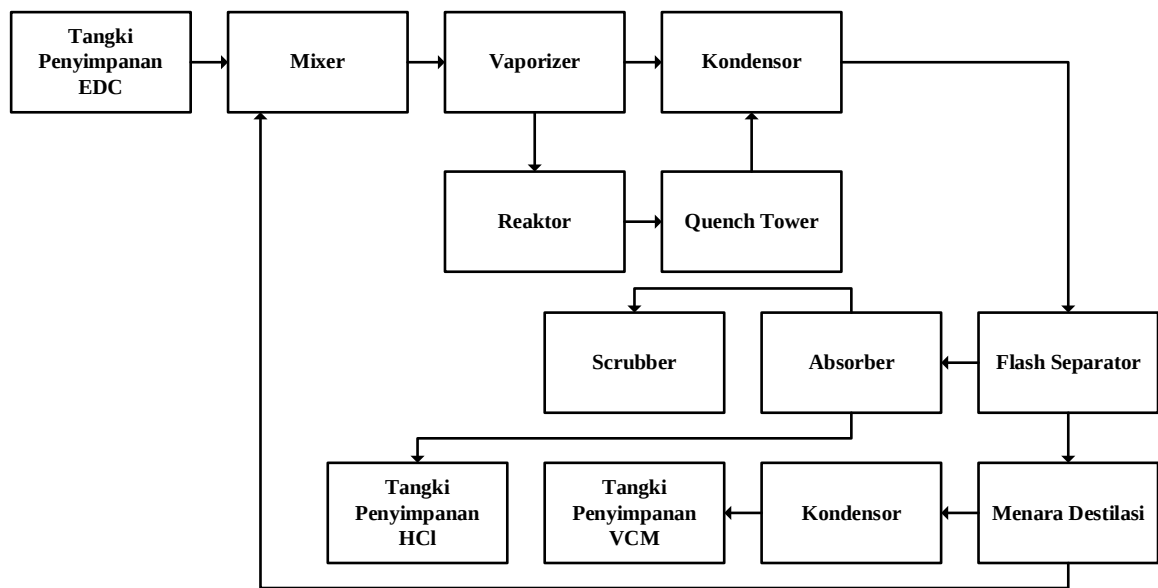
Larutan HCl yang dihasilkan pada bagian bawah absorber kemudian dialirkan menuju Tangki Penyimpanan HCl (TK-401) sebagai produk samping

bernilai jual. Sementara itu, gas yang masih mengandung jejak HCl dari bagian atas absorber dialirkan menuju *Scrubber* (T-302) untuk menghilangkan sisa kandungan HCl sebelum dibuang ke lingkungan. Pada *scrubber*, gas kontak dengan media pencuci sehingga konsentrasi HCl dapat diturunkan hingga memenuhi baku mutu emisi yang berlaku. Gas hasil scrubber selanjutnya dialirkan menuju cerobong (ST-201) untuk dilepaskan ke atmosfer secara aman. Produk bawah flash separator yang terdiri atas campuran EDC dan VCM cair selanjutnya dipompa menggunakan P-301 menuju *Heat Exchanger* E-301 untuk penyesuaian kondisi operasi sebelum memasuki menara distilasi. Sebelum memasuki menara distilasi, sebagian aliran cair dari flash separator dipisahkan menggunakan tee valve. Sekitar 20% aliran digunakan sebagai recycle pendingin menuju *Quench Tower* (T-201), sedangkan sisanya dialirkan menuju unit distilasi untuk proses pemurnian produk.

Campuran EDC dan VCM kemudian dipisahkan di dalam Menara Distilasi (T-303) berdasarkan perbedaan titik didihnya. Menara ini beroperasi pada tekanan sekitar 5 atm dengan sistem reboiler dan reflux untuk memperoleh kemurnian produk yang tinggi. Produk atas menara berupa VCM dalam fase uap. Uap VCM tersebut dialirkan menuju Kondensor Total (C-301) sehingga seluruh VCM terkondensasi menjadi fase cair. VCM cair kemudian ditampung dalam *reflux drum* (V-302). Sebagian VCM cair dikembalikan ke menara sebagai refluks untuk menjaga efisiensi pemisahan dan kemurnian produk, sedangkan sisanya dialirkan menuju Tangki Penyimpanan VCM (TK-402) sebagai produk utama pabrik.

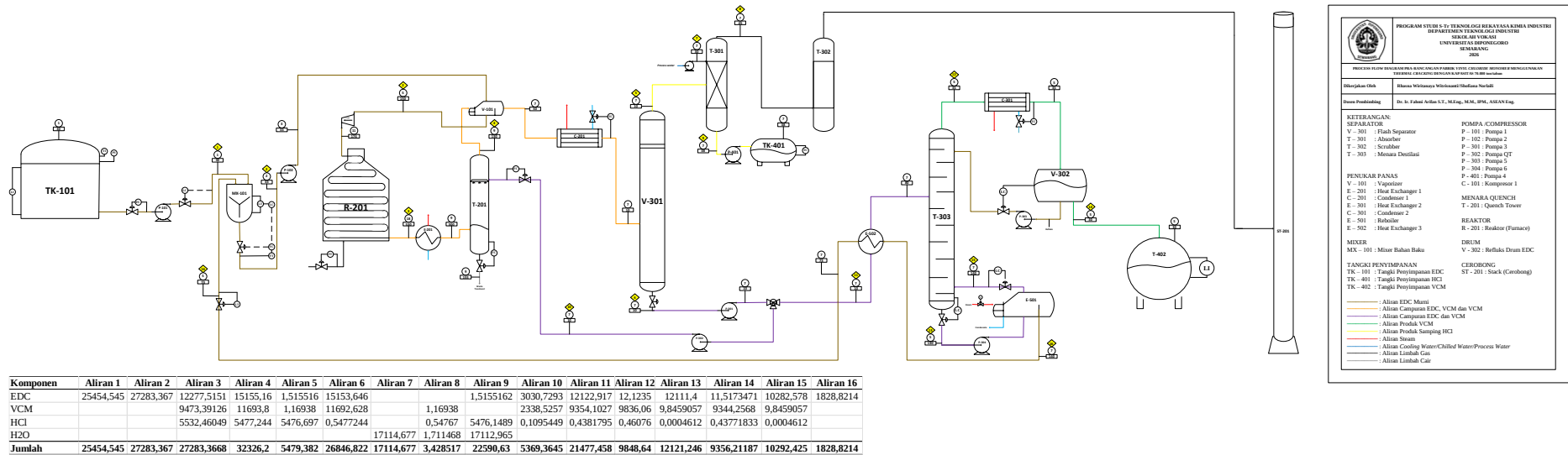
Produk bawah menara distilasi berupa EDC dengan kemurnian tinggi. Aliran ini dipompa menggunakan P-304 menuju *Reboiler* (E-501) untuk menyediakan kebutuhan panas menara distilasi. Setelah keluar dari *reboiler*, EDC dialirkan menuju *Heat Exchanger* E-502 untuk menurunkan suhu sebelum dikembalikan ke sistem recycle. EDC hasil recycle selanjutnya dicampurkan kembali dengan umpan segar pada *Mixer* MX-101, sehingga EDC yang belum bereaksi dapat dimanfaatkan kembali sebagai bahan baku dan meningkatkan efisiensi keseluruhan proses.

2.5 Diagram Blok



Gambar 2.1 Diagram Blok Proses Produksi *Vinyl Chloride Monomer*

**PROCESS FLOW DIAGRAM PRA- RANCANGAN PABRIK
VINYL CHLORIDE MONOMER MENGGUNAKAN THERMAL
CRACKING DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**

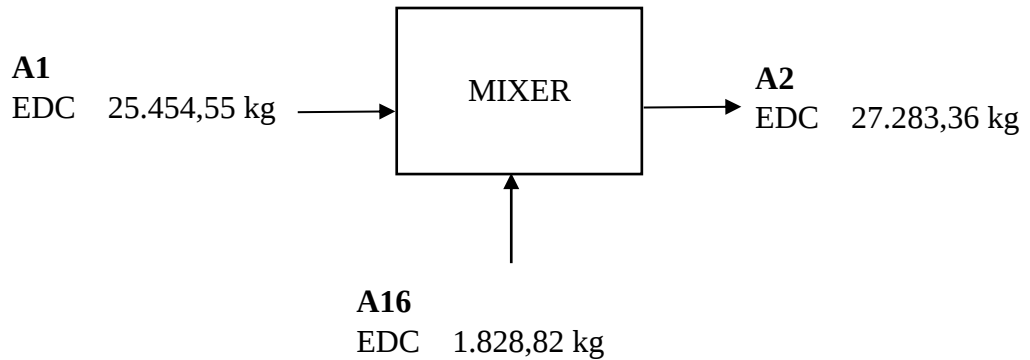


Gambar 2.2 Diagram Alir Proses Produksi Vinyl Chloride Monomer

2.6 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.6.1 Neraca Massa

2.6.1.1 Neraca Massa Mixer



Keterangan:

A1 = Aliran umpan EDC murni

A2 = Aliran keluaran EDC campuran

A16 = Aliran umpan EDC *recycle*

Massa masuk = Massa keluar

$A1 + A16 = A2$

Tabel 2.3 Neraca masa Pada Mixer

Komponen	Input		Output
	A1	A16	A2
EDC	25.454,5454	1.828,8213	27.283,3668
VCM			
HCl			
H ₂ O			
Jumlah	25.454,5454	1.828,8213	27.283,36668
TOTAL	27.283,3668		27.283,3668

2.6.1.2 Neraca Massa Furnace



Keterangan:

A2 = Aliran umpan EDC campuran dari *mixer*

A3 = Aliran keluaran dari *furnace*

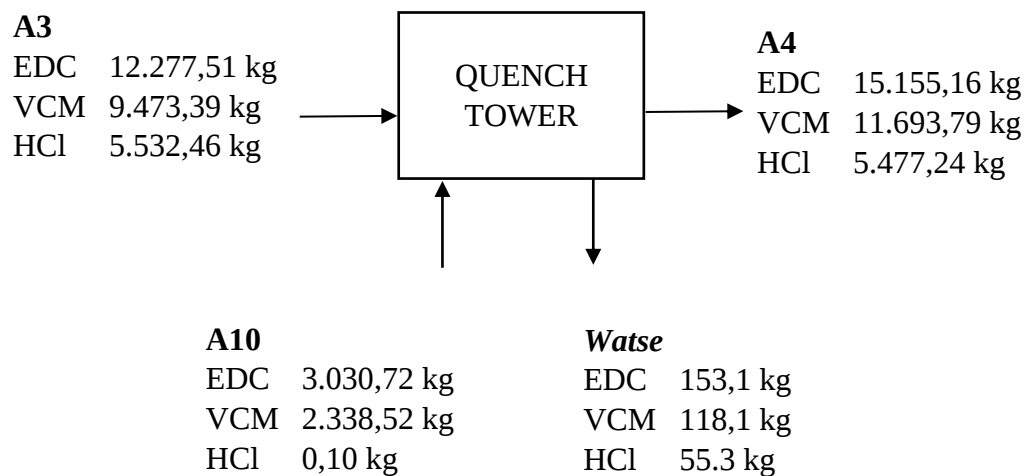
Massa masuk = Massa keluar

A2 = A3

Tabel 2.4 Neraca masa Pada Furnace

Komponen	Input	Output
	A2	A3
EDC	27.283,3668	12.277,5150
VCM	0	9.473,3912
HCl	0	5.532,4605
H ₂ O	0	0
Jumlah	27.283,3668	27.283,3668
TOTAL	27.283,3668	27.283,3668

2.6.1.3 Neraca Massa Quench Tower



Keterangan:

A3 = Aliran umpan dari *furnace* reaktor

A4 = Aliran keluaran dari *Quench Tower*

A10 = Aliran keluaran dari sebagian *bottom product flash separator*

Waste = Aliran kaluaran dari quech tower menuju *waste treatment unit*

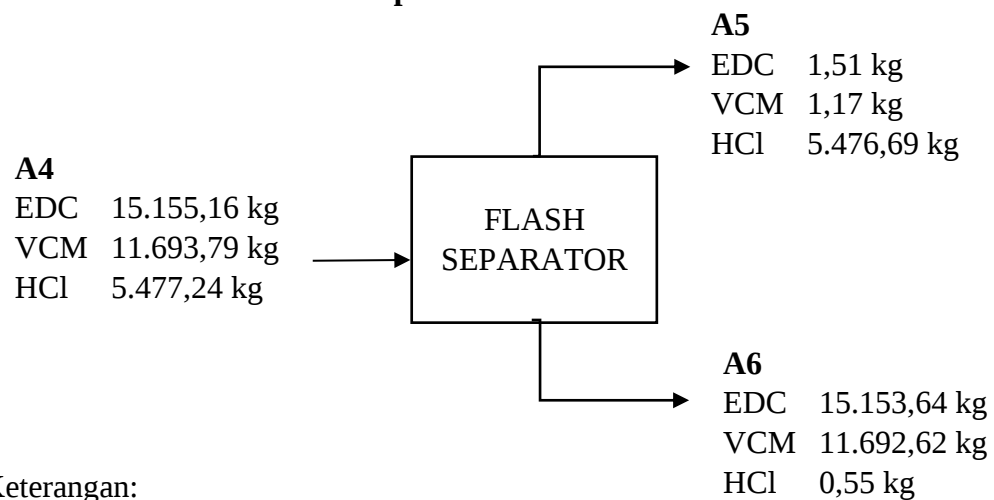
Massa masuk = Massa keluar

$$A3 + A10 = A4 + \text{Waste}$$

Tabel 2.5 Neraca masa Pada Furnace

Komponen	Input		Output	
	A3	A10	A4	Waste
EDC	12.277,51507	3.030,729277	15.155,1619	153,1
VCM	9.473,391256	2.338,525677	11.693,79776	118,1
HCl	5.532,460494	0,109544887	5.477,244338	55,3
H ₂ O	0	0	0	0
Jumlah	27.283,36682	5.369,364499	32.326,204	326,5
TOTAL	32.652,73132		32.652,73132	

2.6.1.4 Neraca Massa Flash Separator



Keterangan:

A4 = Aliran umpan campuran (EDC_(liq), VCM_(liq), dan HCl_(g))

A5 = Aliran keluaran gas HCl

A6 = Aliran keluaran campuran VCM dan EDC

Massa Masuk = Massa Keluar

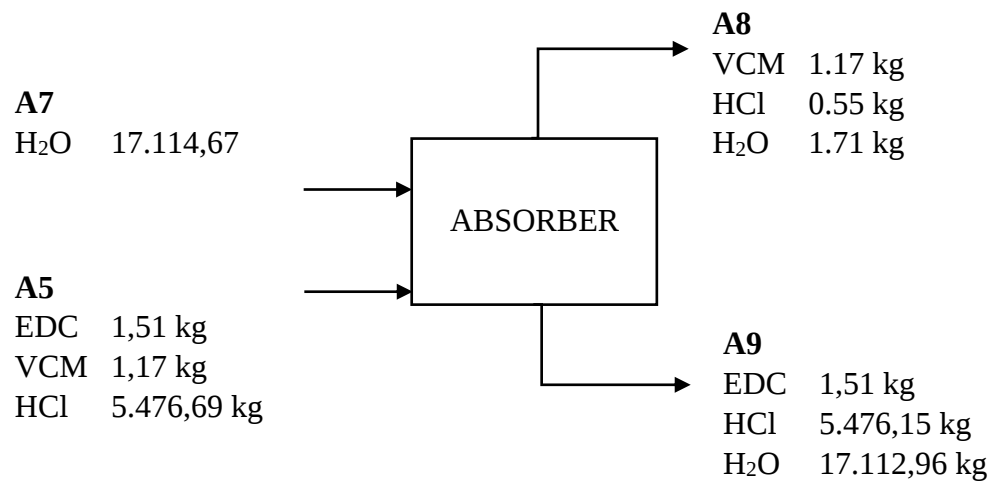
$$A4 = A5 + A6$$

Tabel 2.6 Neraca masa Pada Flash Separator

Komponen	Input		Output
	A4	A5	A6
EDC	15.155,1619	1,51551619	15.153,64639
VCM	11.693,79776	1,169379776	11.692,62838
HCl	5.477,244338	5.476,696614	0,547724434
H ₂ O	0	0	0

Jumlah	32.326,204	5.479,38151	26.846,82249
TOTAL	32.326,204		32.326,204

2.6.1.5 Neraca Massa Absorber



Keterangan:

A5 = Aliran keluaran gas HCl dari *flash separator*

A7 = Aliran *process water*

A8 = Aliran product atas *absorber*

A9 = Aliran keluaran *absorber* (HCl terabsorpsi)

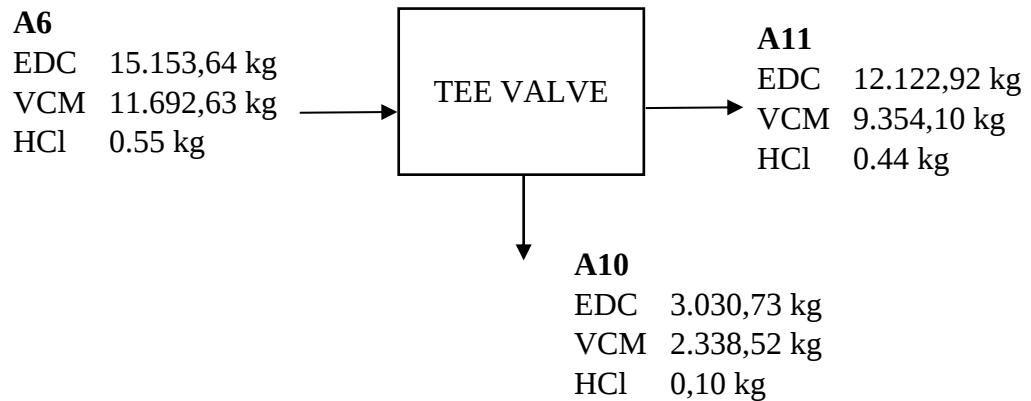
Massa masuk = Massa keluar

$$A5 + A7 = A8 + A9$$

Tabel 2.7 Neraca masa Pada Absorber

Komponen	Input		Output	
	A5	A7	A8	A9
EDC	1,51551619			1,5155162
VCM	1,169379776		1,169379776	
HCl	5.476,696614		0,547669661	5.476,1489
H ₂ O		17.114,67692	1,711467692	17.112,965
Jumlah	5.479,38151	17.114,67692	3,42851713	22.590,63
TOTAL	22.594,05843		22.594,05843	

2.6.1.6 Neraca Massa Tee Valve



Keterangan:

A6 = Aliran umpan campuran VCM dan EDC

A10 = Aliran keluaran menuju *Quench tower*

A11 = Aliran keluaran menuju menara distilasi

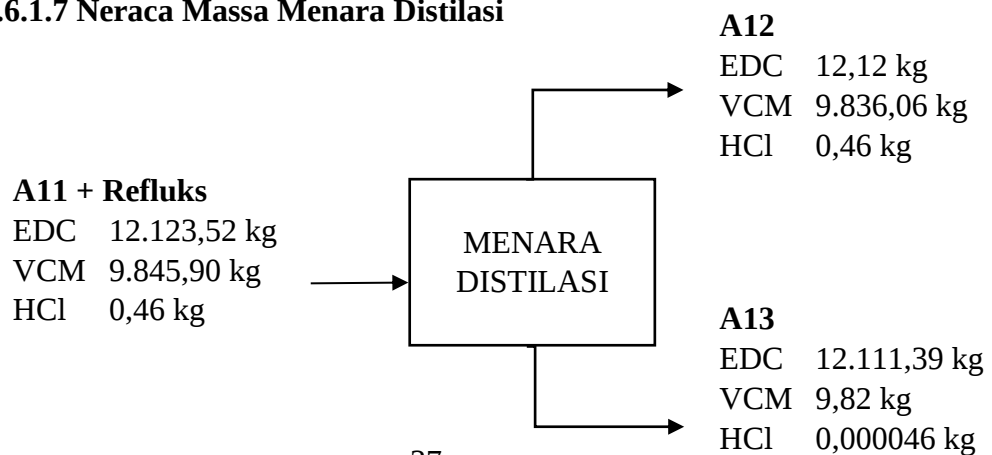
Massa masuk = Massa keluar

$$A6 = A10 + A11$$

Tabel 2.8 Neraca masa Pada Tee valve

Komponen	Input	Output	
	A6	A10	A11
EDC	15.153,64639	3.030,729277	12.122,91711
VCM	11.692,62838	2.338,525677	9.354,102707
HCl	0,547724434	0,109544887	0,438179547
H ₂ O	0	0	0
Jumlah	26.846,82249	5.369,364499	21.477,458
TOTAL	26.846,82249	26.846,82249	

2.6.1.7 Neraca Massa Menara Distilasi



Keterangan:

A11 = Aliran umpan campuran VCM dan EDC

A12 = Aliran keluaran VCM

A13 = Aliran keluaran EDC

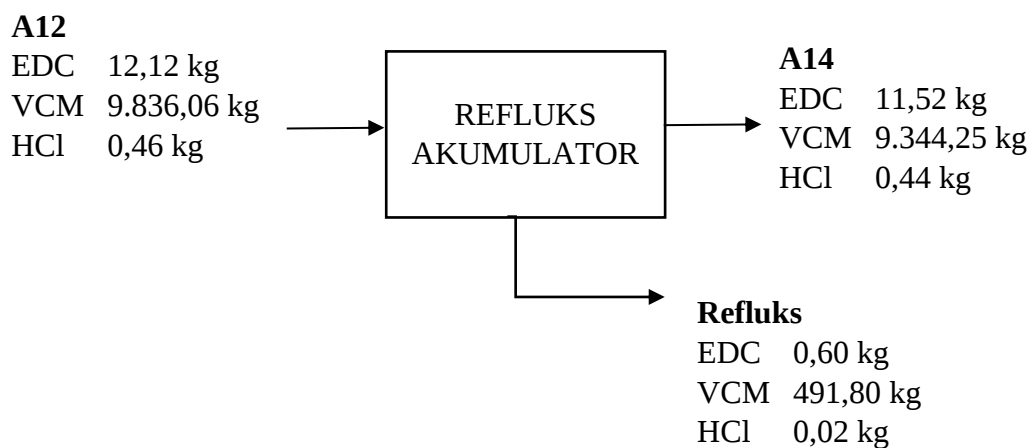
Massa masuk = Massa keluar

A11 = A12 + A13

Tabel 2.9 Neraca masa Pada Menara Distilasi

Komponen	Input		Output	
	A11 + Refluks	A12	A13	
EDC	12.123,52328	12,12352328	12.111,39976	
VCM	9.845,905697	9.836,059791	9,845905697	
HCl	0,461217354	0,460756137	0,000461217	
H ₂ O	0	0	0	
Jumlah	21.969,8902	9.848,644071	12.121,24613	
TOTAL	21.969,8902		21.969,8902	

2.6.1.8 Neraca Massa Refluks Akumulator



Keterangan:

A12 = Aliran umpan VCM

A14 = Aliran keluaran VCM menuju tangki penyimpanan

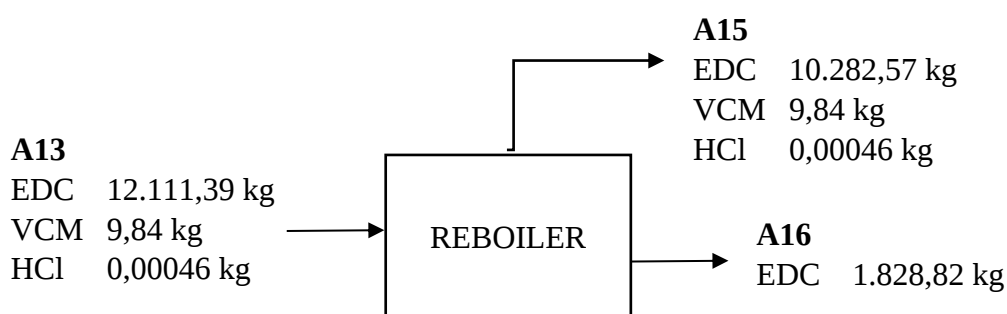
Refluks = Aliran keluaran VCM menuju menara distilasi

Massa masuk = Massa keluar

A12 = A14 + Refluks

Tabel 2.10 Neraca massa Pada Refluks Akumulator

Komponen	Input	Output	
	A12	A14	Refluks
EDC	12,12352328	11,51734712	0,606176164
VCM	9.836,059791	9.344,256802	491,8029896
HCl	0,460756137	0,43771833	0,023037807
H ₂ O	0	0	0
Jumlah	9.848,644071	9.356,211867	492,4322035
TOTAL	9.848,644071	9.848,644071	

2.6.1.9 Neraca Massa Reboiler

Keterangan:

A13 = Aliran umpan EDC

A15 = Aliran keluaran EDC kembali ke menara distilasi

A16 = Aliran keluaran EDC *recycle* menuju *mixer*

Massa masuk = Massa keluar

 $A13 = A15 + A16$ **Tabel 2.11** Neraca massa Pada Reboiler

Komponen	Input	Output	
	A13	A15	A16
EDC	12.111,39976	10.282,5784	1.828,821364
VCM	9,845905697	9,845905697	0
HCl	0,000461217	0,000461217	0
H ₂ O	0		0
Jumlah	12.121,24613	10.292,42476	1.828,821364
TOTAL	12.121,24613	12.121,24613	

Neraca Massa Overall

Tabel 2.12 Neraca Massa Overall

Komp.	Input			Output			
	A1	A7	A8	A9	A14	Waste	A15
	kg/jam						
EDC	25.454,54		0	1,51552	11,517	153,082	10.282,5
VCM			1,169		9.344,3	118,119	9,84590
HCl			0,547	5.476,1	0,4377	55,3257	0,00046
H ₂ O		17.114,67	1,711	17.113			0
Total	25.454,54	17.114,67	3,428517	22.590,6	9.356,2	326,527	10.292,4
	44.398,04374			44.398,04374			

Perhitungan Efisiensi Produksi:

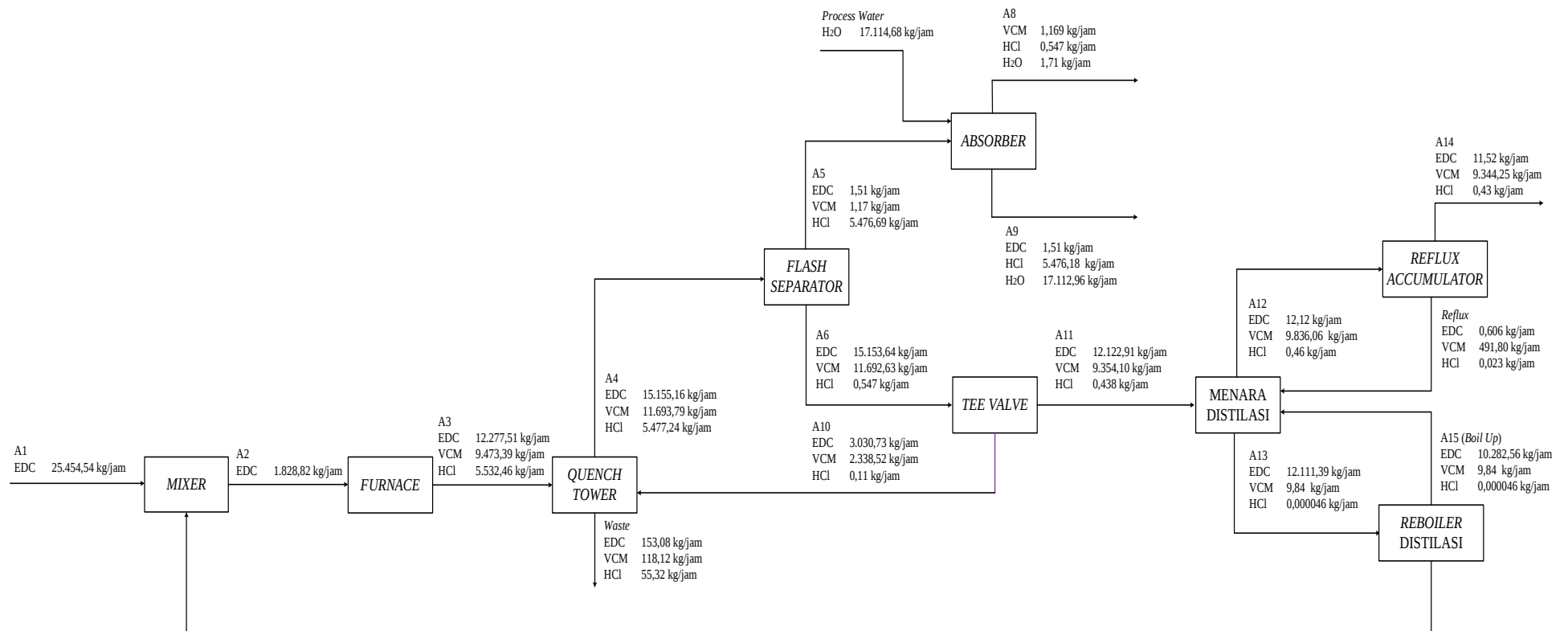
$$Efisiensi\ Produksi = \frac{Jumlah\ Produk}{Jumlah\ Bahan} \times 100\%$$

$$Efisiensi\ Produksi = \frac{25.102,98}{25.454,54} \times 100\%$$

$$Efisiensi\ Produksi = 98.62 \%$$

$$Kemurnian\ Produk\ VCM = \frac{9.344,26}{9.356,21} \times 100\%$$

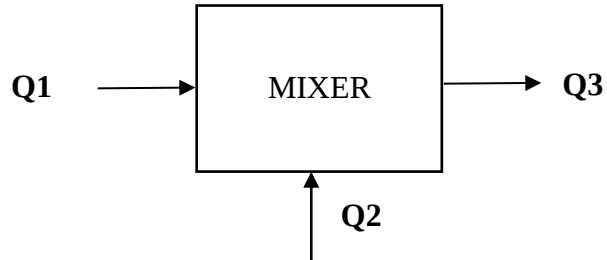
$$Kemurnian\ Produk\ VCM = 99,87 \%$$



Gambar 2.3 Diagram Alir Massa Produksi VCM

2.6.2 Neraca Panas

2.6.2.1 Neraca Panas Mixer



Keterangan:

Q1 = Panas umpan *mixer* (EDC)

Q2 = Panas umpan EDC *recycle*

Q3 = Panas keluar *mixer* (EDC)

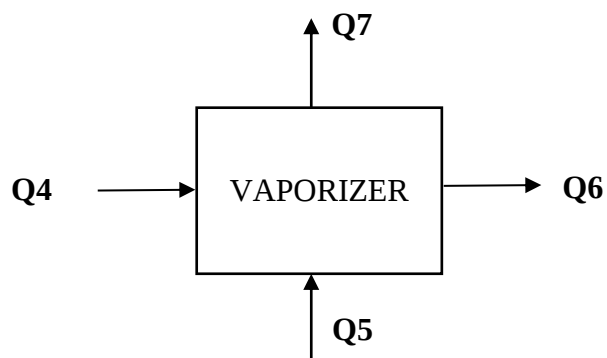
Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q1 + Q2 = Q3$$

Tabel 2.13 Neraca Panas Pada Mixer

Komponen	Input		Output
	Q1	Q2	Q3
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	7.748,100	1.048,880	8.796,98
VCM			
HCl			
Jumlah	7.748,100	1.048,880	8.796,98
Total	8.796,981		8.796,98

2.6.2.2 Neraca Panas Vaporizer



Keterangan:

Q4 = Panas umpan *vaporizer* (EDC)

Q5 = Panas umpan produk atas *quench tower*

Q6 = Panas keluar *vaporaizer* (EDC)

Q7 = Panas keluar *vaporizer*

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q4 + Q5 = Q6 + Q7$$

Tabel 2.14 Neraca Panas Pada Vaporizer

Komp.	Input			Output		
	Q4 (kJ/jam)	Q5 (kJ/jam)	Q serap (kJ/jam)	Q6 (kJ/jam)	Q7 (kJ/jam)	Q vap (kJ/jam)
EDC	8.898,6	8.038,8	8.167.116,2	15.279,9	6.258,2	8.168.765,2
VCM		5.951,8			2.457,2	
HCl		4.371,2			1.616,3	
Jumlah	8.898,6	18.361,9	8.167.116,2	15,279.9	10331.7	8.168.765,2
Total		8.194.376,83			8.194.376,83	

2.6.2.3 Neraca Panas Kompresor



Keterangan:

Q8 = Panas umpan Kompresor

Q9 = Panas keluar Kompresor

Panas Masuk = Panas keluar

$$Q8 = Q9$$

Tabel 2.15 Neraca Panas Pada Kompresor

	input		output	
	W1	W2	Q intercooler	ΔH
Komp.	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)
EDC	796.273,704	395.501,44	664.439,89	527.335,25
VCM				
HCl				
Jumlah	796.273,704	395.501,44	664.439,89	527.335,25
TOTAL	1.191.775,14		1.191.775,14	

2.6.2.4 Neraca Panas Furnace

Keterangan:

Q10 = Panas umpan *furnace*Q11 = Panas keluar *furnace*

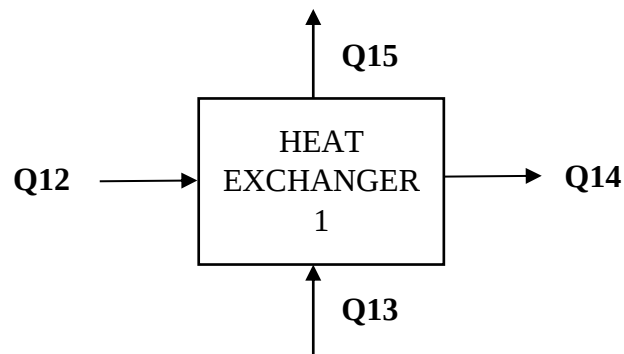
Panas Masuk = Panas Keluar

Q10 = Q11

Tabel 2.16 Neraca Panas Pada Furnace

Komp.	Input			Output		
	Q bahan			Q gas	Q loss	
	Hin	bakar	Q reaksi	Hout	buang	total
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	16241.4			14198.7		
VCM				11297.9		
HCl				4456.2		
Q		19587.62	10033.47		984.67	14925.1
Jumlah	16241.4	19587.62	10033.47	29952.8	984.666	14925.1
TOTAL		45862.55			45862.55	

2.6.2.5 Neraca Panas *Heat Exchanger 1*



Keterangan:

Q12 = Panas Umpan *Heat Exchanger*

Q13 = Panas input demin water

Q14 = Panas output *steam*

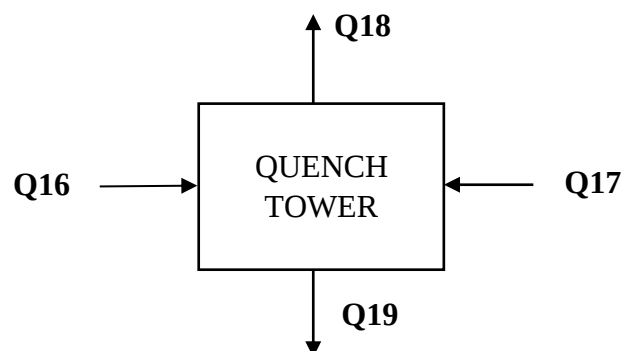
Q15 = Panas Output *Heat Exchanger 1*

Panas Masuk = Panas Keluar

Tabel 2.17 Neraca Panas Pada Heat Exchanger 1

Komp.	Input		Output	
	Q12	Q13 (Demin)	Q14	Q15
				Demin out Pendingin
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	14198.7		9651.51	
VCM	11297.7		7950.34	
HCl	4456.24		4406.85	
H2O		168354.7		53840.74
Q				122458.07
Jumlah	29952.8	168354.7	22008.7	53840.74 122458.0678
Total	198307.50		198307.50	

2.6.2.6 Neraca Panas *Quech Tower*



Keterangan:

Q16 = Panas umpan *quench tower*

Q17 = Panas umpan *bottom flash separator*

Q18 = Panas keluar *quench tower*

Q19 = Panas keluar menuju *waste water system*

Panas Masuk = Panas Keluar

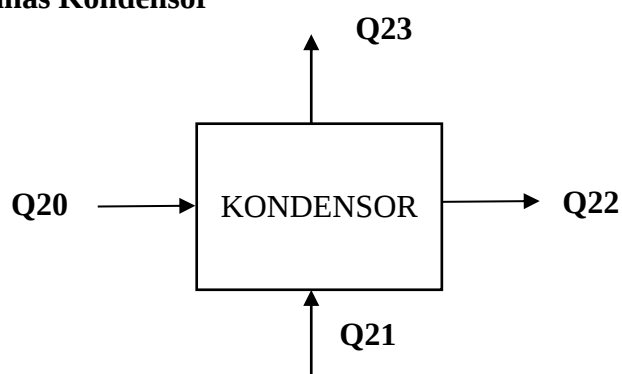
Tabel 2.18 Neraca Panas input Pada Quench Tower

Komp.	Input		
	Q16 (kJ/jam)	Q17 (kJ/jam)	Q heat (kJ/jam)
EDC	9.651,51	1.207,31	
VCM	7.950,34	724,70	
HCl	4.406,85	0,09	
Q			165.089,3
Jumlah	22.008,69	1.932,10	165.089,3
TOTAL	189.030,11		

Tabel 2.19 Neraca Panas Output Pada Quench Tower

Komp.	Output			
	Q18 (kJ/jam)	Q19 (waste)	Q Pendinginan	Q Loss
EDC	8038.83	147.26		8251.56
VCM	5951.89	128.73		6639.85
HCl	4371.22	93.50		4406.76
Q	0.00	0.00	151000.48	
Jumlah	18361.95	369.50	151000.48	19298.17
TOTAL	189030.11			

2.6.2.7 Neraca Panas Kondensor



Keterangan:

Q20 = Panas umpan kondensor

Q21 = Panas umpan *cooling water*

Q22 = Panas keluar kondensor

Q23 = Panas keluar *cooling water*

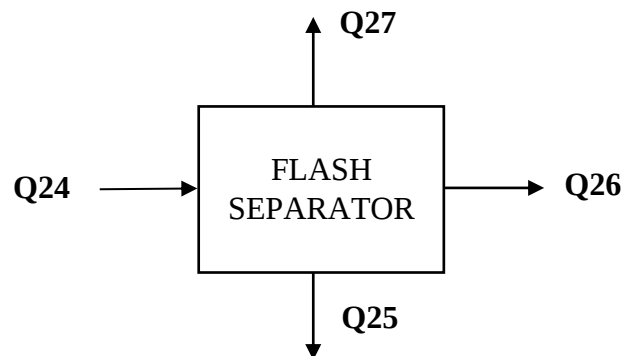
Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q20 + Q21 = Q22 + Q23$$

Tabel 2. 20 Neraca Panas Pada Kondensor

Komp.	Input		Output		
	Q20	Q21 (CW)	Q22	Q Pendinginan	Q Loss
	kJ/Jam	kJ/Jam	kJ/Jam	kJ/jam	kJ/Jam
EDC	6258.24		5734.02		
VCM	2457.21		9249.24		
HCl	1616.25		10811.80		
Q		7620.92		-36761.68	28919.23
Jumlah	10331.69	7620.92	25795.06	-36761.68	28919.23
TOTAL	17952.61			17952.61	

2.6.2.8 Neraca Panas Flash Separator



Keterangan:

Q24 = Panas keluaran kondensor

Q25 = Panas keluar *Flash separator*

Q26 = Panas hilang *Flash separator*

Q27 = Panas gas keluar *Flash separator*

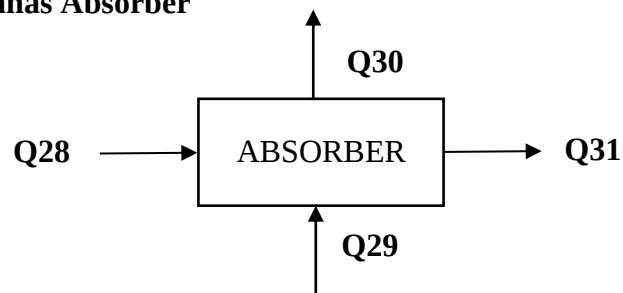
Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q_{24} = Q_{25} + Q_{26} + Q_{27}$$

Tabel 2. 21 Neraca Panas Pada Flash Separator

Komponen	Input		Output	
	Q24	Q25	Q27	Q loss (Q26)
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	5734.02	5733.44	0.60	
VCM	9249.24	9248.32	0.36	
HCl	10811.80	1.08	4385.16	
Q				6426.09
Jumlah	25795.06	14982.84	4386.13	6426.087731
TOTAL	25795.06		25795.06	

2.6.2.9 Neraca Panas Absorber



Keterangan:

Q28 = Panas gas keluar dari *flash separator*

Q29 = Panas umpan *process water*

Q30 = Panas gas keluar dari *absorber*

Q31 = Panas larutan HCl

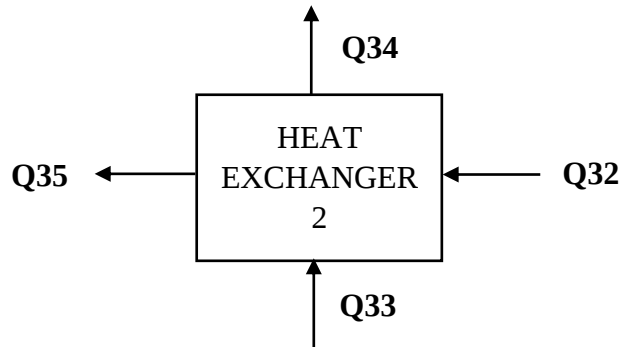
Panas Masuk = Panas Keluar

Tabel 2.22 Neraca Panas Pada Kondensor

Komp.	Input			Output		
	Q28	Q29	ΔH_{Pel}	Q30	Q31	Q serap
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	0,60				0,55	
VCM	0,36			0,38		
HCl	4.385,1			0,44	10.848,5	
H ₂ O		6.858.276,5		3,21	86.990,1	

Q	11.230.120					
Jumlah	4.386,1	6.858.276,5	11.230.120	4,03	97.839,2	17994939,6
Total	18.092.782,80			18.092.782,80		

2.6.2.10 Neraca Panas Heat Exchanger 2



Keterangan:

Q32 = Panas umpan *heat exchanger 2*

Q33 = Panas umpan *Ethylene Dichloride recycle*

Q34 = Panas keluar *heat exchanger 2*

Q35 = Panas keluar *EDC recycle*

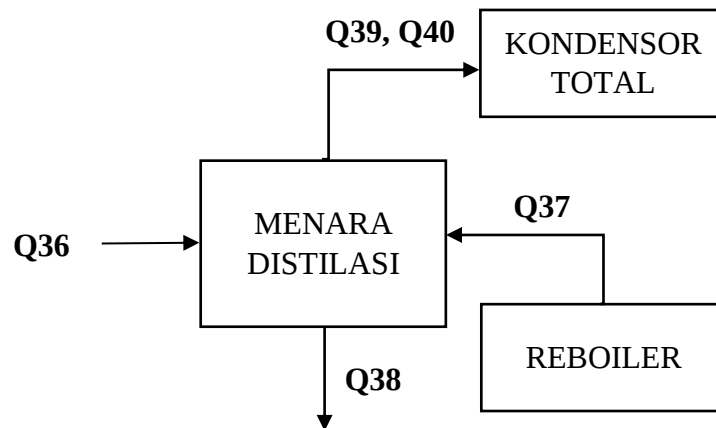
Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q32 + Q33 = Q34 + Q35$$

Tabel 2.23 Neraca Panas Pada Heat Exchanger 2

Komp.	Input			Output		
	Q					
	Q32	Q33	pemanasan	Q34	Q35	Qloss
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	1.084,52	4.586,76		7.675,21	1.084,52	
VCM		7.398,65		8.693,57		
HCl		0,86		0,81		
H2O						
Q			22.103,63			17.720,3
Jumlah	1.084,52	11.986,27	22.103,63	16.369,59	1084,52	17.720,3
TOTAL		35.174,42			35.174,42	

2.6.2.11 Neraca Panas Menara Distilasi



Keterangan:

Q36 = Panas gas keluar dari *flash separator*

Q37 = Panas umpan *process water*

Q38 = Panas keluar produk bawah

Q39 = Panas hilang

Q40 = Panas keluaran kondensor produk atas

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q36 + Q37 = Q38 + Q39 + Q40$$

Tabel 2. 24 Neraca Panas Pada Menara Distilasi

Komp.	Input			Output		
	Q36	Q37	Q38	Q39	Q40	QLoss
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	7.675,60		10.548,62	4,15	2,58	
VCM	9.150,65		10,31	7.575,05	2.111,07	
HCl	0,85			0,92	0,03	
Q		34.966,13				31.540,5
Jumlah	16.827,1	34.966,13	10558,9	7.580,1	2.113,68	31.540,5
Total	51.793,22			51.793,22		

Neraca Panas Overall

Tabel 2.25 Neraca Panas Overall

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Static Mixer		
Q1 (Panas umpan EDC)	8,796.981	-
Q3 (Panas keluar mixer)	-	8,796.981
Vaporizer		
Q penguapan (Q steam)	8,167,116.257	-
Q pemanas (Q4+Q5)	27,260.571	-
Q Pendinginan (Q6+Q7+Qlaten)	-	8,194,376.829
Kompresor		
Q Kompresi (W1+W2)	1,191,775.142	-
Q Intercooler	-	1,191,775.142
Furnace		
Q Bahan Bakar	45,862.547	-
Q gas buang	-	984.667
Qloss	-	44,877.880
Heat Exchanger 1		
Q Steam	198,307.503	-
Q Pemanasan	-	198,307.503
Quench Tower		
Q Pemanasan	189,030.11	-
Q Pendinginan	-	189,030.107
Condensor Parsial		
Q Cooling Water	17,952.612	-
Q Kondensasi	-	17,952.612
Flash separator		
Q EDC	25795.06	-
Q VCM	-	25,795.059
Absorber		
Q Demin Water	18,092,782.803	-
Q Pendinginan	-	18,092,782.803

<i>Heat Exchanger</i>		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Panas diserap	35,174.424	-
Q Pemanasan (Q34+Q35)	-	35,174.424
<i>Menara Distilasi 2</i>		
Q Feed	16,827.09	-
Q Reboiler	34,966.13171	-
Q Bottom	-	10,558.927
Q Destilat	-	7,580.113
Q Kondensor	-	2,113.684516
Q Loss	-	31,540.50
Jumlah	28,051,647.228	28,051,647.228

Perhitungan Efisiensi Energi:

Total Q loss semua alat = 118.829,39 kJ/jam

Energi Berguna = Q input – Q loss total

Energi Berguna = 28,051,647.228 kJ/jam - 118.829,39 kJ/jam

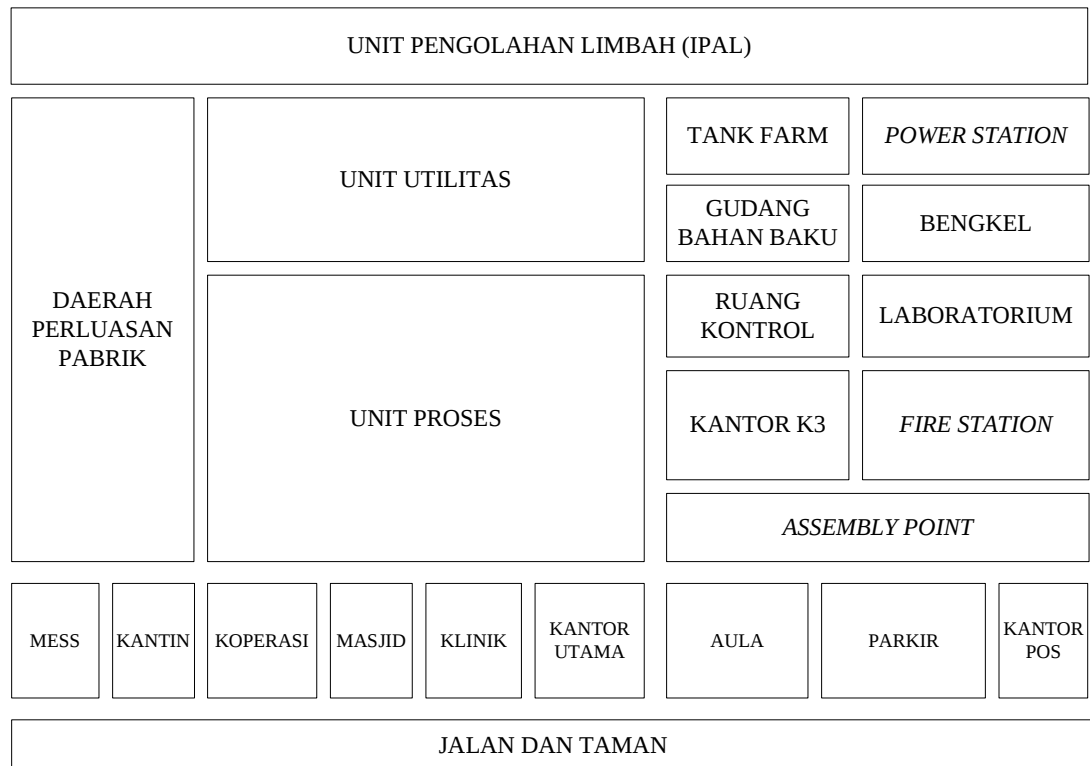
Efisiensi Energi = $\frac{Q \text{ berguna}}{Q_{input}} \times 100\%$

Efisiensi Energi = $\frac{27.932.817,840 \text{ kJ/jam}}{28.051.647,228 \text{ kJ/jam}} \times 100\%$

Efisiensi Energi = 99,57%

2.7 Tata Letak dan Pemetaan

2.7.1 Layout Pabrik



Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik *Vinyl Chloride Monomer*

Tata letak pabrik merupakan aspek krusial yang perlu diperhatikan dalam dunia industri. Perancangan tata letak pabrik yang terencana dengan baik mampu meningkatkan efektivitas dan efisiensi operasional, baik dalam hal produksi maupun dalam faktor pendukung lain yang berkaitan dengan keberjalanan pabrik. perencanaan dan penerapan tata letak pabrik bertujuan untuk mengorganisir area kerja serta seluruh fasilitas produksi secara optimal dan ekonomis, sehingga kegiatan operasional berjalan lancar dan mampu mendorong peningkatan etos kerja para operator. Selain itu, terdapat berbagai keuntungan lain dari penerapan tata letak pabrik yang baik, diantaranya sebagai berikut.

- Memperbaiki etos serta kepuasan kerja
- Meningkatkan output produksi
- Mengurangi waktu proses dalam transportasi bahan
- Menghemat penggunaan area (produksi, gudang, service, dan lain sebagainya)
- Menghindari ketidakteraturan dalam pabrik

- Mengoptimalkan pemanfaatan peralatan, sumber daya manusia, serta sarana produksi agar digunakan secara lebih efektif dan efisien

Perencanaan tata letak pabrik perlu dilakukan secara cermat guna mendukung kelancaran proses distribusi bahan, sehingga dapat berlangsung lebih cepat, tertata, dan efisien. Berikut ini disajikan uraian mengenai pemanfaatan luas area lahan yang digunakan.

Tabel 2.26 Rincian Penggunaan Luas Tanah Bangunan *Indoor dan Outdoor*

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	25
2	Gedung kantor utama	2.500
3	Kantor K3	300
4	Mess	600
5	Poliklinik	100
6	Kantin	150
7	Koperasi	60
8	Laboratorium	600
9	Gudang Bahan baku	500
10	Bengkel	300
11	Masjid	500
12	Aula	1.200
13	Ruang kontrol	400
14	Pemadam kebakaran (<i>Fire Station</i>)	200
15	Unit Proses	9.000
16	Unit utilitas	2.000
17	Tank farm	2.500
18	IPAL	800
19	Parkir area	1.000
20	Jalan dan taman	4.000
21	Perluasan area	2.000
22	<i>Power station</i>	500
23	Titik kumpul (<i>Assembly Point</i>)	700
Jumlah		22.500
TOTAL		29.935

2.7.2 Layout Peralatan Proses

Dalam penentuan tata letak peralatan proses pada pabrik terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan antara lain, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Perancangan aliran bahan baku yang tepat dapat memberikan keuntungan secara ekonomis, serta dapat menunjang kelancaran proses produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara pada area proses perlu diperhatikan sirkulasi dan arah hembusan anginnya. Hal tersebut bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja dan orang-orang disekitar pabrik.

3. Pencahayaan

Pencahayaan seluruh pabrik harus memadai dan area produksi yang berbahaya perlu diberi penerangan lebih.

4. Lalu lintas manusia

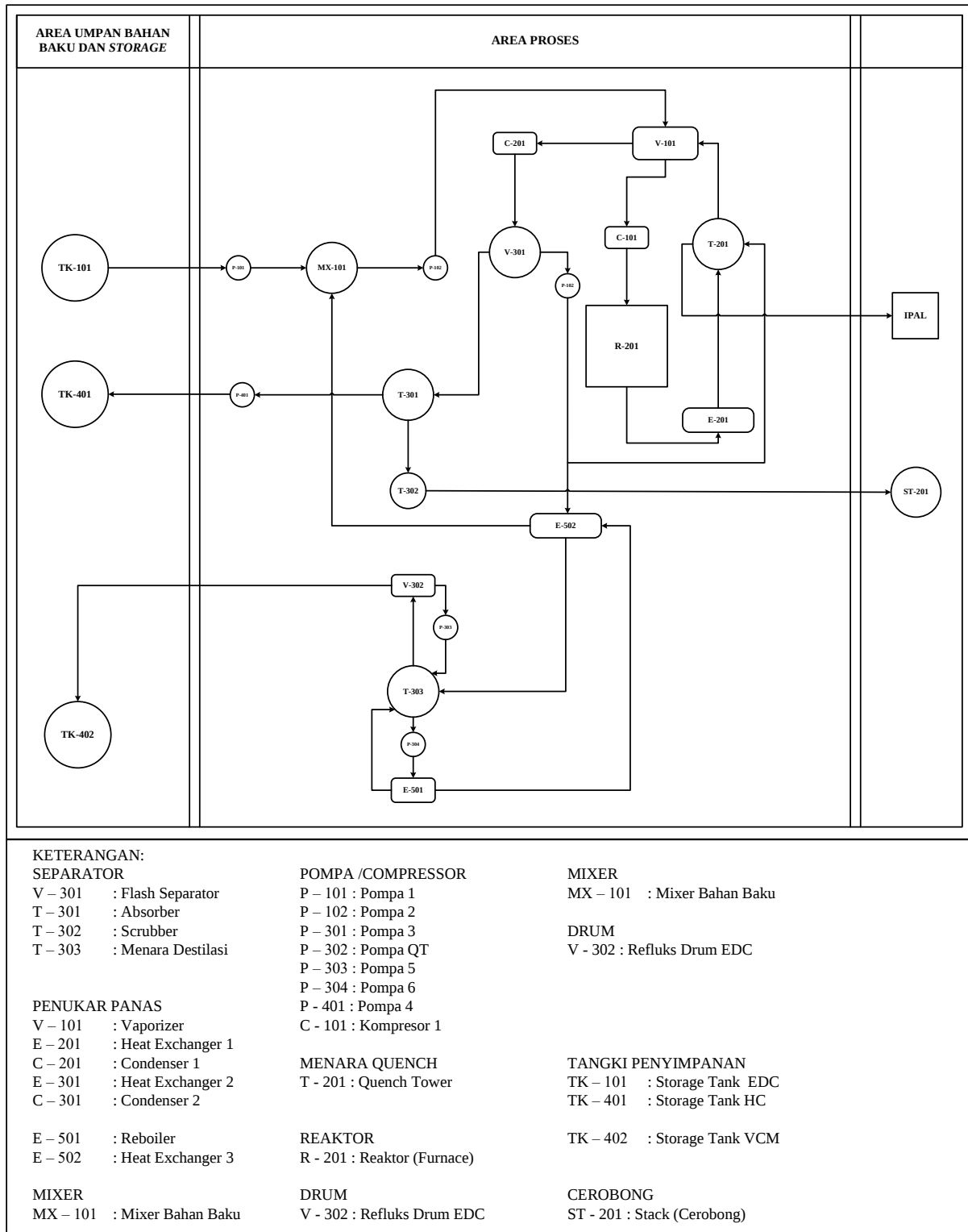
Pergerakan lalu lintas manusia perlu diperhatikan agar pekerja mampu mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat termasuk daat terjadi gangguan pada alat proses.

5. Jarak antar alat proses

Jarak antara alat proses perlu diperhatikan karena alat proses yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, hal ini bertujuan jika apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak akan berdampak pada alat-alat lain

6. Pertimbangan ekonomi

Pertimbangan biaya operasi dalam memilih tata letak alat perlu diperhatikan agar dapat menjamin kelancaran serta keamanan produksi sehingga dapat menguntungkan perusahaan dari segi ekonomi.

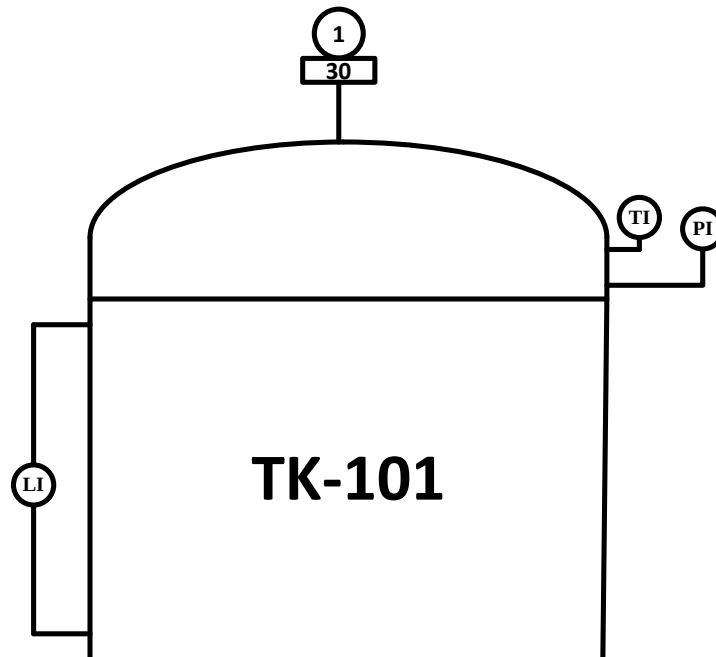


Gambar 2.5 Layout Peralatan Proses

BAB III

SPESIFIKASI ALAT

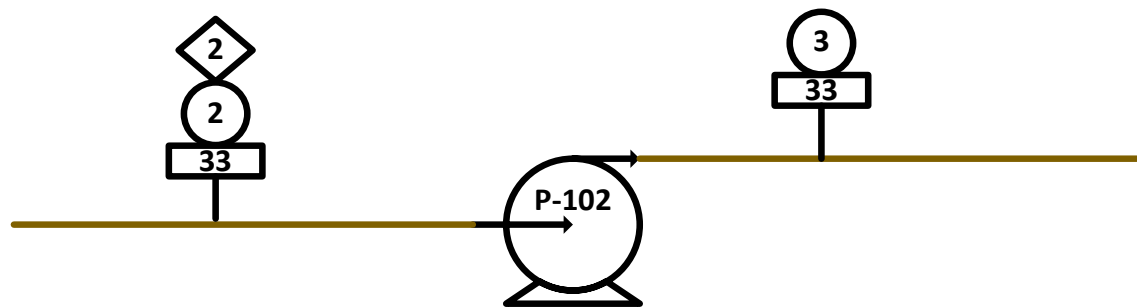
3.1 Tangki Penyimpanan EDC



Kode	: TK-101
Fungsi	: Menyimpan bahan baku EDC
Tipe	: <i>Vertical Flat Bottom Cylindrical Tank with Conical Roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 316</i>
Jenis Sambungan	: <i>Single Welded Butt Joint</i>
Kondisi Operasi	: Temperatur = 30 °C
	: Tekanan = 1 atm
Kapasitas Penyimpanan	: 8.301,45 m ³
Diameter Tangki	: 30,48 m
Tinggi <i>Shell</i>	: 12,80 m
Tinggi <i>Roof</i>	: 4,57 m
Tinggi Total	: 17,37 m
Jumlah <i>Course</i>	: 7
Tebal <i>Shell Course 1</i>	: 0,7587 in
Tebal <i>Shell Course 2</i>	: 0,6513 in
Tebal <i>Shell Course 3</i>	: 0,5439 in
Tebal <i>Shell Course 4</i>	: 0,4366 in
Tebal <i>Shell Course 5</i>	: 0,3292 in

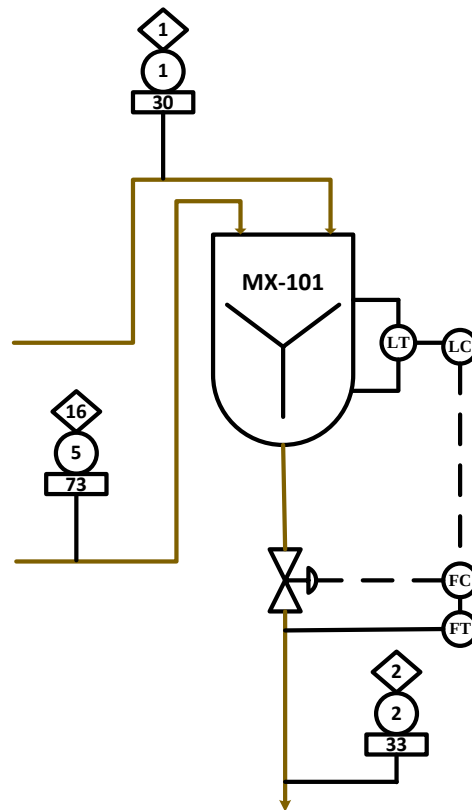
Tebal *Shell Course 6* : 0,2218 in
Tebal *Shell Course 7* : 0,1144 in
Tipe *Roof* : Conical Roof
Sudut *Roof* : 16,68°
Tebal *Roof* : 0,493 in

3.2 Pompa



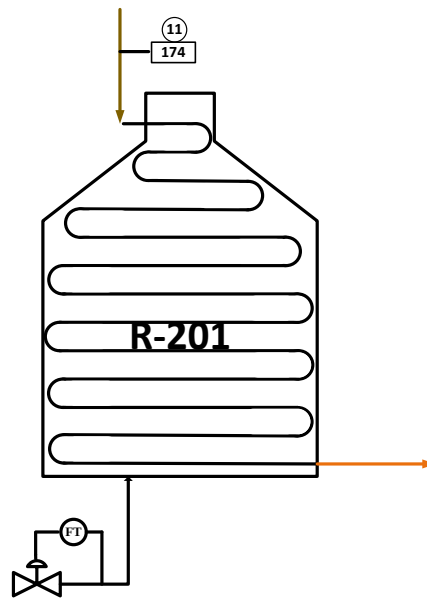
Kode : P-101
Fungsi : Mengalirkan *ethylene dichloride* (EDC) dari tangki penyimpanan ke *vaporizer*
Jenis : *Centrifugal Pump*
Kapasitas : 0,222 ft³/s = 0,00629 m³/s (22,66 m³/h)
Bahan Konstruksi : *Austenitic Stainless Steel 316*
Dimensi : *Impeller* = Cast Iron
 Casing = Cast Iron
 Shaft = Steel
Pipa yang digunakan : D nominal = 3 in = 0,0762 m
 Schedule = No. 40
 OD = 3,5 in = 0,0889 m
 ID = 3,068 in = 0,0779 m
 Tebal pipa = 0,216 in = 0,00549 m
Debit Aliran : 727,47 ft³/h = 22,66 m³/h
Efisiensi Motor : 84%
Tenaga Motor : 6 HP

3.3 Mixer



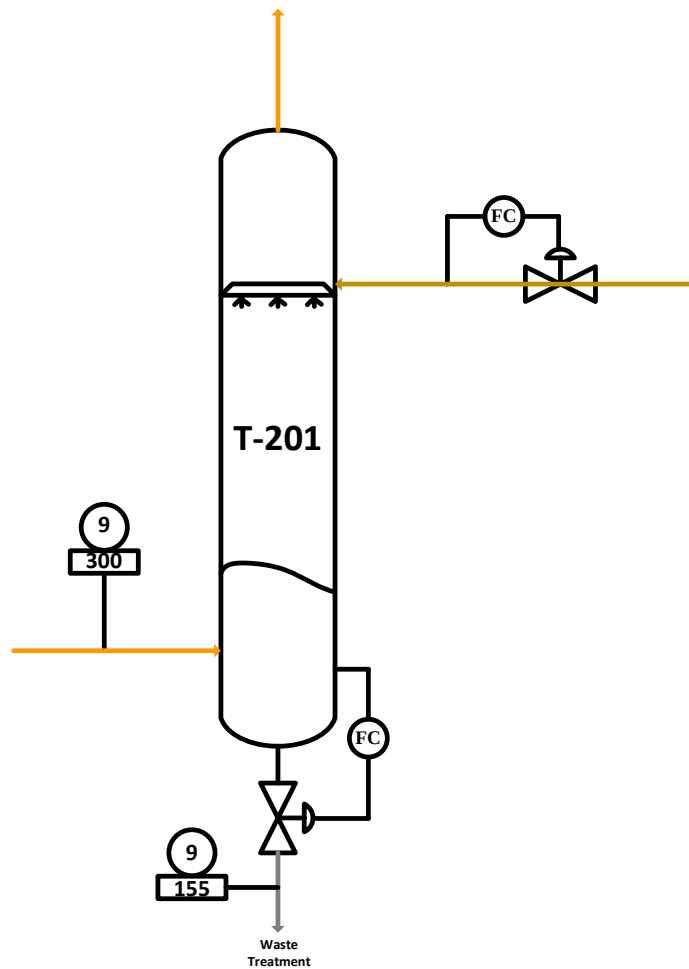
Kode	: MX-101
Fungsi	: Mencampurkan EDC murni dengan EDC <i>recycle</i>
Tipe	: <i>Vertical Agitated Vessel</i>
Jenis Pengaduk	: <i>Flat Blade Turbine (Rushton Turbine)</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 316</i>
Volume Desain	: 24,58 m ³
Diameter Tangki	: 2,322 m
Tinggi <i>Shell</i>	: 5,806 m
Tinggi Total	: 6,275 m
Tebal Shell	: 2 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,25 in
Diameter <i>Impeller</i>	: 3 in
Jumlah <i>Impeller</i>	: 4 buah
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah
Kecepatan Pengaduk	: 190 rpm
Daya Motor	: 125 HP

3.4 Reaktor



Kode	: R-201
Fungsi	: Sebagai tempat reaksi pirolisis (<i>cracking</i>) EDC menghasilkan VCM sebagai produk utama dan HCl sebagai produk samping
Kondisi Operasi	: T input = 173,86 °C T output = 530 °C Tekanan = 18 atm Fase = Gas
Waktu Tinggal	: 178,43 detik
Tipe Reaktor	: <i>Multitubular Plug Flow Reactor</i>
Tipe <i>Furnace</i>	: <i>Firebox</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Austenitic Stainless Steel 316</i>
Kapasitas Umpan	: 27.283,37 kg/jam
Volume Reaktor	: 5,7 m ³
Panjang Tube Total	: 693,7 m
Dimensi Reaktor	: Jenis Pipa = Nominal 4 in Schedule No. 40 OD = 4,5 in ID Pipa = 4,026 in Tebal Pipa = 0,237 in Jumlah <i>Coil</i> = 8 buah Radiant <i>Tube</i> = 72 pipa P x L x T <i>Firebox</i> = 6 ft x 12 ft x 32 ft

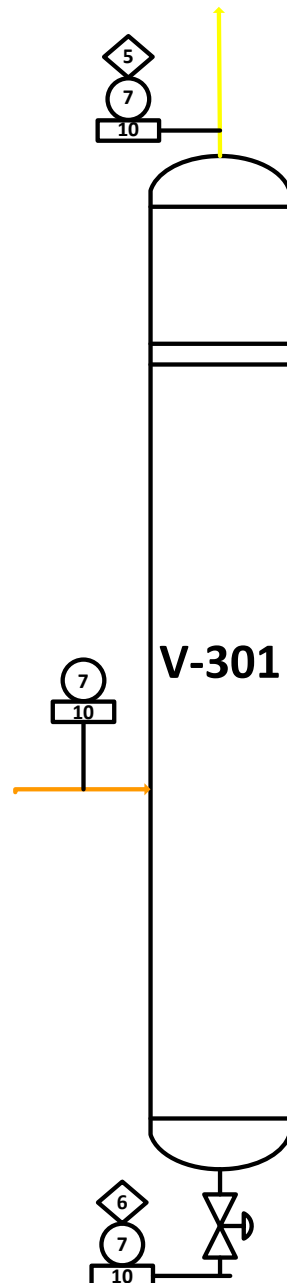
3.5 Quench Tower



Kode	: T-201
Fungsi	: Mendinginkan aliran gas hasil <i>cracking</i> secara cepat (<i>rapid cooling/quenching</i>)
Tipe	: <i>Spray Quench Tower</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 316</i>
Kondisi Operasi	:
INPUT	
Laju Alir	: 27.283,367 kg/jam
Suhu	: 300 °C
Tekanan	: 9 atm
ALIRAN PENDINGIN	
Suhu	: 10 °C
OUTPUT	
Suhu	: 130 °C

Tekanan	: 9 atm
Diameter <i>Tower</i>	: 1,077 m
Tinggi <i>Tower</i>	: 6,580 m
<i>Pressure Drop Nozzle</i>	: 3 bar
Daya Pompa	: 0,726 kW
Daya Motor	: 1,21 kW

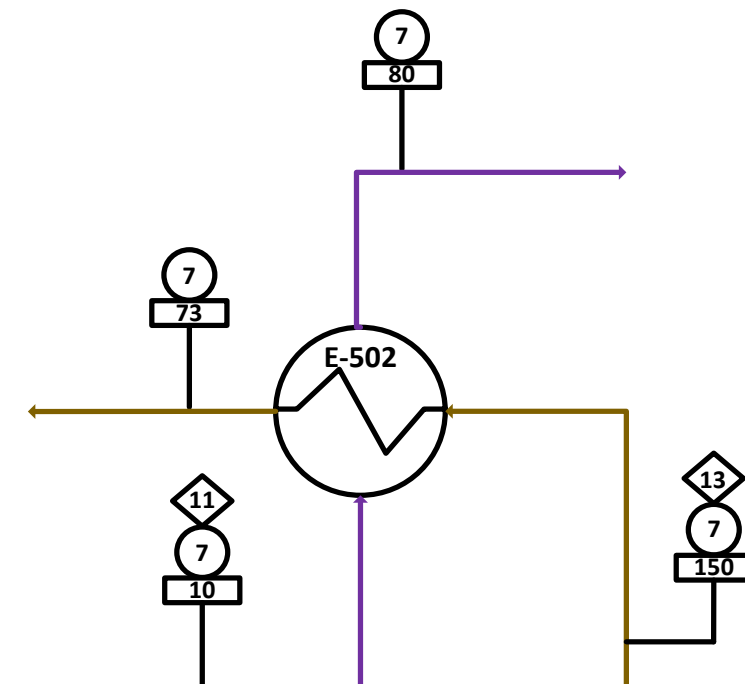
3.6 Flash Separator



Kode	: V-301
Fungsi	: Memisahkan uap HCl dari campuran liquid VCM dan EDC
Tipe	: <i>Vertical Flash Separator</i>

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade 316</i>
Bentuk	: Silinder Vertikal dengan Torispherical Dished Head
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Operasi	:
Laju Alir	: 32.326,204 kg/jam
Suhu	: 10 °C
Tekanan	: 7 atm
Diameter Vessel	: 0,648 m
Tinggi Shell	: 16,577 m
Tinggi Head	: 0,147 m
Tinggi Total	: 18,243 m
Tebal Shell	: 3/16 in
Tebal Head	: 3/8 in
Volume Desain	: 97,276 m ³

3.7 Heat Exchanger



Kode	: E-201
Fungsi	: Pertukaran panas dari <i>bottom product</i> menara distilasi dengan sebagian hasil <i>bottom product</i> flash separator
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Austenitic Stainless Steel 316</i>

Kondisi Operasi :

FLUIDA PANAS

Shell (EDC Recycle)

Laju Alir : 1.828,82 kg/jam

Suhu in (T1) : 140°C

Suhu out (T2) : 73°C

FLUIDA DINGIN

Tube (Campuran EDC-VCM-HCl)

Laju Alir : 21.477,02 kg/jam

Suhu in (t1) : 10°C

Suhu out (t2) : 80°C

Beban Panas (Q) : 35.174,42 kJ/jam

Luas Perpindahan Panas : 46,69 m²

Dimensi Tube :

Panjang Tube : 16 ft = 4,88 m

Outside Diameter (OD) : 0,75 in

BWG : 16

Pass tube : 2

Jumlah Tube : 160 buah

Tube Sheet : *Triangular Pitch* 0,94 in

Dimensi Shell :

Inside Diameter : 15,25 in = 0,387 m

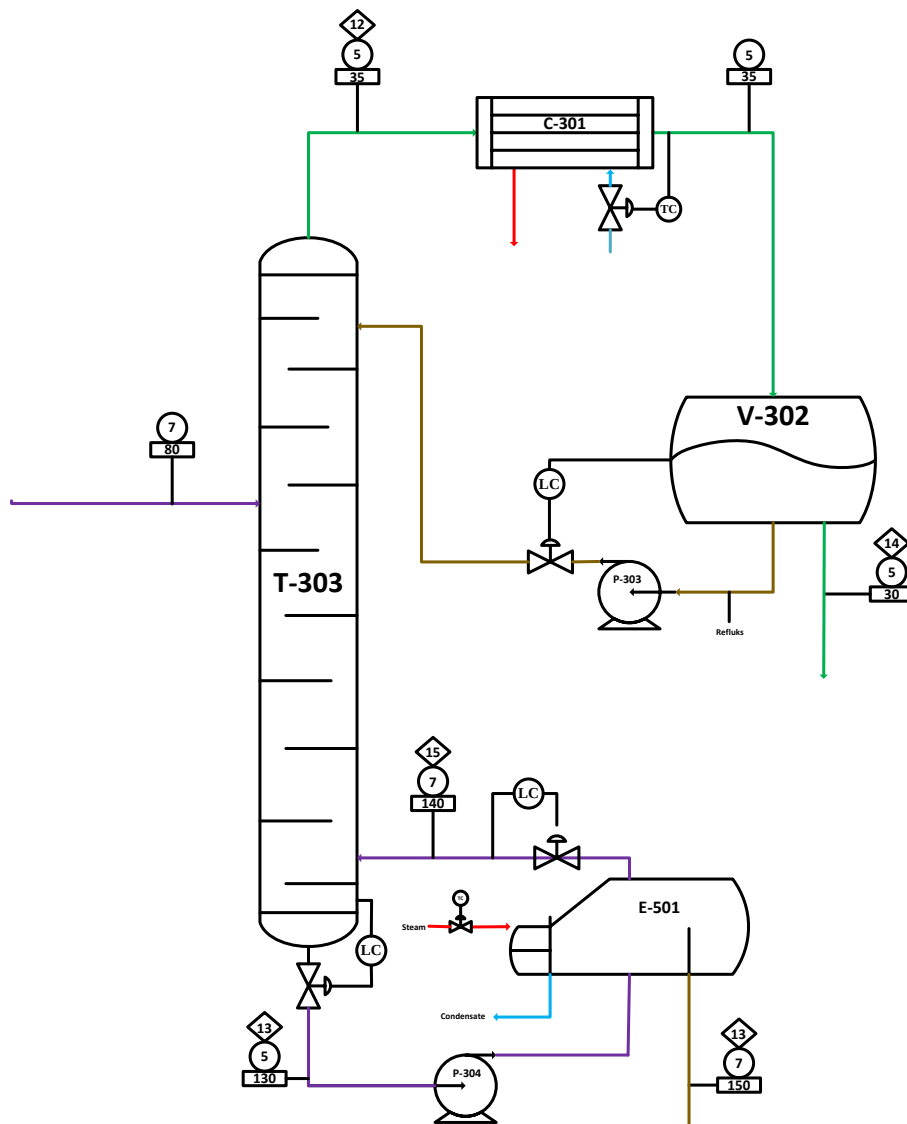
Baffle Space : 6,1 in = 0,155 m

Pass shell : 1

Pressure Drop Tube : 2,564 psi

Pressure Drop Shell : 2,832 psi

3.8 Menara Distilasi



Kode	: T-303
Fungsi	: Memurnikan VCM dari campuran EDC
Tipe	: <i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Austenitic Stainless Steel 316</i>
INPUT	
Laju Alir	: 21.969,890 kg/jam
Suhu	: 80 °C
Tekanan	: 7 atm
OUTPUT	
ALIRAN <i>TOP PRODUCT</i>	
Laju Alir	: 9.356,212 kg/jam

Suhu : 35 °C

Tekanan : 5 atm

ALIRAN BOTTOM PRODUCT

Laju Alir : 10.292,425 kg/jam

Suhu : 130 °C

Tekanan : 5 atm

Refluks Minimum : 1,00

Refluks (R) : 1,60

Jenis Reboiler : *Kettle Reboiler*

Jenis Kondensor : Kondensor Total

Letak *Tray Feed* : Tray ke-10 dari atas

Diameter Menara : 0,9954 m

Diameter *Hole* : 5 mm

Tebal *Tray* : 0,003 m

Tinggi *Weir* : 0,060 m

Panjang *Weir* : 0,60629 m

Tray Spacing : 0,50 m

Jumlah *Tray* Aktual : 16

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal *Head* : 1/8 in

Tinggi Kolom : 8,36927 m

Volume Menara : 4,12129 m³

BAB IV

UTILITAS

Unit pendukung proses atau dikenal dengan unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang keberlangsungan proses produksi pada suatu industri. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperkukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berlangsung dengan baik. Unit utilitas pada pra-rancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* dibagi menjadi beberapa bagian, antara lain:

1. Unit Penyediaan Steam
2. Unit Penyedia Air
3. Unit Pengadaan Listrik
4. Unit Pengadaan Bahan Bakar
5. Unit Laboratorium
6. Unit Pengolahan Limbah

4.1 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan *steam* yang dihasilkan pada setiap alat dapat ditunjukkan pada Tabel 4.1 berikut:

Tabel 4.1 Kebutuhan Steam

Alat	Kebutuhan		
	(kg/jam)	(kg/hari)	(ton/hari)
E-501	3.084,120	74.018,865	74,019
TOTAL	3.084,120	74.018,865	74,019

Steam atau uap air merupakan sarana penting dalam yang digunakan dalam proses produksi. Pabrik VCM menggunakan steam untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat tanki *pretreatment* dan *reboiler*. Jenis *boiler* yang digunakan adalah *water tube boiler* dengan pertimbangan kelebihan dan kekurangan *water tube boiler* ditunjukkan pada Tabel 4.2 berikut.

Tabel 4.2 Kelebihan dan Kekurangan Water Tube Boiler

Kelebihan	Kekurangan
▪ Dapat bekerja dengan tekanan yang tinggi ▪ Berat <i>boiler</i> lebih ringan ▪ Kapasitas lebih besar	▪ Kontruksi <i>boiler</i> yang kompleks sehingga perawatan lebih sulit dilakukan

Kelebihan	Kekurangan
▪ Dapat dioperasikan dengan cepat, sehingga dalam waktu singkat dapat memproduksi <i>steam</i> ▪ Arah sirkulasi air lebih jelas ▪ Lebih mudah untuk dipindahkan dan dibersihkan	▪ Air atau media pemanas harus selalu bersih agar tidak terjadi batu ketel ▪ Perawatan lebih mahal

Steam yang dibutuhkan oleh *water tube boiler* dengan menggunakan *steam* berupa *steam* jenuh (*saturated steam*) pada suhu dan tekanan tertentu sebagai pemanas. Air sebagai umpan *boiler* diambil dari *demin water*. Pada *water tube boiler*, air umpan *boiler* berupa *demin water* mengalir melalui pipa-pipa masuk ke dalam *drum*. Air yang tersirkulasi dipanaskan oleh bahan bakar membentuk *steam* pada daerah *steam* dalam *drum*.

4.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.2.1 Air Industri

Air industri merupakan air yang digunakan untuk berbagai kebutuhan industri secara umum, termasuk sebagai media pendingin pada sistem *cooling water supply*. Sumber air industri berasal dari PT Krakatau Tirta Industri yang terlebih dahulu ditampung dalam *pit* penampungan. Selanjutnya, dilakukan injeksi klorin (*chlorine*) untuk mengendalikan pertumbuhan mikroorganisme yang berpotensi menyebabkan penyumbatan pada pipa. Air dari *pit* penampungan kemudian dipompa menuju *multimedia filter* guna menghilangkan berbagai zat pengotor yang terkandung di dalamnya. Setelah melewati tahap tersebut, air dialirkan ke *carbon filter* yang berfungsi untuk menghilangkan bau, warna, serta senyawa beracun. Air hasil pengolahan dari *carbon filter* dapat dimanfaatkan sebagai air sanitasi dan kemudian disimpan di dalam *storage tank*. Pada interval waktu tertentu, *multimedia filter* dan *carbon filter* diregenerasi untuk mengembalikan efisiensi serta kinerja kedua unit filtrasi tersebut. Adapun unit kontrol yang digunakan di industri ditunjukkan pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3 Unit Kontrol yang Digunakan di Industri

No.	Parameter	Kadar
1.	SiO ₂	52 ppm
2.	<i>Total Suspended Solid</i> (TSS)	1 ppm
3.	pH	6,5 - 9

4.2.2 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk berbagai kebutuhan domestik di lingkungan pabrik, seperti *safety shower*, *eye wash*, kantin, toilet, laboratorium, dan sistem *hydrant*. Sumber air sanitasi berasal dari air industri yang terlebih dahulu ditambahkan *chlorine* dengan konsentrasi sekitar 0,2–0,5 ppm. Air yang diperoleh dari PT Krakatau Tirta Industri ditampung dalam pit penampungan, kemudian dipompa menuju *multimedia filter* untuk menghilangkan padatan tersuspensi sehingga kualitas air menjadi lebih baik. Selanjutnya, air diinjeksi dengan klorin untuk mematikan mikroorganisme yang terkandung di dalamnya. Setelah proses tersebut, air dipompa ke *storage tank* dan digunakan sebagai air sanitasi.

Berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017 mengenai Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan dan Persyaratan Kesehatan Air untuk keperluan sanitasi, standar baku mutu air sanitasi ditetapkan sebagai berikut.

Parameter fisik:

Tabel 4.4 Parameter Fisik Air Sanitasi

No	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu
1	Kekeruhan	NTU	25
2	Warna	TCU	50
3	Zat Padat Terlarut (TDS)	mg/L	1.000
4	Suhu	°C	Suhu udara +- 3
5	Rasa	-	Tidak berasa
6	Bau	-	Tidak berbau

Parameter Biologi:

Tabel 4.5 Parameter Biologi Air Sanitasi

No	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu
1	Total <i>coliform</i>	CFU/100 mL	50
2	<i>E.coli</i>	CFU/100 mL	0

Parameter Kimia:

Tabel 4.6 Parameter Kimia Air Sanitasi

No	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu
1	pH	mg/L	6,5 – 8,5
2	Besi dan Nitrit, sebagai N	mg/L	1
3	Fluorida	mg/L	1,5
4	Kesadahan (CaCO ₃)	mg/L	500
5	Mangan	mg/L	0,5
6	Nitrat, sebagai N	mg/L	10
7	Sianida dan Pestisida Total	mg/L	0,1
8	Deterjen	mg/L	0,05

Perhitungan kebutuhan air sanitasi:

a. Air untuk karyawan kantor

Persyaratan air bersih untuk kebutuhan karyawan berdasarkan Keputusan Menteri Kesehatan No. 1405 Tahun 2002 adalah dengan kapasitas minimal 120 L/hari x orang, maka untuk 111 orang diperlukan air sebanyak:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air} &= \frac{120 \text{ L}}{24 \text{ jam. orang}} \times \text{jumlah karyawan} \times \frac{\text{jam kerja}}{24 \text{ jam}} \\
 &= \frac{120 \text{ L}}{24 \text{ jam. orang}} \times 111 \times \frac{8 \text{ jam}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 185 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

b. Air untuk laboratorium serta taman

$$\begin{aligned}
 \text{Air untuk Laboratorium} &= 20\% \times \text{Air kebutuhan karyawan} \\
 &= 20\% \times 185 \text{ L/jam} \\
 &= 37 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

c. Air untuk kebakaran dan cadangan

$$\begin{aligned}
 \text{Air untuk kebakaran dan cadangan} &= 140\% \times (218 + 37) \text{ L/jam} \\
 &= 310,8 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

4.2.3 Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan bersumber dari air industri, yang kemudian dialirkan menuju *cooling tower*, kemudian akan disimpan dalam tangki penampungan air pendingin. Dalam menyimpan kebutuhan air pendingin, perlu diperhatikan hal-hal seperti kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak, serta air pendingin tidak mengandung mikroorganisme yang dapat mengganggu dan mengkontaminasi proses produksi dalam industri.

Sistem pendingin yang digunakan adalah sistem tertutup atau recirculation, di mana air dipasok secara kontinyu dari penampungan *cooling tower* kemudian air akan dipompa dan dialirkan menuju unit produksi. Keluaran dari unit produksi akan masuk dalam penampung air panas. Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Kebutuhan Air Pendingin Proses

Kode	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
E-201	<i>Heat Exchanger 1</i>	17.399,19
E-202	<i>Heat Exchanger 2</i>	503,40
C-301	Kondensor Menara Distilasi	32,03
Total		17.934,62

$$\text{Kebutuhan Air Pendingin} = 17.934,62 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times \frac{1\text{m}^3}{996} \text{ kg}$$

$$\text{Kebutuhan Air Pendingin} = 432,16 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air make up yang hilang} = 10\%$$

$$\text{Blowdown (10 \%)}$$

$$\text{Total Kebutuhan air Pendingin} = 120 \% \times \text{Kebutuhan Air Pendingin}$$

$$\text{Total Kebutuhan air Pendingin} = 120 \% \times 432,16 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Total Kebutuhan air Pendingin} = 518,60 \text{ m}^3/\text{hari}$$

4.2.4 Air Demineralisasi

Air demin merupakan air yang dibuat dengan cara menghilangkan kandungan mineral melalui proses demineralisasi. Proses demineralisasi dilakukan dengan penyerapan kandungan ion-ion mineral di dalam air menggunakan resin *ion exchanger*. Air hasil demineralisasi akan digunakan sebagai kebutuhan air proses, *steam generator* atau air umpan *boiler*. Oleh karena itu, kandungan mineral dalam air harus dihilangkan dengan tujuan untuk menjaga mesin produksi yang sebagian

besar akan rusak atau korosif akibat adanya mineral yang terakumulasi dalam air yang digunakan. Syarat dari air demineralisasi harus memenuhi persyaratan yang dapat dilihat pada Tabel 4.8

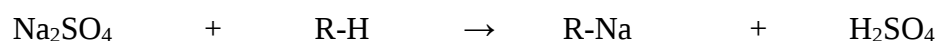
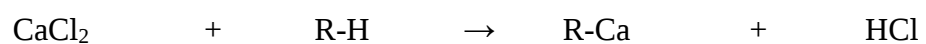
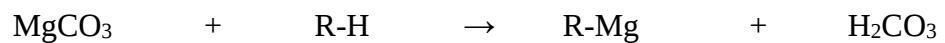
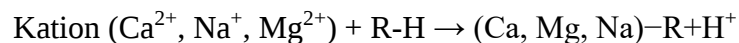
Tabel 4.8 Syarat Air Demineralisasi

No	Parameter	Kadar
1	SiO ₂	1,5 ppm
2	Conductivity	5 mikron
3	pH	6,5 – 9
4	Dissolved Oxygen	Max 1 ppm

Air industri dari tangki penyimpanan dipompa masuk ke dalam *ion exchanger*. *Ion exchanger* ini terdiri dari tiga bagian di antaranya adalah *cation exchanger*, *degasifier* dan *anion exchanger*.

1. Cation Exchanger

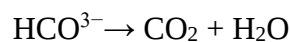
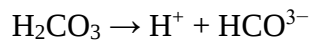
Pada unit *cation exchanger* terjadi proses pertukaran ion positif yang terkandung dalam air baku dengan ion hidrogen (H⁺) yang berasal dari resin penukar kation. Ion-ion positif seperti kalsium (Ca²⁺), magnesium (Mg²⁺), dan natrium (Na⁺) akan ditangkap oleh resin, sedangkan ion H⁺ dilepaskan ke dalam air. Ion H⁺ yang terbentuk kemudian akan berikatan dengan anion yang masih terdapat di dalam air sehingga membentuk asam bebas (*free mineral acid*). Proses ini berlangsung pada tekanan operasi sekitar 6 kg/cm²G dan temperatur 30 °C. Reaksi pertukaran ion positif yang terjadi di dalam *cation exchanger* adalah sebagai berikut.



2. Degasifier

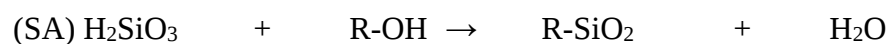
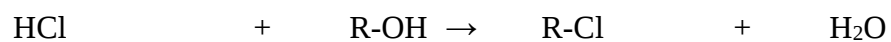
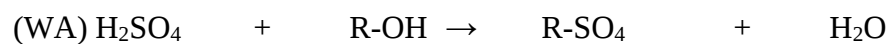
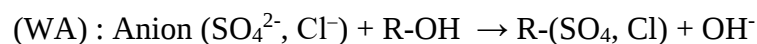
Air keluaran dari *cation exchanger* selanjutnya dialirkan menuju *degasifier* untuk menghilangkan gas-gas terlarut, terutama karbon dioksida (CO₂) dan oksigen (O₂). Karbon dioksida terbentuk dari penguraian asam karbonat (H₂CO₃) yang dihasilkan selama proses pertukaran ion pada *cation*

exchanger. Keberadaan CO₂ dan O₂ dapat menyebabkan korosi pada peralatan, sehingga perlu dihilangkan sebelum air diproses lebih lanjut. Di dalam *degasifier*, air disemprotkan ke dalam kolom dan dikontakkan dengan aliran udara sehingga CO₂ dan O₂ terlepas dari fase cair. Operasi berlangsung pada tekanan mendekati atmosfer hingga tekanan vakum sekitar 760 mmHg. Air hasil degasifikasi kemudian dialirkan ke unit *anion exchanger*. Reaksi yang terjadi pada proses degasifikasi adalah:



3. *Anion Exchanger*

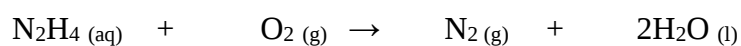
Air yang keluar dari *degasifier* kemudian dialirkan menuju *anion exchanger* untuk menghilangkan ion-ion negatif (anion) yang masih tersisa dalam air. Unit ini menggunakan resin penukar anion yang mampu menangkap ion klorida (Cl⁻), sulfat (SO₄²⁻), dan silika (SiO₂). Resin akan melepaskan ion hidroksida (OH⁻) yang selanjutnya bereaksi dengan ion H⁺ membentuk air. Pada unit ini digunakan dua jenis resin, yaitu *weak anion resin* (WA) untuk menyerap anion kuat seperti Cl⁻ dan SO₄²⁻, serta *strong anion resin* (SA) yang berfungsi untuk menghilangkan silika. Reaksi yang terjadi pada proses *anion exchanger* adalah sebagai berikut.



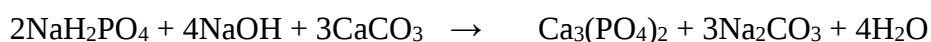
Air yang keluar dari unit *anion exchanger* memiliki kandungan ion yang sangat rendah dan selanjutnya ditampung dalam *storage tank* sebagai air demineralisasi (*demineralized water*) untuk memenuhi kebutuhan proses maupun umpan *boiler*.

4.2.5 Air Umpan Bahan Baku *Boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang berfungsi untuk menghasilkan *steam* sebagai keberlangsungan proses yang diperoleh dari air demineraslisasi yang telah ditambahkan hidrazin untuk mengikat oksigen dan natrium dihidrogen fosfat untuk menstabilkan pH dan membuatnya menjadi lebih basa. Reaksi yang terjadi ketika ditambahkan hidrazin adalah sebagai berikut.



Reaksi yang terjadi ketika ditambahkan natrium dihidrogen



Air yang akan diumpankan ke dalam *boiler* haruslah memenuhi spesifikasi tertentu. Jika tidak memenuhi spesifikasi tersebut, maka dapat terjadi kesalahan yang akan berakibat membahayakan alat pada unit proses. Parameter yang harus dipenuhi untuk air umpan *boiler* adalah sebagai berikut.

Tabel 4.9 Parameter Air Umpan *Boiler*

Paremeter	Satuan	Persyaratan Maksimum
pH (pada 25 °C)	-	7 – 9
Kesadahan	ppm as CaCO ₃	Max 1
Silica	ppm as SiO ₂	Max 0,5
Lemak dan Minyak	mg/L	0
Oksigen Terlarut	mg/L	0
Ion klorida (Cl ⁻)	mg/L	Max 600
Ion Fosfat (PO ₄ ³⁻)	mg/L	20 – 40
Ion Sulfat (SO ₄ ²⁻)	mg/L	10 - 50
Hidrazin	mg/L	0,1 - 10

Kebutuhan air yang digunakan untuk air umpan boiler adalah sebagai berikut.

Tabel 4.10 Kebutuhan Air untuk Air Umpan *Boiler*

Kode	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
E-501	Kondensor Menara Distilasi	3.084,12
Total		3.084,12

4.3 Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk memenuhi kebutuhan *instrument air* dan *plant air* di seluruh area pabrik. *Instrument air* digunakan untuk mengoperasikan *control valve*, *pneumatic actuator*, dan instrumen proses lainnya, sedangkan *plant air* digunakan untuk pekerjaan pembersihan peralatan, *maintenance* serta kebutuhan utilitas umum. Kebutuhan *instrument air* direncanakan sebesar 1.200 Nm³/jam pada tekanan 4,5 kg/cm², sedangkan kebutuhan *plant air* sebesar 800 Nm³/jam pada tekanan 3,5 kg/cm². Dengan demikian total kebutuhan udara tekan pabrik adalah 2.000 Nm³/jam.

Udara bebas terlebih dahulu disaring menggunakan air filter untuk menghilangkan debu dan partikel padat. Selanjutnya udara dikeringkan menggunakan *air dryer* yang berisi *silica gel* sehingga diperoleh udara kering yang memenuhi spesifikasi instrument air. Udara yang telah dikeringkan kemudian ditampung pada *air receiver* sebelum didistribusikan ke seluruh area pabrik. Sistem udara tekan disuplai oleh dua unit kompresor dengan kapasitas masing-masing 2.000 Nm³/jam dan kebutuhan daya sekitar 150 kW, dengan konfigurasi 1 unit operasi dan 1 unit cadangan (*standby*) untuk menjamin kontinuitas operasi pabrik.

4.4 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik yang akan digunakan pada pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) ini diperoleh dari beberapa sumber, yaitu suplai dari penyedia listrik. PLTGU (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap Cilegon), serta Pembangkit Tenaga Listrik Sendiri (*Generator Set*) sebanyak 50% dari total kebutuhan listrik Industri. Generator yang digunakan merupakan generator arus bolak-balik (AC) 3 fase dengan pertimbangan:

- Daya lebih besar
- Tenaga listrik lebih stabil
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor 3 fase relatif lebih ekonomis dan sederhana

4.4.1 Listrik Untuk Proses

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses Industri dapat dilihat pada Tabel 4.11.

Tabel 4. 11 Kebutuhan Listrik untuk Proses Industri

Kode Alat	Jumlah	<i>Power</i>		<i>Jumlah Power</i>	
		(HP)	(kW)	(HP)	(kW)
P-101	1	5,97	4,46	5,97	4,46
P-102	1	5,97	4,46	5,97	4,46
P-301	1	5,97	4,46	5,97	4,46
P-302	1	0,97	0,73	0,97	0,73
P-303	1	5,97	4,46	5,97	4,46
P-304	1	5,97	4,46	5,97	4,46
P-401	1	5,97	4,46	5,97	4,46
C-101	1	250,00	186,50	250,00	186,50
T-201	1	1,30	0,97	1,30	0,97
T-201	1	1,62	1,21	1,62	1,21

MX-101	1	125,00	93,25	125,00	93,25
TOTAL				414,74	309.40

4.4.2 Listrik Untuk Utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas Industri dapat dilihat pada Tabel 4.12.

Tabel 4.12 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas Industri

Alat	Jumlah	Power		Jumlah Power	
		(HP)	(kW)	(HP)	(kW)
<i>Cooling Water Pump</i>	3	25	18.65	75	55,95
Pompa Sanitasi	3	10	7.46	30	22,38
Pompa <i>Hydrant</i>	5	10	7.7060308	51.649	38,53015
Pompa Umpan <i>Boiler</i>	3	20	14.92	60	44,76
Pompa Air Proses	3	15	11.19	45	33,57
Kompresor Udara	3	50	37.3	150	111,9
TOTAL				411,65	307,09

4.4.3 Listrik Untuk Penerangan

Perkiraan besar tenaga Listrik yang diperkukan untuk penerangan pabrik dapat ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan konsep *Luminous Efficacy*, yaitu tenaga radiasi cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam bentuk lumen. Kebutuhan penerangan per luas area dapat ditentukan menggunakan rumus sebagai berikut:

$$Lumen = Area \times Lux$$

Di mana:

Area = Luas area yang membutuhkan pencahayaan (m²)

Lux = Kebutuhan energi cahaya per satuan luas (lumen/m²)

Besarnya Lux lampu nilainya bergantung pada luas area yang akan diberikan penerangan. Pada perencanaan ini, digunakan nilai lux standar berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan RI No. 70 Tahun 2016 tentang Standar dan Persyaratan Kesehatan Lingkungan Kerja Industri. Kebutuhan Lumen pada pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) dapat dilihat pada Tabel 4.13

Tabel 4.13 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Penerangan Pabrik

No	Bangunan <i>Indoor</i>	Luas (m ²)	Lux	Lumen
1	Pos keamanan	25	200	5.000
2	Gedung kantor utama	2.500	200	500.000
3	Kantor K3	300	200	60.000
4	Mess	600	200	120.000
5	Poliklinik	100	200	20.000
6	Kantin	150	200	30.000
7	Koperasi	60	200	12.000
8	Laboratorium	600	200	120.000
9	Gudang Bahan baku	500	200	100.000
10	Bengkel	300	200	60.000
11	Masjid	500	200	100.000
12	Aula	1.200	200	240.000
13	Ruang kontrol	400	200	80.000
14	Pemadam kebakaran	200	200	40.000
Jumlah		7.435		1.487.000
Bangunan <i>Outdoor</i>				
15	Unit Proses	9.000	300	2.700.000
16	Unit utilitas	2.000	200	400.000
17	Tank farm	2.500	50	125.000
18	IPAL	800	50	40.000
19	Parkir area	1.000	50	50.000
20	Jalan dan taman	4.000	20	80.000
21	Perluasan area	2.000	50	100.000
22	Power station	500	200	100.000
23	Titik kumpul (<i>Assembly</i>)	700	50	35.000
Jumlah		22.500		3.595.000

Pada ruangan *Indoor*, direncanakan menggunakan jenis lampu *Light-emitting diode* (LED) Philips *Downlight Meson Recessed*. Di mana tiap lampu lumennya sebesar 1.900 lumen (Philips.co.id). Sehingga dapat dihitung jumlah lampu yang digunakan dan total daya penerangan lampu sebagai berikut:

Jumlah lumen di dalam ruangan = 1.487.000 lumen

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah lampu yang digunakan} &= (1.487.000)/1.900 \\
&= 783 \text{ lampu} \\
\text{Total daya penerangan untuk ruangan } indoor &= 24 \text{ Watt/lampu} \times 783 \\
&= 18.8 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Sementara itu, untuk area *outdoor*, penerangan direncanakan menggunakan lampu LED 100 Watt merk Philips *SmartBright LED Floodlight*, di mana tiap lampu besar lumennya sebesar 10.000 lumen (Philips.co.id). Sehingga dapat dihitung jumlah lampu yang digunakan dan total daya penerangan lampu sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah lumen di luar ruangan} &= 3.595.000 \text{ lumen} \\
\text{Jumlah lampu yang digunakan} &= (3.595.000)/10.000 \\
&= 360 \text{ lampu} \\
\text{Total daya penerangan untuk ruangan } outdoor &= 100 \text{ Watt/lampu} \times 360 \\
&= 36 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Maka total kebutuhan listrik untuk penerangan yaitu:

$$\begin{aligned}
\text{Total kebutuhan listrik untuk penerangan} &= \text{Daya } indoor + \text{Daya } outdoor = (18.8 + \\
&36) \text{ kW} = 54.8 \text{ kW}.
\end{aligned}$$

4.4.4 Listrik Untuk AC

Kebutuhan listrik untuk pendingin ruangan (AC) terlebih dahulu menghitung jumlah luas ruangan yang memerlukan AC. Di mana jumlah luas ruangan yang memerlukan AC ditunjukkan pada Tabel 4.14

Tabel 4.14 Area Bangunan yang memakai AC

Bangunan	Luas (m ²)
Kantor utama	2.500
Kantor HSE/K3	300
Poliklinik	100
Koperasi	60
Lab	600
Ruang kontrol	400
Aula	1.000
Jumlah	4.960

Menghitung jumlah total daya yang diperlukan untuk keperluan AC. Merk AC yang dipilih adalah 2 PK TURBOCOOL *Air Conditioner Standard* dengan daya sebesar 1.617 Watt (LG.com). 1 unit AC digunakan untuk ruangan berukuran 49 m². Sehingga jumlah Unit AC yang diperlukan adalah:

Jumlah AC = Jumlah luas ruangan yang memerlukan AC/49 m²

Jumlah AC = 4.960/49 m² = 101 Unit AC

Daya listrik untuk keperluan AC = 1.617 Watt x 101 Unit
= 163,317 kW

4.4.5 Listrik Untuk Peralatan Kantor

Penggunaan listrik untuk keperluan peralatan kantor seperti komputer, server komputer, alat komputer untuk DCS di SSR diasumsikan total daya yang digunakan adalah sebesar 15kW.

4.4.6 Listrik Untuk Pengolahan Limbah

Direncanakan Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) ini memerlukan listrik untuk pengolahan limbah diperkirakan sebesar 20 kW.

4.4.7 Listrik untuk Bengkel dan Laboratorium

Direncanakan Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) ini memerlukan listrik untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan sebesar 40 kW.

4.4.8 Total Kebutuhan Listrik Industri

Kebutuhan listrik total yang diperlukan di pabrik VCM ini dapat dilihat pada Tabel berikut.

Tabel 4.15 Kebutuhan listrik total yang diperlukan Industri

Unit	Daya (kW)
Proses	309,40
Utilitas	307,09
Penerangan	54,79
AC gedung	163,32
Laboratorium dan Bengkel	40,23
Kantor dan Administrasi	15,00
Pengolahan limbah	20,12
TOTAL	909,94
Faktor keamanan 10%	1.000,84

4.4.9 Perancangan Generator Listrik

Pada pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM), generator akan digunakan untuk menyuplai sebesar 50% dari total kebutuhan listrik selain dari PLN, terutama jika suplai listrik dari PLN sedang mengalami gangguan. Generator yang digunakan memiliki efisiensi 80%.

$$\begin{aligned}\text{Input generator} &= 579 \text{ kW}/80\% \\ &= 724 \text{ kW}\end{aligned}$$

Ditetapkan input generator sebesar 1.000 kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia sebesar $= 1.000 \text{ kW} - 724 \text{ kW} = 276 \text{ kW}$

Spesifikasi Generator:

Tipe	: AC Generator
Kapasitas	: 1.000 kW
Tegangan	: 220/380 Volt
Frekuensi	: 50 Hz
Efisiensi	: 80%
Fasa	: 3 Fasa
Jumlah	: 1 unit
Bahan Bakar	: Natural Gas

Kebutuhan Bahan Bakar untuk generator:

Bahan bakar yang digunakan untuk mengoperasikan generator adalah gas alam (*natural gas*). Data yang digunakan dalam perhitungan kebutuhan bahan bakar adalah sebagai berikut:

<i>Lower Heating Value</i> (LHV)	: 51.639,22 kJ/kg
Densitas Natural Gas	: 0,7048 kg/m ³
Kapasitas Input	: 3.126.938 kJ/jam
Efisiensi Generator	: 80%

4.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar berfungsi untuk memenuhi kebutuhan energi pada *boiler*, *generator*, dan *furnace* yang digunakan dalam proses produksi. Bahan bakar yang dipilih adalah natural gas karena memiliki nilai kalor yang tinggi, pembakaran yang lebih bersih, serta lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar cair.

1. Kebutuhan Bahan Bakar *Boiler*

Boiler digunakan untuk menghasilkan steam yang diperlukan sebagai media pemanas dalam proses. Steam yang dihasilkan memiliki temperatur sebesar 168°C pada tekanan 7,5 atm. Air umpan *boiler* masuk pada temperatur 30°C dengan kebutuhan *steam* sebesar 408,62 kg/hari atau 17,03 kg/jam. Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan temperatur air dari 30°C hingga mencapai kondisi jenuh dihitung sebagai panas sensibel sebesar:

Panas sensibel yang dibutuhkan untuk menaikkan temperatur air dari 30°C hingga temperatur operasi adalah sebesar 79,40 kJ/jam. Sedangkan panas laten yang diperlukan untuk mengubah air menjadi steam adalah sebesar 36.222,64 kJ/jam. Dengan demikian, total kebutuhan panas boiler adalah:

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}}$$

$$Q_{\text{total}} = 79,40 + 36.222,64 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{total}} = 36.302,05 \text{ kJ/jam}$$

Natural gas yang digunakan memiliki nilai kalor bawah (LHV) sebesar 51.639,22 kJ/kg. Dengan efisiensi boiler sebesar 80%, kebutuhan bahan bakar dihitung menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned} m_{\text{Bahan bakar}} &= Q / (\eta \times \text{LHV}) \\ &= 36.302,05 \text{ kJ/jam} / (0,8 \times 51.639,22 \text{ kJ/kg}) \\ &= 0,927 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Bahan Bakar *Generator*

Generator digunakan sebagai sumber listrik cadangan apabila terjadi gangguan pasokan listrik dari PLN. Kapasitas generator yang digunakan sebesar 579,06 kW dengan efisiensi operasi 80%.

Kebutuhan energi generator adalah:

$$\begin{aligned} Q &= 579,06 \text{ kW} \times 3600 \\ &= 2.084.625,17 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan natural gas dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} m_{\text{natural gas}} &= Q / (\eta \times \text{LHV}) \\ &= 2.084.625,17 \text{ kJ/jam} / (0,8 \times 51.639,22 \text{ kJ/kg}) \\ &= 50,46 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dengan densitas natural gas sebesar 0,7048 kg/m³, kebutuhannya adalah:

$$\begin{aligned} V_{\text{natural gas}} &= m / \rho \\ &= 50,46 / 0,7048 \end{aligned}$$

$$= 71,60 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Kebutuhan Bahan Bakar *Furnace*

Furnace digunakan untuk menyediakan panas pada proses reaksi. Kebutuhan panas *furnace* sebesar 19.587,62 kJ/jam. Dengan efisiensi *furnace* sebesar 80%, kebutuhan bahan bakar dihitung menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned} m \text{ bahan bakar} &= Q / (\eta \times \text{LHV}) \\ &= 19.587,62 / (0,8 \times 51.639,22) \\ &= 0,474 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Total Kebutuhan Bahan Bakar

Total kebutuhan natural gas diperoleh dari penjumlahan kebutuhan bahan bakar boiler, generator, dan *furnace*.

$$\begin{aligned} m \text{ total} &= m \text{ boiler} + m \text{ generator} + m \text{ furnace} \\ &= 0,927 + 50,461 + 0,474 \\ &= 51,863 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dengan demikian, total kebutuhan natural gas untuk boiler, generator, dan *furnace* adalah 51,86 kg/jam.

4.6 Unit Laboratorium

Laboratorium merupakan salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi serta menjaga mutu produk. Selain itu, laboratorium juga berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan. Kegiatan laboratorium mencakup pemeriksaan bahan baku, pengawasan proses produksi, serta pengujian hasil produksi. Kegiatan tersebut dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas maupun mutu produk perusahaan. Analisis yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisis bahan baku, analisis proses, serta analisis kualitas produk. Selain itu, laboratorium juga berperan dalam penelitian dan pengembangan guna mendukung kemajuan pabrik dan meningkatkan daya saing perusahaan. Adapun tugas laboratorium meliputi:

1. Menganalisis bahan baku yang akan digunakan.
2. Menganalisis dan meneliti produk yang dipasarkan.
3. Melakukan percobaan yang berkaitan dengan proses produksi.
4. Memeriksa kadar zat-zat yang berpotensi menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik.
5. Melaksanakan penelitian dan pengembangan.

Laboratorium beroperasi selama 24 jam setiap hari yang dibagi ke dalam kelompok kerja *shift* dan *non-shift*.

a. Kelompok *non-Shift*

Kelompok *non-shift* memiliki tugas untuk melakukan analisis khusus, yaitu analisis yang sifatnya tidak rutin serta menyiapkan reagen kimia yang diperlukan oleh laboratorium dalam rangka mendukung kelancaran pekerjaan kelompok *shift*. Kelompok ini memiliki tugas sebagai berikut:

- Melakukan penelitian atau percobaan untuk mendukung kelancaran produksi.
- Menyediakan reagen kimia untuk kebutuhan analisis laboratorium.
- Melakukan analisis terhadap bahan buangan penyebab polusi.

b. Kelompok *Shift*

Kelompok *shift* bertugas melakukan pemantauan serta analisis rutin terhadap proses produksi. Dalam menjalankan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem kerja bergilir, yaitu bekerja selama 24 jam dengan masing-masing *shift* berlangsung selama 8 jam.

4.6.1 Program Kerja Laboratorium

Laboratorium pada pabrik VCM bertugas melaksanakan pengawasan terhadap proses produksi mulai dari bahan baku hingga produk akhir agar diperoleh produk dengan mutu yang baik dan seragam serta memenuhi persyaratan yang ditetapkan oleh SNI. Sarana yang tersedia pada pabrik pembuatan *Vinyl Chloride Monomer* adalah laboratorium pengujian produksi yang terdiri atas:

1. Laboratorium Pengamatan

Laboratorium ini bertugas melakukan analisis fisika terhadap seluruh sistem yang berasal dari proses produksi maupun hasil pengeluaran. Laboratorium pengamatan menerbitkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Dengan demikian, pengamatan dilakukan terhadap bahan baku maupun produk akhir.

2. Laboratorium Analisa

Secara umum, program kerja laboratorium analisa adalah melakukan analisis terhadap bahan baku, produk, dan proses sebagaimana ditunjukkan pada Tabel berikut.

Tabel 4.16 Program Kerja Laboratorium Analisa

Analisa	Analisa Meliputi
Bahan Baku EDC	Sifat Fisik: - Warna, kenampakan - Viskositas - Kadar air - Kadar Kotoran Sifat Kimia: - Komposisi dalam bahan baku (EDC, HCl, NaOH dan Fe)
Produk VCM dan HCl	Sifat Fisik: - Densitas - Warna, kenampakan - Viskositas Sifat Kimia: - Komposisi dalam produk (Kadar VCM, HCl, Air, Fe, Asetilen, Butadiene, <i>Methyl Chloride</i>, inhibitor).
Process dan Utilitas	
- Air Pendingin	pH, jumlah klorida, sulfat, alkali, kesadahan, kalsium, silika.
- Air Demineralisasi	pH, jumlah klorida, sulfat, alkali, kesadahan, kalsium, silika.
- Air Umpan Boiler	pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO_3 , SO_3 , PO_4 , SiO_2 .
- Air Sanitasi	pH, temperatur, kebasaan, zat padat terlarut, kekeruhan, kadar Cl, Bakteri, kadar Fe, Nitrit dan Nitrat.
- Air Industri	Analisa pH, kekeruhan dan kadar Cl.

3. Laboratorium Penguji Limbah

Laboratorium penguji limbah dibagi menjadi dua, yaitu limbah padat dan limbah cair.

- a. Limbah Cair: Menguji pH, zat padat terlarut, kadar BOD, serta padatan tersuspensi.
- b. Limbah Padat: Menguji komposisi yang terdapat dalam limbah padat.
- c. Limbah Gas: Melakukan pengujian terhadap parameter pencemar udara yang terdapat pada gas buang proses, seperti kadar HCl, VCM, partikulat, serta parameter lainnya sesuai dengan baku mutu emisi yang berlaku. Pengujian juga meliputi analisis pH kondensat, konsentrasi gas pencemar, dan efisiensi unit pengendalian emisi untuk memastikan gas buang yang dilepaskan ke lingkungan memenuhi persyaratan lingkungan yang ditetapkan.

4.6.2 Alat Utama Laboratorium

Peralatan analisis utama yang digunakan untuk analisis bahan baku, analisis fisik, analisis penelitian, dan utilitas antara lain:

- *Water content tester* untuk menganalisis kandungan air serta kandungan kimia dalam bahan pengotor lainnya.
- pH meter untuk mengukur nilai pH (menentukan tingkat keasaman dan kebasaan air).
- *Gas chromatography* untuk menganalisis kemurnian produk.
- *High Performance Liquid Chromatography* (HPLC) untuk menganalisis kandungan senyawa dalam suatu material.
- Viskometer untuk mengukur viskositas cairan atau *slurry*.
- *Conductivity meter* untuk menganalisis konduktivitas pada air.

4.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) terdiri atas limbah cair, limbah padat, dan limbah gas. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut harus diolah terlebih dahulu agar tidak menimbulkan pencemaran dan memenuhi baku mutu lingkungan yang telah ditetapkan. Oleh karena itu, pabrik dilengkapi dengan unit pengolahan limbah yang dirancang untuk mengurangi kandungan pencemar hingga berada di bawah batas yang diizinkan. Limbah *Vinyl Chloride Monomer* yang dibuang ke

lingkungan harus memenuhi baku mutu limbah yang ditetapkan oleh pemerintah, menurut Keputusan Menteri Lingkungan Hidup tentang baku mutu limbah untuk kegiatan industri PVC. Sementara itu, menurut PerMen LH No. 10 Tahun 2006 tentang baku mutu air limbah bagi usaha dan atau kegiatan Industri *Vinyl Chloride Monomer* dan *Poly Vinyl Chloride* tanggal 23 Oktober 1995 dapat dilihat pada Tabel berikut.

Tabel 4.17 Baku Mutu Air Limbah Bagi Usaha dan atau Kegiatan Industri

Parameter	VCM		PVC		VCM dan PVC	
	Kadar Maks. (mg/L)	Beban Pencemar Maks. (g/ton produk)	Kadar Maks. (mg/L)	Beban Pencemar Maks. (g/ton produk)	Kadar Maks. (mg/L)	Beban Pencemar Maks. (g/ton produk)
BOD	100	700	75	202,5	93	902,5
COD	250	1.750	150	405	222	2.155
TSS	100	700	100	270	100	970
TDS	(-)	(-)	(*)	(*)	(*)	(*)
Tembaga	2	14	(-)	(-)	0,2	14
Klorin Bebas (Cl ₂)	1	7	(-)	(-)	0,1	7
pH	6,0 – 9,0		6,0 – 9,0		6,0 – 9,0	
Volume air Limbah maksimum	7 m ³ /ton produk		2,7 m ³ /ton produk		7 m ³ /ton produk VCM dan 2,7 m ³ /ton produk PVC	

Keterangan:

(*) Artinya TDS dalam air limbah tidak boleh lebih besar dari TDS sumber air tempat pembuangan.

(-) Airnya tidak dipersyaratkan.

4.7.1 Limbah Cair

Pada pabrik *vinyl chloride monomer* dihasilkan limbah cair yang berasal dari berbagai sumber. Sumber limbah cair pada pabrik *vinyl chloride monomer* meliputi air sisa proses dan sanitasi yang mengandung senyawa organik. Senyawa organik tersebut dapat berupa senyawa beracun yang mengandung mikroorganisme

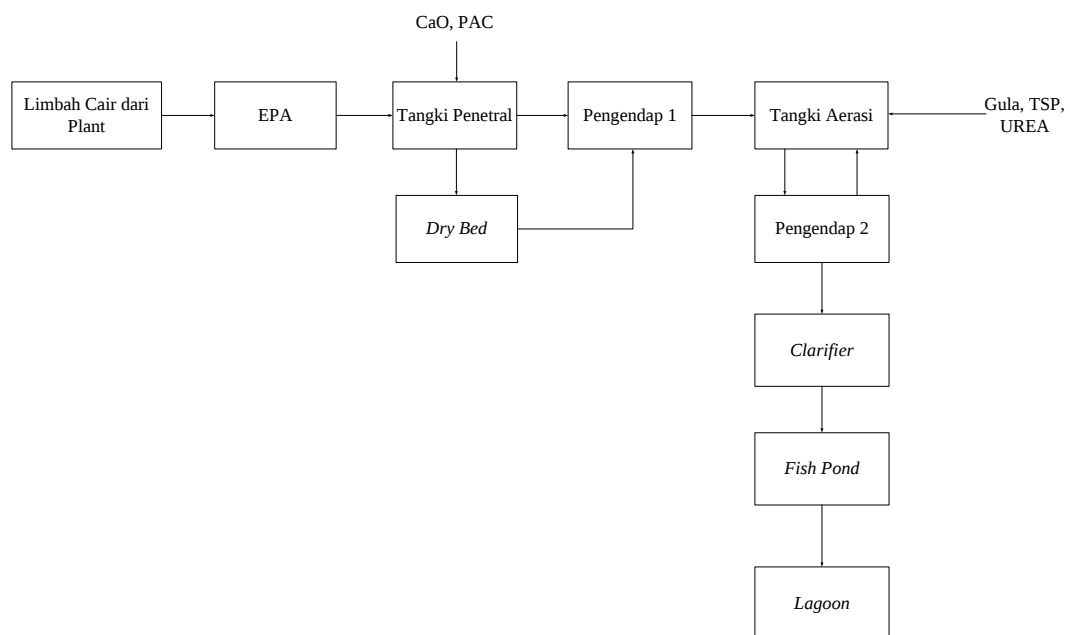
seperti bakteri, virus, protozoa, serta organisme-organisme lainnya yang berasal dari aktivitas industri pengolahan air limbah (IPAL).

Limbah cair yang berasal dari plant diolah terlebih dahulu pada suatu tempat pengolahan limbah, yaitu unit *Water Waste Treatment Plant* (WWTP). Di dalam unit WWTP terdapat beberapa tahapan proses pengolahan. Proses pengolahan limbah pada WWTP diawali dengan mengalirkan limbah cair dari plant menuju *equalizer pond*. Bak *equalizer* berfungsi sebagai tempat penampungan sementara sebelum limbah dialirkan ke tangki penetral. Aliran limbah dari bak *equalizer* menuju tangki penetral dilakukan terlebih dahulu melalui tangki penetral untuk penambahan *suspense kapur* (CaO) sebanyak 3 kg dan *poly aluminium chloride* (PAC) sebanyak 1 L. Penambahan kapur bertujuan untuk mengontrol pH limbah agar tidak terlalu asam, sedangkan PAC berfungsi sebagai koagulan untuk menjernihkan limbah cair. Selanjutnya, pada tangki produk dilakukan agitasi yang bertujuan membentuk flok sehingga mempercepat proses koagulasi dan flokulasi. Setelah itu, limbah dari tangki produk dialirkan menuju tangki pengendap I dan diendapkan dengan bantuan gaya gravitasi pada kondisi aliran *dry bed*. Tangki pengendap I ini berfungsi sebagai penampung awal limbah dari bak penetral sebelum memasuki tahap berikutnya.

Limbah dari tangki pengendap I yang berupa air kemudian dialirkan menuju unit aerasi yang berfungsi sebagai proses pengolahan secara aerob. Pada bak aerasi ditambahkan bakteri aerob serta disuplai oksigen menggunakan *blower*. Penambahan bakteri dilakukan untuk menurunkan kandungan pengotor yang terdapat di dalam limbah secara biologis. Bakteri yang digunakan memiliki kemampuan menguraikan senyawa organik sehingga dapat memecah berbagai jenis pengotor organik yang terdapat dalam limbah. Di dalam bak aerasi juga ditambahkan 1,5 kg urea, 1,2 kg urea, dan 1,2 kg *trinatrium fosfat* (TSP) sebagai nutrisi bagi bakteri. Bakteri yang mengendap di bagian bawah akan dialirkan kembali menuju bak aerasi, sedangkan aliran limbah cair diteruskan ke *clarifier*. Fungsi *clarifier* adalah menyaring sejumlah kecil partikel-partikel halus yang masih tersisa sehingga menghasilkan limbah yang lebih jernih dan bebas dari partikel *solid* atau *suspense* maupun bakteri yang masih terbawa.

Partikel-partikel padatan yang mengendap pada bagian bawah *clarifier* akan dipindahkan menuju unit *drying bed*. Pada unit ini terdapat sistem filtrasi yang

digunakan untuk memisahkan kandungan air dari endapan lumpur. Air hasil filtrasi kemudian dialirkan kembali ke dalam *lagoon* menggunakan vakum agar terjadi proses pemurnian secara biologis sesuai dengan tingkat pengolahan yang ditetapkan. Jika air limbah masih memiliki nilai COD yang tinggi, maka aliran akan dikembalikan ke *lagoon* menuju bak aerasi untuk diproses kembali hingga kandungan COD mencapai kondisi yang diharapkan. Apabila kandungan COD pada *final lagoon* telah berada di bawah angka 250, maka limbah dianggap aman untuk dibuang ke lingkungan (Pranoto, 2019).



Gambar 4.1 Diagram alir pengolahan limbah cair

4.7.2 Limbah Padat

Limbah padat yang paling banyak dihasilkan oleh industri *vinyl chloride monomer* adalah limbah serat serta sisa kegiatan produksi, seperti kaleng bekas pengemasan dan limbah lainnya. Limbah padat yang terdapat pada pabrik *Vinyl Chloride Monomer* berasal dari berbagai sumber, baik yang berasal dari aktivitas manusia, kegiatan proses produksi, maupun limbah hasil konstruksi secara alami. Limbah padat yang dihasilkan antara lain berupa sisa proses dan berbagai jenis plastik, kertas, kaleng-kaleng, botol bekas kemasan, serta limbah lainnya. Limbah padat yang dihasilkan oleh pabrik *Vinyl Chloride Monomer* umumnya menerima perlakuan yang sama dengan sampah yang biasa dijumpai di lingkungan rumah tangga dan ditampung pada area pabrik. Karakteristik serta jenis sampah yang ditemukan tidak jauh berbeda dengan sampah rumah tangga. Namun demikian,

sampah tersebut dipisahkan berdasarkan warna tempat sampah yang digunakan, yaitu sebagai berikut:

1. Warna Hijau: Digunakan untuk jenis sampah organik, seperti dedaunan dan berbagai sampah yang mudah terurai.
2. Warna Kuning: Digunakan untuk jenis sampah anorganik, seperti plastik, kaleng, botol, serta berbagai jenis sampah lain yang tidak mudah terurai.
3. Warna Hitam: Digunakan untuk jenis sampah yang mengandung B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun).

Setelah dilakukan pemisahan berdasarkan jenisnya, seluruh limbah padat yang dihasilkan akan dikelola lebih lanjut. Pengelolaan limbah padat untuk limbah yang dihasilkan pada pabrik dijelaskan sebagai berikut:

1. Untuk sampah anorganik dan organik, limbah akan dikumpulkan pada TPS (Tempat Pembuangan Sementara) yang berada di area pabrik. Selanjutnya, sampah organik dan anorganik akan diangkut oleh pihak Pemda Cilegon menuju TPA (Tempat Pembuangan Akhir) untuk dilakukan pengelolaan lebih lanjut.
2. Selain metode pengolahan limbah padat di atas, limbah padat juga dapat dikelola dengan menerapkan metode 3R yang dikenal sebagai *Reduce*, *Reuse*, dan *Recycle*. Berikut penjelasan dari masing-masing metode tersebut:
 - a. *Reduce* : Merupakan upaya untuk mengurangi jumlah sampah yang dihasilkan dari sumbernya.
 - b. *Reuse* : Merupakan kegiatan menggunakan kembali barang-barang yang masih dapat dimanfaatkan tanpa mengubah fungsi utamanya.
 - c. *Recycle* : Merupakan proses mendaur ulang sampah menjadi suatu barang atau produk baru yang memiliki nilai guna dan manfaat.

4.7.3 Limbah Gas

Limbah gas yang mengandung hidrogen klorida (HCl) dihasilkan dari unit *cracking* etilen diklorida (EDC). Gas HCl yang terbentuk tidak langsung dilepas ke lingkungan karena bersifat korosif dan dapat menyebabkan pencemaran udara. Oleh karena itu, dilakukan pengolahan menggunakan menara absorpsi (*scrubber*) dengan media penyerap berupa air. Gas HCl dialirkan menuju bagian bawah *scrubber*, sedangkan air diumpankan dari bagian atas menara secara berlawanan arah

(*counter-current flow*). Pada saat terjadi kontak antara fase gas dan fase cair di dalam *packing*, HCl akan larut ke dalam air sehingga terbentuk larutan asam klorida ($\text{HCl}_{(\text{aq})}$).

Penggunaan air sebagai absorben dipilih karena HCl memiliki kelarutan yang sangat tinggi dalam air sehingga efisiensi penyerapannya dapat mencapai lebih dari 99%. Larutan asam klorida yang terbentuk pada dasar *scrubber* selanjutnya ditampung dalam tangki penyimpanan untuk dimanfaatkan kembali sebagai produk samping atau dialirkan ke unit pengolahan limbah cair apabila tidak digunakan lebih lanjut. Gas keluaran scrubber yang telah memiliki kandungan HCl sangat rendah kemudian dilewatkan melalui *mist eliminator* untuk memisahkan droplet cairan yang terbawa sebelum akhirnya dilepaskan ke atmosfer melalui cerobong (*stack*) sesuai baku mutu emisi yang berlaku.

4.8 Instrumentasi

Pada pabrik *vinyl chloride monomer*, terdapat beberapa instrumen yang digunakan, yaitu sebagai berikut:

1. *Temperature Indicator (TI)*

Temperature Indicator merupakan alat yang berfungsi untuk mengukur serta menampilkan suhu dari suatu sistem atau lingkungan. Instrumen ini digunakan pada aplikasi yang membutuhkan pengukuran suhu dengan tingkat akurasi yang tinggi dan stabil.

2. *Temperature Controller (TC)*

Temperature Controller adalah instrumen yang digunakan untuk mengatur sekaligus mengendalikan suhu suatu sistem proses. Alat ini bekerja dengan cara membandingkan suhu aktual dengan set point, kemudian mengatur jumlah energi panas atau pendinginan yang diberikan agar suhu sesuai dengan kondisi yang diinginkan. Prinsip kerjanya melibatkan pembacaan sinyal dari *thermocouple* yang kemudian diteruskan ke controller untuk menjaga kestabilan suhu sesuai set point.

3. *Pressure Controller (PC)*

Pressure Controller adalah alat instrumentasi yang berfungsi mengontrol tekanan suatu proses agar tetap berada pada kondisi yang diinginkan. Alat ini menerima sinyal tekanan dari sistem, kemudian membandingkannya dengan nilai set point, lalu melakukan pengaturan pada valve agar tekanan tetap stabil.

4. *Level Controller* (LC)

Level Controller merupakan instrumen yang digunakan untuk mengontrol ketinggian permukaan cairan dalam suatu tangki atau sistem proses. Perubahan *level* cairan akan dideteksi dan dikonversi menjadi sinyal, kemudian digunakan untuk mengatur aliran masuk maupun keluar agar *level* tetap sesuai set point.

5. *Flow Controller* (FC)

Flow Controller adalah instrumen yang digunakan untuk mengatur laju aliran fluida di dalam pipa atau sistem proses. Pengaturan dilakukan dengan mengendalikan kecepatan aliran yang masuk maupun keluar agar sesuai dengan kebutuhan operasi. Prinsip kerjanya adalah dengan membandingkan debit aktual terhadap nilai yang diinginkan, kemudian mengatur *control valve* sehingga laju aliran tetap stabil. *Flow controller* juga membantu menjaga keseimbangan tekanan di dalam sistem perpipaan.

4.9 Sistem Keamanan Kerja

Sistem keselamatan kerja di perusahaan bertujuan untuk memberikan perlindungan kepada pekerja dari berbagai potensi bahaya yang dapat terjadi selama aktivitas kerja. Untuk mendukung terciptanya lingkungan kerja yang aman, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas keselamatan bagi tenaga kerja, antara lain sebagai berikut:

1. Alat Pelindung Diri (APD)

Alat pelindung diri digunakan untuk melindungi pekerja dari berbagai risiko yang mungkin timbul selama melakukan pekerjaan. Jenis-jenis APD yang disediakan meliputi:

a. *Helm*

Helm merupakan alat pelindung diri yang digunakan untuk melindungi kepala dari risiko benturan maupun kejatuhan benda keras.

b. *Safety Glass*

Safety glass berfungsi sebagai pelindung mata dari berbagai potensi bahaya di area kerja. Penggunaannya diperuntukkan bagi tenaga kerja yang berada di bagian *maintenance*, *workshop*, serta ruang pengendalian kualitas (QC) atau laboratorium.

c. Masker

Masker digunakan untuk melindungi pekerja dari paparan bahaya yang terdapat di udara, seperti debu, gas beracun, maupun gas yang bersifat korosif.

d. Sarung Tangan

Sarung tangan digunakan oleh pekerja yang melakukan kontak langsung dengan bahan tertentu atau bekerja pada area yang berpotensi menimbulkan panas maupun iritasi pada kulit.

e. *Safety Shoes*

Safety shoes merupakan alat pelindung diri yang berfungsi melindungi kaki dari risiko tertimpa benda keras maupun terkena percikan bahan kimia.

2. Pengaman Mesin

Pabrik menggunakan berbagai mesin berukuran besar dalam proses produksi. Oleh karena itu, setiap mesin dilengkapi dengan sistem pengaman guna mencegah terjadinya kecelakaan kerja. Beberapa jenis pengaman mesin yang digunakan antara lain *safety guard* dan *emergency stop button*.

3. Penanggulangan Kebakaran

Dalam upaya mengatasi potensi kebakaran, pabrik membentuk tim pemadam kebakaran yang jumlah personelnnya disesuaikan dengan kebutuhan pada setiap bagian produksi. Sistem penanggulangan kebakaran berada di bawah pengawasan bagian SHE (*Safety Health and Environment*). Penanganan kebakaran dilakukan melalui sistem terpadu dan mandiri yang meliputi:

a. Sistem Isyarat Bahaya Kebakaran

Sistem peringatan kebakaran di pabrik menggunakan *fire alarm system* yang dipasang pada setiap unit proses. Apabila terjadi kebakaran, alarm akan berbunyi sebagai tanda peringatan. Sistem alarm tersebut telah didistribusikan ke seluruh area dan dipasang pada lokasi yang mudah terlihat.

b. Sistem Pemadam Kebakaran

- Alat Pemadam Api Ringan (APAR)

Jenis APAR yang digunakan di pabrik terdiri dari tipe *foam* dan *powder*.

Ketentuan pemasangan APAR meliputi:

1. APAR dipasang pada ketinggian 150 cm dari permukaan lantai.
2. Jarak antar APAR sekitar 15 meter.
3. Setiap APAR dilengkapi Work Instruction (WI) yang memuat jenis APAR, tanggal pemeriksaan, serta tanggal kedaluwarsa.
4. Tempat pemasangan APAR diberi nomor identifikasi dan informasi mengenai kondisi APAR, misalnya kondisi baik dan masih berada dalam masa berlaku penggunaan.

- *Hydrant*

Hydrant merupakan sistem pemadam kebakaran yang ditempatkan pada titik-titik strategis di lingkungan pabrik. Pemeriksaan *hydrant* dilakukan setiap dua minggu sekali oleh petugas keamanan, meliputi pemeriksaan *sprayer*, *nozzle*, tanggal kedaluwarsa, tekanan air, serta kondisi *hydrant* secara keseluruhan. Sumber air yang digunakan berasal dari sumur dan tandon air.

c. Regu Pemadam Kebakaran

Regu pemadam kebakaran terdiri atas pekerja yang bertugas berdasarkan sistem *shift*, dengan setiap *shift* beranggotakan minimal dua orang. Tanggung jawab utama dalam penanganan kebakaran berada pada bagian HSE dan *Safety Committee*.

4. Sistem Izin Kerja

Sistem izin kerja diterapkan untuk memastikan bahwa pekerjaan berisiko tinggi dapat dilaksanakan secara aman dan tidak menimbulkan kecelakaan kerja. Jenis izin kerja yang diterapkan meliputi izin kerja panas, izin pengelasan, izin kerja di ketinggian, izin masuk ruang terbatas (*confined space*), dan izin kerja kelistrikan. Pekerja yang akan melaksanakan pekerjaan tersebut wajib memperoleh persetujuan dari atasan atau *supervisor* terkait yang kemudian diteruskan kepada petugas keselamatan kerja.

5. Rambu-Rambu dan Poster

Guna menciptakan lingkungan kerja yang aman, perusahaan memasang berbagai poster serta rambu-rambu K3 pada area umum yang mudah terlihat oleh seluruh pekerja sehingga informasi keselamatan dapat tersampaikan dengan baik.

6. *Behavior Based Safety Management (BBSM)*

Behavior Based Safety Management (BBSM) merupakan suatu program yang bertujuan mengubah perilaku pekerja guna mencegah terjadinya kecelakaan kerja maupun penyakit akibat kerja. Penerapan program ini diawali dengan identifikasi perilaku kerja yang berpotensi menimbulkan masalah, kemudian manajemen menunjuk pengawas untuk memantau aktivitas pekerja. Selanjutnya, proses pemantauan dilakukan secara berkelanjutan oleh rekan kerja masing-masing. Meskipun demikian, BBSM memiliki beberapa kelemahan, di antaranya dapat menimbulkan rasa takut di lingkungan kerja serta menurunkan motivasi pekerja dalam melaporkan kecelakaan atau penyakit akibat kerja karena adanya kekhawatiran bahwa mereka akan dianggap sebagai pihak yang bersalah oleh manajemen.

BBSM mengajarkan pekerja untuk bekerja secara aman dengan memberikan pemahaman mengenai seluruh risiko yang mungkin terjadi serta menyediakan langkah-langkah pengendalian yang sesuai, baik melalui pengendalian administratif maupun *engineering control*. Selain itu, program ini memberikan penghargaan kepada pekerja yang mampu bekerja dengan aman dan menyelesaikan tugasnya dengan menerapkan seluruh prinsip keselamatan kerja, bukan kepada pekerja yang hanya menyelesaikan pekerjaan paling cepat. Berbagai hasil penelitian menunjukkan bahwa penerapan BBSM secara konsisten dapat menurunkan angka kecelakaan kerja maupun penyakit akibat kerja dari waktu ke waktu (Anggit Pratiwi, 2017).

4.10 Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan Hidup (K3LH)

Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan Hidup (K3LH) merupakan upaya perlindungan yang bertujuan untuk menjamin tenaga kerja tetap berada dalam kondisi aman dan sehat selama melaksanakan pekerjaan di lingkungan pabrik. Selain melindungi pekerja, penerapan K3LH juga ditujukan untuk menjamin keselamatan pihak lain yang berada di area kerja serta memastikan proses produksi berlangsung secara aman. Oleh karena itu, aspek K3LH perlu diterapkan secara menyeluruh dan berkesinambungan dalam kegiatan operasional pabrik.

Penerapan K3LH bertujuan untuk mengendalikan berbagai potensi bahaya dan risiko kecelakaan yang dapat mengakibatkan cedera, kerusakan peralatan, maupun gangguan proses produksi. Selain itu, penerapan K3LH juga berfungsi untuk mencegah terjadinya kecelakaan kerja, mengurangi kerugian terhadap aset perusahaan, serta

meminimalkan dampak kerugian yang dapat dialami perusahaan akibat kecelakaan kerja (Gozan, 2010). Dalam operasional pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM), perusahaan menerapkan kebijakan keselamatan, kesehatan kerja, dan lingkungan yang meliputi:

- a. Melaksanakan perbaikan dan peningkatan kinerja K3LH secara berkelanjutan.
- b. Mematuhi seluruh peraturan dan perundang-undangan yang berkaitan dengan keselamatan dan kesehatan kerja yang berlaku.
- c. Menyampaikan kebijakan K3LH kepada seluruh pekerja agar memiliki kesadaran dan tanggung jawab terhadap keselamatan diri maupun lingkungan kerja.
- d. Menyediakan informasi K3LH yang dapat diakses oleh pihak-pihak yang berkepentingan serta melakukan evaluasi secara berkala untuk menjaga kesesuaiannya dengan kondisi perusahaan.
- e. Melakukan identifikasi bahaya, penilaian risiko, dan pengendalian risiko yang terdokumentasi serta diperbarui sesuai perkembangan kondisi operasional pabrik.

Pada pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM), aspek perencanaan, pelaksanaan, dan pemeliharaan keselamatan instalasi, peralatan proses, serta tenaga kerja berada di bawah pengawasan unit yang bertanggung jawab terhadap keselamatan proses dan lingkungan. Manajemen perusahaan mendukung penerapan program pencegahan kerugian yang bertujuan melindungi pekerja, menjaga aset perusahaan, menjamin kelangsungan operasi, serta meminimalkan dampak terhadap masyarakat dan lingkungan sekitar akibat aktivitas pabrik. Pelaksanaan program K3LH berpedoman pada peraturan perundang-undangan yang berlaku, antara lain:

- a. Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja.
- b. Undang-Undang Nomor 2 Tahun 1951 tentang Ganti Rugi Kecelakaan Kerja.
- c. Peraturan Pemerintah Nomor 4 Tahun 1982 tentang Ketentuan Pokok Pengelolaan Lingkungan Hidup.
- d. Peraturan Pemerintah Nomor 29 Tahun 1986 tentang Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL).

Upaya yang dilakukan dalam rangka penerapan K3LH meliputi pengawasan terhadap keselamatan proses produksi, pengelolaan dan pemeliharaan peralatan keselamatan kerja, pelaksanaan pelatihan keselamatan bagi pekerja, penyusunan program pencegahan kecelakaan, penyusunan prosedur tanggap darurat untuk kebakaran dan kecelakaan proses, serta pengawasan terhadap kuantitas dan kualitas limbah agar tidak menimbulkan dampak yang merugikan lingkungan.

Penerapan sistem keselamatan kerja yang baik akan menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman sehingga dapat meningkatkan produktivitas tenaga kerja. Oleh karena itu, aspek keselamatan harus menjadi salah satu pertimbangan utama dalam perancangan pabrik. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan pabrik untuk menjamin keselamatan kerja antara lain:

- Meminimalkan kegiatan penanganan dan pemindahan bahan secara manual oleh pekerja.
- Menyediakan sistem penerangan dan ventilasi yang memadai.
- Mengatur jarak antarperalatan dan mesin sehingga aktivitas operasi dapat dilakukan dengan aman.
- Menyediakan area kerja yang aman, bersih, dan tidak licin.
- Melengkapi setiap peralatan dengan sistem proteksi dan pencegahan kebakaran.
- Memasang rambu-rambu keselamatan pada area yang memiliki potensi bahaya.
- Menyediakan jalur evakuasi dan fasilitas keadaan darurat untuk menghadapi kondisi kebakaran atau kecelakaan.

4.11 Fasilitas Pelayanan Kesehatan

Fasilitas pelayanan kesehatan merupakan salah satu sarana penunjang yang sangat penting dalam suatu pabrik. Ketersediaan fasilitas kesehatan yang memadai dapat mendukung produktivitas tenaga kerja sekaligus memberikan penanganan yang cepat pada kondisi darurat yang berpotensi membahayakan keselamatan pekerja. Penyediaan fasilitas kesehatan juga menjadi salah satu upaya perusahaan dalam mengurangi dampak kecelakaan kerja sehingga tingkat fatalitas dan kerugian yang ditimbulkan dapat diminimalkan. Fasilitas pelayanan kesehatan yang perlu disediakan di lingkungan pabrik meliputi:

a. Kotak P3K

Kotak Pertolongan Pertama Pada Kecelakaan (P3K) ditempatkan pada setiap unit produksi, umumnya berada di kantor unit terkait. Pemeriksaan kelengkapan isi kotak P3K dilakukan secara berkala setiap bulan oleh petugas poliklinik dan bagian keselamatan kerja. Peralatan yang tersedia antara lain *ongin spray*, celemek, *tongue spatel*, *tourniquet*, kasa steril, perban, sarung tangan karet, serta kacamata keselamatan.

b. Petugas P3K

Setiap unit kerja memiliki petugas P3K yang bertugas memberikan tindakan awal pada kondisi darurat yang dapat mengancam keselamatan dan kesehatan kerja pekerja sebelum penanganan lebih lanjut dilakukan.

c. Asuransi Kesehatan

Perusahaan perlu memberikan jaminan kesehatan kepada seluruh pekerja, misalnya melalui program Jamsostek atau BPJS Ketenagakerjaan. Jaminan tersebut mencakup perlindungan hari tua, kecelakaan kerja, kematian, serta pelayanan kesehatan.

d. Kendaraan Gawat Darurat

Kendaraan gawat darurat harus selalu dalam kondisi siap digunakan untuk memberikan bantuan dan mengantarkan korban menuju fasilitas kesehatan apabila terjadi kecelakaan kerja. Perawatan, kelengkapan peralatan, dan pengoperasian kendaraan menjadi tanggung jawab pengemudi yang bertugas secara bergiliran sesuai sistem shift.

e. Poliklinik

Poliklinik perusahaan berfungsi memberikan pelayanan kesehatan yang menyeluruh bagi pekerja dan keluarganya, baik untuk menangani penyakit akibat kerja maupun gangguan kesehatan umum lainnya.

f. Tenaga Kesehatan

Pelaksanaan layanan kesehatan di perusahaan memerlukan tenaga medis yang kompeten, seperti dokter umum dan perawat, yang bertugas memberikan pelayanan kesehatan serta mendukung penanganan medis bagi pekerja.

g. Pelayanan Kesehatan

Perusahaan menyediakan berbagai layanan kesehatan sebagai bentuk perlindungan terhadap pekerja. Layanan tersebut meliputi pemeriksaan kesehatan sebelum bekerja, pemeriksaan kesehatan berkala, pemeriksaan kesehatan khusus, serta penanganan terhadap kecelakaan kerja.

h. Gizi Kerja

Pemenuhan kebutuhan gizi pekerja perlu mendapat perhatian untuk menjaga kesehatan dan produktivitas kerja. Oleh karena itu, perusahaan sebaiknya menyediakan kantin khusus bagi karyawan dengan standar kebersihan yang baik serta menyediakan makanan bergizi yang memenuhi prinsip gizi seimbang.

4.12 Faktor Bahaya di Pabrik

Proses produksi di suatu pabrik juga dapat menimbulkan adanya faktor bahaya yang apabila tidak ditangani dapat mengganggu proses kerja dan juga kesehatan tenaga kerja. Faktor bahaya di pabrik yaitu sebagai berikut.

1. Getaran

Getaran di lingkungan pabrik umumnya berasal dari mesin maupun peralatan mekanis yang beroperasi menggunakan motor penggerak. Keberadaan getaran tersebut dapat menimbulkan gangguan terhadap kenyamanan pekerja selama melakukan aktivitas kerja.

2. Kebisingan

Kebisingan di area pabrik sebagian besar bersumber dari mesin-mesin yang digunakan dalam proses produksi. Tenaga kerja yang berada pada area dengan tingkat kebisingan tinggi dalam jangka waktu lama berisiko mengalami gangguan pendengaran. Oleh karena itu, salah satu upaya pengendalian yang dilakukan adalah penggunaan *ear plug* pada lokasi kerja dengan tingkat kebisingan yang tinggi.

3. Penerangan

Sistem penerangan di pabrik memanfaatkan kombinasi pencahayaan alami dan pencahayaan buatan. Apabila cahaya alami belum mampu memenuhi kebutuhan penerangan kerja, maka digunakan lampu sebagai sumber pencahayaan tambahan. Penerangan buatan diperlukan terutama pada bangunan yang membutuhkan intensitas cahaya yang memadai, seperti ruang administrasi dan area produksi, karena aktivitas kerja pada area tersebut memerlukan ketelitian sehingga membutuhkan pencahayaan yang cukup.

4.13 Potensi Bahaya di Pabrik

Berdasarkan proses produksi yang berlangsung di pabrik, terdapat berbagai potensi bahaya yang dapat memengaruhi keselamatan dan kesehatan kerja. Potensi bahaya tersebut dapat berasal dari lingkungan kerja, proses produksi, maupun faktor manusia yang berperan dalam pengoperasian pabrik. Adapun potensi bahaya yang dapat terjadi antara lain sebagai berikut.

1. Percikan Bahan Kimia

Pekerja di pabrik *vinyl chloride monomer* (VCM) harus selalu waspada terhadap kemungkinan terjadinya kecelakaan, terutama yang disebabkan oleh tumpahan

bahan kimia, kebocoran pipa, tangki, maupun peralatan proses lainnya, termasuk pelepasan gas hasil reaksi ke lingkungan.

2. Temperatur Benda Panas

Bahaya temperatur tinggi tidak hanya berasal dari sifat bahan kimia, tetapi juga dari proses pembakaran dan peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi. Kondisi tersebut dapat menyebabkan pekerja harus melakukan aktivitas pada area yang berdekatan dengan sumber panas.

3. Tertabrak

Risiko tertabrak dapat terjadi karena adanya kendaraan operasional seperti truk pengangkut bahan baku maupun produk serta *forklift* yang digunakan dalam aktivitas pabrik dan berada pada area kerja tertentu.

4. Terjatuh

Potensi bahaya jatuh umumnya terjadi pada area yang memiliki ketinggian. Risiko ini dapat muncul ketika pekerja melakukan pekerjaan pada platform, tangga, atau fasilitas lain yang berada di atas permukaan tanah.

5. Kejatuhan Benda

Bahaya tertimpa benda dapat terjadi pada beberapa bagian pabrik, terutama area penyimpanan peralatan kerja. Aktivitas penempatan maupun pemindahan barang dapat menyebabkan benda jatuh dan menimbulkan cedera bagi pekerja yang berada di sekitarnya.

6. Ledakan

Potensi ledakan dapat terjadi akibat kegagalan operasi maupun kebocoran sistem yang menyebabkan pelepasan energi secara tiba-tiba. Kejadian tersebut dapat memicu kebakaran dan menimbulkan kerusakan pada fasilitas pabrik.

7. Kebakaran

Risiko kebakaran dapat terjadi terutama pada area pemeliharaan (*maintenance*) akibat percikan api saat pekerjaan pengelasan atau pemotongan logam. Selain itu, keberadaan bahan-bahan yang mudah terbakar juga dapat meningkatkan kemungkinan terjadinya kebakaran.

4.14 Analisis Dampak Lingkungan (AMDAL)

Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL) merupakan kajian mengenai dampak besar dan penting yang ditimbulkan oleh suatu rencana usaha dan/atau kegiatan terhadap lingkungan hidup sebagai dasar pengambilan keputusan dalam penyelenggaraan

usaha atau kegiatan. Kajian ini mencakup aspek fisik-kimia, ekologi, sosial ekonomi, sosial budaya, dan kesehatan masyarakat sebagai pelengkap studi kelayakan. Selain menjadi bagian dari studi kelayakan, AMDAL juga merupakan persyaratan untuk memperoleh izin usaha dan/atau kegiatan. Melalui AMDAL, dampak positif maupun negatif yang mungkin timbul terhadap lingkungan hidup dapat diketahui secara lebih jelas.

Berdasarkan identifikasi dampak lingkungan yang dilakukan, dampak utama dari pendirian pabrik *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) berasal dari emisi udara hasil pembakaran bahan bakar pada *furnace* dan *boiler*, limbah cair yang mengandung senyawa organik terklorinasi, serta potensi kebocoran bahan kimia berbahaya. Dampak tersebut dapat diminimalkan melalui penerapan sistem proses tertutup, penggunaan *absorber* HCl, instalasi pengolahan air limbah (IPAL), pemanfaatan bahan bakar gas alam yang lebih ramah lingkungan, serta penerapan sistem keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1 Bentuk Perusahaan

Beberapa bentuk perusahaan atau jenis badan usaha dalam peraturan hukum yang umumnya ada di Indonesia yaitu Perseroan Terbatas (PT), Firma, CV, dan Persero. Dalam menentukan bentuk perusahaan yang akan digunakan dalam pendirian pabrik maka perlu dianalisa perbandingan dari masing-masing bentuk perusahaan diatas yaitu sebagai berikut:

Tabel 5.1 Perbandingan antara PT, CV, Persero, Firma

Pembanding	PT	CV	Persero	Firma
Pengertian	Suatu unit badan usaha berbadan hukum yang modalnya terkumpul dari berbagai saham.	Suatu badan usaha yang kemitraan tidak memiliki batas modal minimal, dan didirikan oleh dua orang atau lebih dimana beberapa anggota memiliki tanggung jawab yang terbatas dan beberapa anggota lainnya memiliki tanggung jawab yang terbatas.	Suatu badan usaha yang dikelola oleh negara atau daerah untuk melayani masyarakat sekaligus memperoleh keuntungan. Biasanya saham paling besar dipegang oleh pemerintah.	Bentuk persekutuan antara dua perusahaan atau lebih untuk menjalankan usaha dengan memakai nama bersama.
Nama Perusahaan	Diatur dalam UU No. 40 Tahun 2007	Dibebaskan kepada pendirinya	Diatur dalam UU No. 19 Tahun 2003	Harus dibentuk dari satu nama bersama

Pembanding	PT	CV	Persero	Firma
Kepengurusan	Pengurus dan pemilik perusahaan terpisah satu dengan yang lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff.	Terdapat dua peran yaitu sekutu aktif dan sekutu pasif. Untuk kepengurusan, hanya sekutu aktif yang bertanggung jawab atas berjalannya perusahaan. Sedangkan sekutu pasif hanya bertanggung jawab atas modal saja.	Dilakukan oleh Menteri Teknis sebagai pembuat kebijakan, direksi sebagai organ yang bertanggung jawab atas kepengurusan persero, dan komisaris sebagai organ Persero.	Peran yang diakui hanyalah satu, yaitu sekutu aktif sehingga setiap sekutu dapat menjalankan kepengurusan dan bertindak atas nama firma.
Modal	Berasal dari berbagai saham yang didominasi saham perseroan dan modal awal diatur dalam undang-undang.	Permodalan dalam CV berasal dari sekutu aktif dan sekutu pasif yang dimana sekutu aktif menyerahkan modal serta menjalankan semua kebijakan dan sekutu pasif hanya yang menyerahkan modal saja.	Berasal dari saham-saham dan didominasi oleh saham pemerintah.	Berasal dari anggota yang tergabung dalam firma.

Pembanding	PT	CV	Persero	Firma
Hukum Usaha	UU No. 40 tahun 2007	Tidak Memiliki Badan Hukum	UU No. 19 Tahun 2003	Tidak berbadan hukum
Status Kepemilikan	Minimal 2 orang dan boleh untuk warga asing.	Minimal 2 orang warga Indonesia dan tidak didirikan oleh warga asing.	Menteri yang ber kuasa mewakili pemerintah selaku pemegang saham negara pada Persero dan pemilik modal dengan memperhatikan peraturan perundang undangan.	Dimiliki oleh beberapa orang atau perusahaan yang bersekutu
Jenis Usaha	Jenis usaha sangat luas, meliputi kontraktor, perdagangan, jasa angkutan, pelayaran hingga pertambangan.	Jenis usaha terbatas, seperti kontraktor, industri, perdagangan, pertanian, percetakan dan jasa.	Jenis usaha luas tergantung kepemilikan pemerintah.	Jenis usaha berdasarkan kesepakatan para perusahaan yang bersekutu.

Kelebihan	Berjangka panjang, dilindungi hukum, saham sudah diperjualbelikan, pengelolaan modal efisien, pembagian kepemilikan dari seluruh lapisan masyarakat, mudah menarik modal dalam jumlah besar, kerugian yang ditanggung kecil	Pendirian murah, modal yang dikumpulkan banyak, kesempatan ekspansi lebih banyak.	Segala sarana dan prasarana ditanggung oleh negara, mencegah monopoli pihak swasta segala risiko dan kerugian ditanggung pemerintah, saham bisa dimiliki masyarakat.	Prosedur pendirian murah, kemampuan finansial lebih besar, keputusan bersama, dapat diadakan pembagian kerja.
Kekurangan	Biaya pembentukan relatif tinggi, harus ada izin khusus untuk mengadakan usaha, adanya transparansi keuntungan sehingga dapat digunakan oleh pesaing.	Anggota memiliki tanggung jawab terbatas, masa hidup tidak tentu, rawan konflik antar sekutu, kekuasaan yang kompleks.	Kekuasaan penuh di tangan pemerintah, memberikan beban bagi negara.	Keberlangsungan perusahaan tidak terjamin, wewenang yang sama, kemungkinan adanya kecurangan.

Berdasarkan uraian diatas, bentuk perusahaan yang direncanakan untuk Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* yang akan didirikan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan status perusahaan terbuka yang mendapatkan modal dari penjualan saham, dan tiap pemegang

saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Pemilihan bentuk perusahaan didasarkan pada alasan berikut.

- a. Tanggung pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- b. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham kepada masyarakat.
- c. Pengurus dan pemilik perusahaan terpisah satu dengan yang lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf.
- d. Lapangan usaha dapat diperluas. Suatu PT dapat menarik modal yang besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris dan dewan direksi yang cakap dan berpengalaman

5.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi dalam sebuah perusahaan di maksudkan untuk merumuskan tugas pokok dan fungsi yang terbagi dalam unit-unit bagian divisi atau departemen agar meminimalisir terjadinya *overlapping* dalam setiap unit atau divisi (Robbins, 1996). Dalam Struktur organisasi juga terdapat *span of control* (rentang pengendalian) para pimpinan unit untuk memperjelas jumlah unit yang akan di bawah sehingga dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan (Gibson, 1993). Struktur organisasi memberikan wewenang kepada setiap bagian perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya, mengatur sistem dan hubungan struktural antar fungsi atau orang-orang dalam hubungan satu dengan lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka. Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

- a. Menjelaskan, membagi, dan membatasi pelaksanaan tugas dan tanggung jawab setiap orang yang terlibat di dalamnya.
- b. Penempatan tenaga kerja yang tepat.
- c. Pengawasan, evaluasi, dan pengembangan perusahaan serta manajemen perusahaan yang lebih efisien.
- d. Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e. Menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.

- f. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Struktur organisasi dapat membantu kelancaran komunikasi dalam perusahaan demi tercapainya tujuan perusahaan. Menurut Widjaja (2003), struktur organisasi terdiri dari 3 macam yaitu:

- a. Struktur Organisasi Lini

Pada struktur organisasi lini, umumnya terdapat tiga fungsi utama yang dijalankan, yaitu fungsi produksi, pemasaran, dan keuangan. Ketiga fungsi tersebut tersusun dalam suatu sistem organisasi yang memiliki rantai komando yang jelas dan mengalir dari tingkat manajemen tertinggi ke tingkat yang lebih rendah secara berjenjang.

- b. Struktur Organisasi Fungsional

Struktur organisasi fungsional menempatkan setiap karyawan pada bidang pekerjaan yang sesuai dengan kompetensi dan keahliannya. Wewenang yang dimiliki oleh masing-masing karyawan terbatas pada bidang spesialisasinya. Struktur ini umumnya diterapkan pada perusahaan yang memiliki ukuran besar dan tingkat kompleksitas organisasi yang tinggi.

- c. Struktur organisasi *Line and Staff*

Pada struktur organisasi line and staff, wewenang tertinggi didistribusikan kepada karyawan melalui beberapa tingkatan manajemen yang telah ditetapkan.

Salah satu faktor yang mendukung perkembangan dan kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan, karena struktur tersebut berkaitan erat dengan efektivitas komunikasi yang pada akhirnya akan memengaruhi kinerja perusahaan secara keseluruhan. Untuk membentuk sistem organisasi yang baik, terdapat beberapa asas yang perlu dijadikan pedoman, antara lain:

- Perumusan tujuan perusahaan secara jelas dan terarah.
- Pendelegasian wewenang yang tepat.
- Pembagian tugas dan pekerjaan yang terstruktur.
- Kesatuan perintah serta tanggung jawab yang jelas.
- Adanya sistem pengawasan terhadap pelaksanaan pekerjaan.
- Struktur organisasi yang fleksibel dan mampu menyesuaikan perkembangan perusahaan.

Berdasarkan asas-asas tersebut, struktur organisasi yang dinilai paling sesuai untuk diterapkan adalah sistem *line and staff*. Pada sistem ini, alur wewenang lebih sederhana dan praktis dalam pelaksanaan pembagian tugas kerja. Struktur organisasi *line and staff* juga banyak digunakan pada perusahaan berskala besar yang menjalankan proses produksi secara kontinu. Selain itu, struktur ini memiliki kesatuan komando dan instruksi yang jelas sehingga mampu meningkatkan disiplin kerja dalam organisasi. Dalam sistem *line and staff* terdapat dua kelompok utama yang memiliki peran penting dalam menjalankan organisasi, yaitu:

- a. Kelompok *Line* (lini), yaitu individu-individu yang secara langsung melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan perusahaan.
- b. Kelompok *Staff*, yaitu individu-individu yang menjalankan tugas sesuai bidang keahlian masing-masing dan berfungsi memberikan saran, pertimbangan, serta dukungan kepada unit operasional.

Struktur organisasi yang umum diterapkan dalam perusahaan adalah *Line and Staff Organization* yang memiliki beberapa karakteristik sebagai berikut:

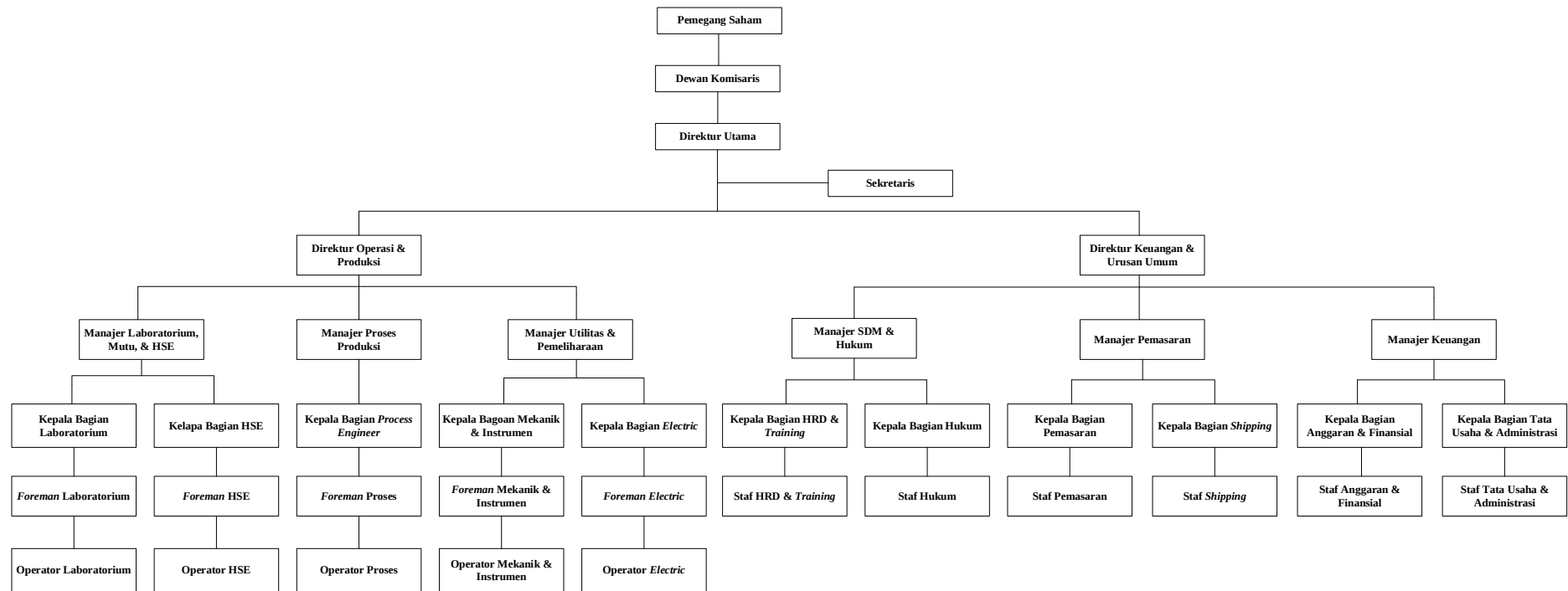
- Hubungan antara atasan dan bawahan tidak selalu berlangsung secara langsung.
- Pimpinan tertinggi hanya terdiri dari satu orang yang dibantu oleh staf ahli.
- Cocok diterapkan pada organisasi yang besar dengan jumlah tenaga kerja yang banyak.
- Memiliki tingkat kompleksitas yang tinggi dan didukung oleh spesialisasi kerja.

Selain karakteristik tersebut, struktur *Line and Staff Organization* juga memiliki sejumlah keunggulan yang menjadi alasan utama penggunaannya, di antaranya:

- Terdapat pembagian tugas yang jelas antara kelompok lini yang melaksanakan fungsi utama perusahaan dan kelompok staf yang menjalankan fungsi pendukung.
- Koordinasi antaranggota dalam setiap kelompok kerja dapat dilakukan dengan lebih mudah.
- Tingkat disiplin dan moral kerja cenderung tinggi karena pekerjaan yang diberikan umumnya sesuai dengan kemampuan, pendidikan, serta pengalaman masing-masing individu.
- Penerapan prinsip "*the right man on the right place, doing the right job at the right time*" dapat dilaksanakan dengan lebih efektif.
- Sistem kerja karyawan terbagi menjadi dua jenis, yaitu karyawan harian (*daily worker*) dan karyawan kerja bergilir (*shift worker*).

Sebagai pemilik perusahaan, pemegang saham diwakili oleh Dewan Komisaris dalam pelaksanaan fungsi pengawasan perusahaan sehari-hari. Sementara itu, kegiatan operasional perusahaan dipimpin oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh para Manajer. Manajer bertanggung jawab membawahi beberapa Kepala Bagian yang memimpin masing-masing divisi dalam perusahaan sebagai bentuk pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Setiap Kepala Bagian membawahi beberapa seksi yang bertanggung jawab mengelola kegiatan operasional pada bidangnya masing-masing. Selanjutnya, setiap seksi memiliki tugas untuk mengawasi dan mengoordinasikan karyawan yang bekerja pada unit terkait. Karyawan perusahaan dibagi ke dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas pada seksi yang bersangkutan. Bagan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada Gambar 5.1.



Gambar 5.1 Struktur Organisasi Perusahaan

5.3 Tugas dan Wewenang

5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah kelompok orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dan kepentingan berjalannya operasi pabrik. Para pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan berdasarkan kepemilikan sahamnya. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang biasanya dilakukan setahun sekali. Berdasarkan UU no 40 tahun 2007, pemegang saham berwenang pada RUPS memiliki wewenang sebagai berikut.

- Memiliki jumlah modal sesuai dengan yang dimiliki.
- Mengangkat, mengganti dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat, mengganti dan memberhentikan Dewan Direksi.
- Dalam forum RUPS, pemegang saham berhak memperoleh keterangan yang berkaitan dengan Perseroan dari Dewan Direksi dan/atau Dewan Komisaris.
- Mengesahkan rencana kerja, laporan tahunan dan penggunaan laba bersih termasuk penentuan jumlah penyisihan untuk cadangan perusahaan, yang kemudian sisa laba bersih akan dibagikan kepada pemegang saham sebagai dividen.

5.3.2 Dewan Komisaris

Berdasarkan Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas Dewan Komisaris merupakan organisasi perseroan yang bertugas melakukan pengawasan secara umum dan/atau khusus sesuai dengan anggaran dasar. Dewan Komisaris diangkat oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk jangka waktu tertentu yang mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut.

- Menetapkan kebijakan sesuai dengan kebijakan pemerintah.
- Melakukan pengawasan terhadap direksi.
- Menolak dan menyetujui rencana direksi.
- Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada Pemegang Saham.

5.3.3 Dewan Direksi

Dewan direksi adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Dewan Direksi melakukan pengurusan terhadap harta kekayaan perseroan dan manajemen perusahaan (Muskibah, 2012).

Dewan Direksi terdiri dari Direktur utama yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Operasi & Produksi dan Direktur Keuangan & Urusan Umum.

1. Direktur Utama

Tugas Direktur Utama antara lain:

- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat keberlanjutan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur Operasi & Produksi dan Direktur Keuangan & Urusan Umum.
- Membawahi Direktur Operasi & Produksi dan Direktur Keuangan & Urusan Umum.

2. Direktur Operasi dan Produksi

Tugas Direktur Operasi dan& Produksi antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang operasi dan produksi.
- Mengoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala divisi yang menjadi bawahannya (Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE, Manajer Proses Produksi, Manajer Utilitas & Pemeliharaan).

3. Direktur Keuangan dan Urusan Umum

Tugas Direktur Keuangan & Urusan Umum antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan urusan umum.
- Mengoordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala divisi yang menjadi bawahannya (Manajer SDM & Hukum, Manajer Pemasaran, Manajer keuangan).

5.3.4 Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh dewan komisaris atau direktur utama yang mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- Menyiapkan agenda rapat dan menjadi notulen saat rapat.
- Membuat janji dengan klien.

- Menerima dan mengeluarkan surat.
- Melakukan koordinasi dengan dewan komisaris dan dewan direktur.

5.3.5 Manajer

Manajer berposisi di bawah direktur yang merupakan seorang pemimpin perusahaan. Namun, manajer tetap memiliki banyak tanggung jawab karena harus memimpin unit tertentu di perusahaan. Dalam sebuah perusahaan terdapat beberapa departemen dengan tugas yang berbeda-beda. Masing-masing departemen ini dipimpin oleh seorang manajer. Oleh karena itu, sebuah perusahaan dapat memiliki beberapa manajer tergantung pada jumlah departemennya. Setiap departemen, pabrik ini diawasi langsung oleh seorang kepala bagian yang dalam kedudukannya di dalam perusahaan memiliki wewenang untuk mengarahkan karyawan atau pekerja dan mengontrol alur kerja untuk memastikan kinerja perusahaan dapat tercapai sesuai dengan tujuan yang telah ditetapkan. Organisasi perusahaan di pabrik ini terdiri dari dua bagian utama yaitu bagian operasi & produksi dan bagian keuangan & urusan umum. Pada dua bagian ini terdiri dari beberapa divisi diantaranya:

a. Manajer Laboratorium, Mutu, & HSE

Manajer Laboratorium, Mutu, & HSE bertanggung jawab dalam memimpin departemen yang mengawasi pelaksanaan kegiatan skala laboratorium, pengendalian mutu bahan baku selama proses produksi, serta pengawasan kualitas produk yang dihasilkan. Departemen ini juga memiliki peran dalam penyusunan, penerapan, dan pengembangan kebijakan yang berkaitan dengan kesehatan, keselamatan kerja, serta lingkungan (HSE). Selain itu, departemen ini bertugas memastikan terciptanya kondisi kerja yang aman, sehat, dan nyaman bagi seluruh karyawan di lingkungan pabrik. Departemen Laboratorium, Mutu, & HSE juga menjalankan fungsi penelitian dan pengembangan (*Research and Development* atau R&D) untuk mendukung peningkatan kualitas produk dan efisiensi proses. Salah satu tanggung jawab penting departemen ini adalah melakukan koordinasi dengan Departemen Proses Produksi dan Departemen Utilitas & Pemeliharaan dalam pelaksanaan analisis terpadu terhadap bahan baku, produk, serta proses yang sedang berlangsung. Selain mendukung kegiatan operasional, departemen ini juga bertanggung jawab dalam pengawasan beberapa fasilitas perusahaan, seperti

gudang (*warehouse*), unit pengolahan air untuk utilitas, serta instalasi pengolahan air limbah (*Wastewater Treatment Plant* atau WWTP). Setiap fasilitas tersebut dipantau berdasarkan parameter operasional dan mutu yang telah ditetapkan.

b. Manajer Proses Produksi

Manajer Proses Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Operasi & Produksi dalam memimpin Departemen Proses Produksi untuk melaksanakan seluruh kegiatan operasional produksi. Departemen ini merupakan bagian yang berhubungan langsung dengan proses produksi di pabrik. Tugas utamanya meliputi pengoperasian peralatan proses melalui ruang kendali (*control room*) maupun melalui inspeksi lapangan, pengendalian kondisi operasi agar tetap sesuai dengan parameter yang telah ditentukan, evaluasi kinerja proses secara berkala, serta penyusunan rekomendasi untuk peningkatan performa proses. Selain itu, departemen ini juga bertanggung jawab mengambil tindakan yang diperlukan apabila terjadi gangguan atau permasalahan teknis pada peralatan selama kegiatan produksi berlangsung.

c. Manajer Utilitas & Pemeliharaan

Manajer Utilitas & Pemeliharaan bertanggung jawab kepada Direktur Operasi & Produksi dalam memimpin Departemen Utilitas & Pemeliharaan guna memastikan seluruh sistem utilitas dapat mendukung proses produksi secara optimal. Tanggung jawabnya meliputi koordinasi operator utilitas dalam pengoperasian berbagai peralatan pendukung pabrik, pelaksanaan inspeksi rutin terhadap peralatan yang beroperasi, serta pengelolaan kegiatan pemeliharaan dan perawatan peralatan utilitas maupun fasilitas pendukung lainnya agar selalu berada dalam kondisi yang baik dan siap digunakan.

d. Manajer SDM & Hukum

Manajer SDM & Hukum bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan & Urusan Umum dalam memimpin Departemen SDM & Hukum. Departemen ini memiliki tugas mengelola sumber daya manusia perusahaan, termasuk menyelenggarakan pelatihan dan pengembangan kompetensi karyawan, melaksanakan proses rekrutmen dan seleksi tenaga kerja baru, serta mengatur pelaksanaan program kerja praktik atau magang bagi mahasiswa. Selain itu, bagian hukum dalam departemen ini bertanggung jawab menyiapkan berbagai

dokumen dan perangkat hukum perusahaan, mengelola administrasi hukum, serta memastikan seluruh kegiatan perusahaan berjalan sesuai dengan ketentuan peraturan yang berlaku.

e. Manajer Pemasaran

Manajer Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan & Urusan Umum dalam memimpin Departemen Pemasaran. Departemen ini bertugas melakukan riset dan analisis pasar, mengembangkan serta mengoptimalkan peluang pasar, menjalin komunikasi dan negosiasi dengan pelanggan, serta menyusun dan melaksanakan strategi pemasaran produk baik untuk pasar domestik maupun internasional. Selain itu, departemen ini juga bertanggung jawab mengatur dan mengoordinasikan kegiatan logistik yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku maupun distribusi produk kepada konsumen.

f. Manajer Keuangan

Manajer Keuangan bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan & Urusan Umum dalam mengelola seluruh sumber daya yang berkaitan dengan fungsi keuangan perusahaan. Tugas yang dilaksanakan meliputi penyelenggaraan sistem pembukuan perusahaan, pengelolaan dan pencatatan transaksi keuangan termasuk utang dan piutang, analisis kondisi serta kesehatan keuangan perusahaan, penyusunan laporan keuangan, serta pengelolaan administrasi perpajakan sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

5.3.6 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian bertanggung jawab kepada Manajer yang menangani bagian tersebut sekaligus membawahi foreman atau *staff*.

a. Kepala Bagian Laboratorium

Kepala Bagian Laboratorium bertanggung jawab langsung kepada Manajer Laboratorium, Mutu, & HSE. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Laboratorium mengoordinasikan serta mengawasi foreman dan operator laboratorium yang terlibat dalam kegiatan pengujian dan pengendalian mutu.

b. Kepala Bagian HSE

Kepala Bagian HSE bertanggung jawab kepada Manajer Laboratorium, Mutu, & HSE. Jabatan ini bertugas mengelola pelaksanaan program kesehatan, keselamatan kerja, dan lingkungan di perusahaan dengan membawahi foreman serta operator HSE dalam menjalankan kegiatan operasionalnya.

c. Kepala Bagian *Process Engineer*

Kepala Bagian *Process Engineer* bertanggung jawab kepada Manajer Proses Produksi. Dalam pelaksanaan tugasnya, Kepala Bagian *Process Engineer* memimpin, mengarahkan, dan mengawasi foreman serta operator proses untuk memastikan kelancaran dan efisiensi kegiatan produksi.

d. Kepala Bagian Mekanik & Instrumen

Kepala Bagian Mekanik & Instrumen bertanggung jawab kepada Manajer Utilitas & Pemeliharaan. Posisi ini membawahi foreman dan operator mekanik serta instrumen yang bertugas melakukan pemeliharaan, perbaikan, dan pengawasan terhadap peralatan mekanik maupun sistem instrumentasi pabrik.

e. Kepala Bagian *Electric*

Kepala Bagian *Electric* bertanggung jawab kepada Manajer Utilitas & Pemeliharaan. Dalam menjalankan fungsinya, Kepala Bagian *Electric* mengoordinasikan foreman dan operator kelistrikan untuk memastikan seluruh sistem dan peralatan listrik pabrik beroperasi secara aman dan andal.

f. Kepala Bagian HRD & Training

Kepala Bagian HRD & Training bertanggung jawab kepada Manajer SDM & Hukum. Kepala bagian ini membawahi staf yang bertugas mengelola administrasi sumber daya manusia, pengembangan kompetensi karyawan, serta pelaksanaan program pelatihan dan pendidikan kerja.

g. Kepala Bagian Hukum

Kepala Bagian Hukum bertanggung jawab kepada Manajer SDM & Hukum. Dalam pelaksanaan tugasnya, Kepala Bagian Hukum mengawasi staf yang menangani berbagai aspek hukum perusahaan, termasuk administrasi hukum, perizinan, dan kepatuhan terhadap regulasi yang berlaku.

h. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Pemasaran. Kepala bagian ini membawahi *staff* yang bertugas melaksanakan kegiatan

pemasaran, pengembangan pasar, serta menjaga hubungan dengan pelanggan dan mitra bisnis perusahaan.

i. Kepala Bagian *Shipping*

Kepala Bagian *Shipping* bertanggung jawab kepada Manajer Pemasaran. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian *Shipping* mengoordinasikan staf yang menangani kegiatan pengiriman, distribusi, serta pengelolaan dokumen logistik yang berkaitan dengan bahan baku maupun produk perusahaan.

j. Kepala Bagian Anggaran & Finansial

Kepala Bagian Anggaran & Finansial bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan. Jabatan ini membawahi staf yang mengelola penyusunan anggaran, perencanaan keuangan, pengendalian biaya, serta analisis finansial untuk mendukung pengambilan keputusan perusahaan.

k. Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi

Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan. Dalam melaksanakan tugasnya, Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi mengawasi *staff* yang menangani kegiatan administrasi umum, pengarsipan dokumen, korespondensi perusahaan, serta berbagai kebutuhan tata usaha yang menunjang operasional perusahaan.

5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini beroperasi 24 jam sehari selama 330 hari dalam satu tahun. Waktu yang tersisa digunakan untuk perbaikan dan perawatan. Jam kerja karyawan dibagi menjadi 2 jenis, yaitu:

a. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* bekerja pukul 07.00-16.00 atau 8 jam sehari selama hari Senin-Jumat. Karyawan *non-shift* ini terdiri dari Dewan Direksi, Manajer Divisi, Staff Ahli setiap divisi, dan Sekretaris.

b. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* terlibat langsung dalam operasional perusahaan. Karyawan *shift* ini terdiri dari operator proses dan utilitas. Pengaturan shift dibagi menjadi 4 kelompok, dimana 1 di antara 4 tersebut libur.

Tabel 5.2 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Shift	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12

Regu 1	P	P	P	S	S	S	M	M	M	L	L	L
Regu 2	S	S	S	M	M	M	L	L	L	P	P	P
Regu 3	M	M	M	L	L	L	P	P	P	S	S	S
Regu 4	L	L	L	P	P	P	S	S	S	M	M	M

Keterangan:

P = Pagi (07.00-15.00)

S = Sore (15.00-23.00)

M = Malam (23.00-07.00)

L = Libur

Digunakan sistem presensi untuk digunakan sebagai dasar pengembangan karir pada karyawan di dalam perusahaan.

5.5 Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian karyawan pada pabrik *vinyl chloride monomer* dikelompokkan menjadi tiga jenis berdasarkan metode pembayarannya, yaitu sebagai berikut.

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap dengan besaran yang disesuaikan berdasarkan ketentuan dan peraturan yang berlaku di perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji harian diberikan kepada tenaga kerja tidak tetap atau buruh harian sesuai dengan status kepegawaianya.

c. Gaji Lembur

Gaji lembur diberikan kepada karyawan yang melaksanakan pekerjaan melebihi jam kerja normal yang telah ditetapkan. Besarnya kompensasi lembur ditentukan berdasarkan kebijakan dan peraturan perusahaan yang berlaku.

Sistem penggajian yang diterapkan berbeda-beda sesuai dengan tanggung jawab, jabatan, tingkat keahlian, serta status kepegawaian masing-masing karyawan. Berdasarkan penggolongannya, karyawan dibedakan ke dalam tiga kelompok sebagai berikut.

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang pengangkatan maupun pemberhentiannya ditetapkan melalui Surat Keputusan (SK) Direksi. Karyawan pada kategori ini memperoleh upah yang dibayarkan setiap bulan sesuai dengan ketentuan perusahaan.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan tenaga kerja yang proses pengangkatan maupun pemberhentiannya dilakukan oleh Direksi tanpa melalui penerbitan Surat Keputusan (SK) Direksi. Karyawan dalam kategori ini menerima upah harian yang dibayarkan pada setiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah tenaga kerja yang dipekerjakan oleh perusahaan hanya pada saat diperlukan. Sistem pembayaran yang diterapkan kepada karyawan borongan didasarkan pada penyelesaian suatu pekerjaan tertentu sesuai dengan kesepakatan yang berlaku.

Jumlah tenaga kerja dalam suatu pabrik harus direncanakan dan ditentukan secara cermat agar sesuai dengan kebutuhan operasional. Oleh karena itu, diperlukan perhitungan jumlah karyawan untuk mengetahui kebutuhan tenaga kerja proses pada saat pabrik beroperasi. Perhitungan tersebut dilakukan menggunakan dua metode yang berbeda dengan tujuan menganalisis selisih jumlah tenaga kerja proses yang dihasilkan oleh masing-masing metode. Metode yang digunakan dalam perhitungan ini adalah metode Villbrandt dan Timmerhaus. Selanjutnya, jumlah tenaga kerja proses yang digunakan ditentukan berdasarkan nilai rata-rata yang diperoleh dari kedua metode tersebut.

- Metode Villbrandt

Sesuai dengan (Villbrandt, 1959), jumlahh karyawan yang dibutuhkan adalah sebagai berikut.

Kapasitas produksi	: 224,2622 kg/hari
Jumlah hari operasi (1 tahun)	: 330 hari
Jumlah shift dalam 1 hari	: 3 shift
Jumlah regu dalam shift	: 4 regu
Jam kerja untuk 1 shift	: 8 jam

Tabel 5.3 Rincian Jumlah Karyawan Proses Metode Villbrandt

No	Tahapan Proses	Total Jumlah Alat
Tahapan Proses Utama		
1.	Tahapan Persiapan Bahan Baku	4
2.	Tahap Pembentukan Produk	4

3.	Tahap Purifikasi Produk	3
Total tahapan proses utama		10
Tahapan Tambahan		
4.	Laboratorium	1
5.	Utilitas	5
Total tahapan tambahan		6
Total Tahapan Proses		16

Berdasarkan grafik dibawah ini dapat disimpulkan bahwa nilai *nilai direct operating* sebesar 40 orang*jam/(hari*tahapan proses)

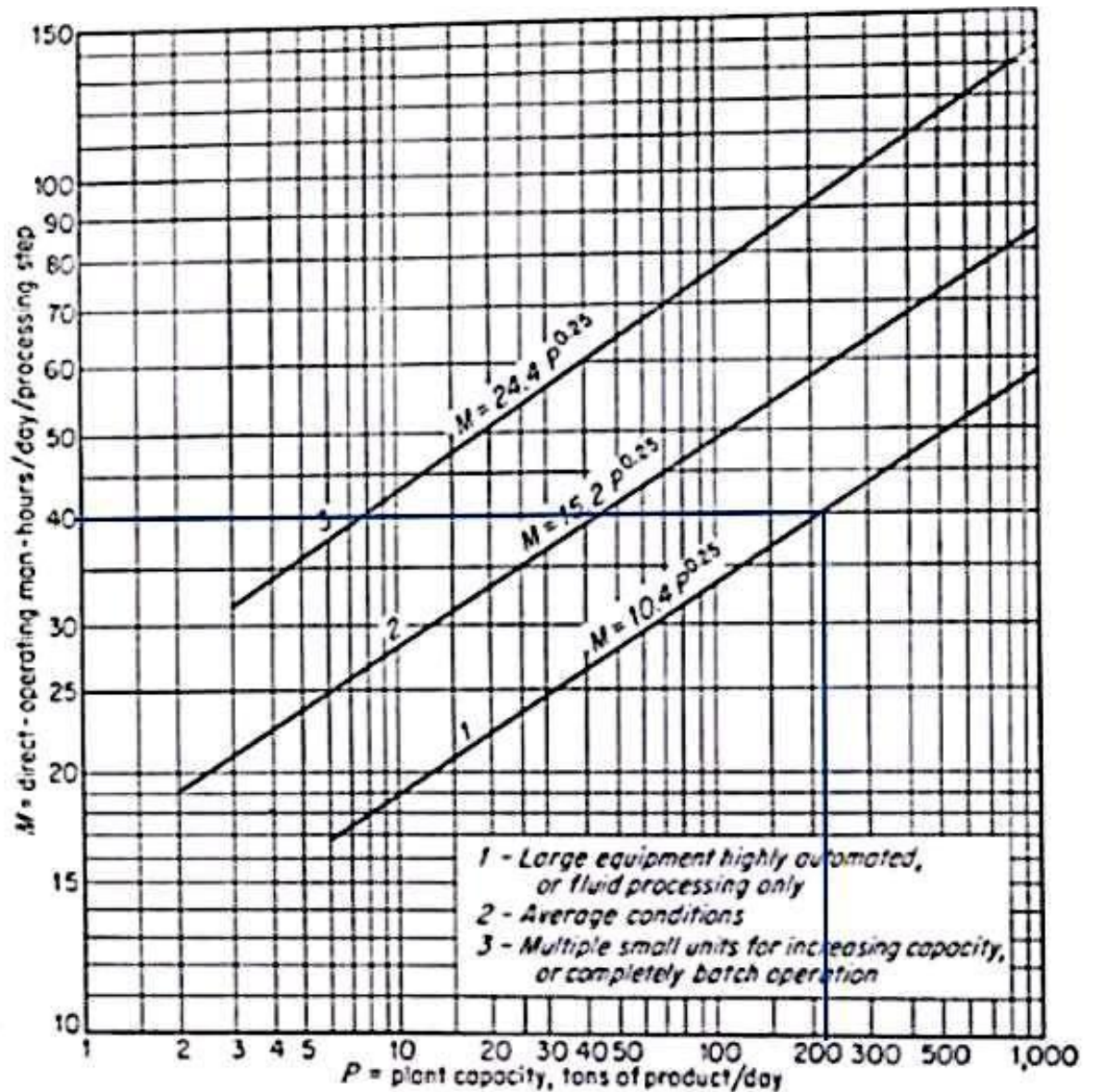


FIG. 6-35. Process labor requirements for chemical industries.

Gambar 5.2 Grafik *Process Labor Requirements for Chemical Industries*

Maka:

$$= 40 \text{ orang} \cdot \text{jam} / (\text{hari} \cdot \text{tahapan proses})$$

$$= 40 \text{ orang} \cdot \text{jam} / (\text{hari} \cdot \text{tahapan proses}) \cdot 16 \text{ tahapan proses}$$

$$= 320 \text{ orang} \cdot \text{jam} / \text{hari}$$

Jumlah Karyawan proses

$$= 320 ((\text{orang} \cdot \text{jam}) / \text{hari}) \cdot (1 \text{ hari} / 3 \text{ shift}) \cdot (1 \text{ shift} / 8 \text{ jam})$$

$$= 14 \text{ orang}$$

Maka, jumlah karyawan proses

$$= \text{Jumlah regu} \times \text{Jumlah karyawan tiap shift}$$

$$= 4 \times 14 \text{ orang} = 56 \text{ orang}$$

- Metode Timmerhaus

Jumlah tenaga kerja dalam suatu pabrik perlu ditentukan secara tepat dan disesuaikan dengan kebutuhan operasional perusahaan. Menurut Ulrich (1984), kebutuhan jumlah karyawan yang diperlukan dalam suatu pabrik dapat ditentukan sebagaimana disajikan berikut ini.

Tabel 5.4 Rincian Jumlah Karyawan Proses

No.	Nama Alat	Jumlah Alat	Operator/alat/ shift	Orang/shift
1.	Tangki	3	0,25	0,75
2.	Pompa	7	0,125	0,875
3.	Mixer	1	0,5	0,5
4.	<i>Quench Tower</i>	1	0,5	0,5
5.	Absorber	1	0,5	0,5
6.	Chimney	1	0	0
7.	Flash Separator	1	0,25	0,25
8.	Reflux EDC	1	0,25	0,25
9.	Vaporizer	1	0,25	0,25
10.	Kompresor	1	0,25	0,25
11.	Reaktor	1	0,5	0,5
12.	Heat Exchanger	3	0,125	0,375
13.	Condenser	2	0,125	0,25
14.	Menara Destilasi	1	0,5	0,5
15.	Reboiler	1	0,25	0,25
Total		26	4,375	6

Jumlah karyawan tiap shift = 6 orang

Jumlah karyawan proses produksi = jumlah regu x jumlah karyawan tiap shift

$$= 21 \text{ orang}$$

Tabel 5.5 Rincian Jumlah Karyawan Proses Utilitas

No.	Nama Unit	Jumlah Alat	Operator/alat/shift
1.	Pengadaan Air		
	Air Demineralisasi	1	0,5
	Air Umpan Boiler	1	0,5
	<i>Cooling Water</i>	1	0,5
2.	Sanitasi dan Hydrant	1	0,25
3.	Penadaan Steam (Boiler)	1	3
4.	Pengadaan Listrik	1	3
5.	Pengadaan Udara Tekan	1	1
6.	Pengadaan Bahan Bakar	1	0,5
Total		8	9,25

Jumlah karyawan tiap shift = 10

Jumlah karyawan proses produksi = jumlah regu x jumlah karyawan tiap shift
= 28

Jumlah total karyawan proses produksi = 21 + 28 = 49 orang

Tabel 5.6 Rincian Jumlah Karyawan Beserta Gaji Tiap Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	TOTAL (Rp)
1.	Dewan Komisaris	3	30000000	90000000
2.	Direktur Utama	1	25000000	25000000
3.	Direktur Produksi & Teknik	1	20000000	20000000
4.	Direktur Personalia & Keuangan	1	20000000	20000000
5.	Sekretaris	2	8000000	16000000
6.	Manager Produksi	1	15000000	15000000
7.	Manager Teknik & Maintenance	1	15000000	15000000
8.	Manager Keuangan	1	15000000	15000000
9.	Manager HSE	1	15000000	15000000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	TOTAL (Rp)
10.	Manager QC & Lab	1	15000000	15000000
11.	Kabag Produksi	1	10000000	10000000
12.	Kabag Utilitas	1	10000000	10000000
13.	Kabag Teknik	1	10000000	10000000
14.	Kabag Keuangan	1	10000000	10000000
15.	Kabag HSE	1	10000000	10000000
16.	Supervisor Proses	4	8000000	32000000
17.	Supervisor Utilitas	4	8000000	32000000
18.	Operator Proses	21	6500000	136500000
19.	Operator Utilitas	10	6500000	65000000
20.	Teknisi Maintenance	8	6500000	52000000
21.	Laboran / QC	6	6000000	36000000
22.	Administrasi & Keuangan	6	6000000	36000000
23.	HSE Officer	4	6500000	26000000
24.	Gudang	4	5500000	22000000
25.	Security	12	5178521	62142252
26.	Driver & Operator Forklift	6	5178521	31071126
27.	Office Boy & Cleaning Service	8	5178521	41428168
Total		111	Rp868.141.546,00	

5.6 Penggolongan Jabatan

Penggolongan jabatan harus didasarkan pada pendidikan dari tenaga kerja. Adapun penggolongan jabatan berdasarkan pendidikan ditunjukkan pada Tabel berikut.

Tabel 5.7 Pembagian Jabatan Berdasarkan Pendidikan

	Jabatan	Pendidikan Minimal
1.	Dewan Komisaris	Minimal Sarjana (S1)
2.	Direktur Utama	S1 Umum / Manajemen
3.	Direktur Produksi & Teknik	S1/D4 Teknik Kimia / Teknik Industri

	Jabatan	Pendidikan Minimal
4.	Direktur Personalia & Keuangan	S1 Manajemen / Hukum / Ekonomi
5.	Sekretaris	Minimal Sarjana (S1)
6.	Manager Produksi	S1/D4 Teknik Kimia
7.	Manager Teknik & Maintenance	S1/D4 Teknik Kimia / Teknik Mesin / Teknik Elektro
8.	Manager Keuangan	S1 Ekonomi dan Bisnis / Akuntansi
9.	Manager HSE	S1/D4 Teknik Kimia / K3 / Teknik Lingkungan
10.	Manager QC & Lab	S1 Teknik Kimia / Kimia
11.	Kabag Produksi	S1/D4 Teknik Kimia
12.	Kabag Utilitas	S1/D4 Teknik Kimia / Teknik Mesin / Teknik Elektro
13.	Kabag Teknik	S1/D4 Teknik Mesin / Teknik Elektro
14.	Kabag Keuangan	S1/D4 Ekonomi dan Bisnis / Akuntansi
15.	Kabag HSE	S1/D4 Teknik Lingkungan / Teknik Kimia / K3
16.	Supervisor Proses	D3/D4 Teknik Kimia
17.	Supervisor Utilitas	D3/D4 Teknik Kimia / Teknik Mesin / Teknik Elektro
18.	Operator Proses	D3/D4 Teknik Kimia
19.	Operator Utilitas	D3/D4 Teknik Kimia / Teknik Mesin
20.	Teknisi Maintenance	D3/D4 Teknik Mesin / Teknik Elektro
21.	Laboran / QC	D3/D4 Teknik Kimia / Kimia Murni / Analisis Kimia

	Jabatan	Pendidikan Minimal
22.	Administrasi & Keuangan	D3/D4 Ekonomi dan Bisnis / Akuntansi / Administrasi
23.	HSE Officer	D3/D4 Teknik Lingkungan / Teknik Kimia / K3
24.	Gudang	SMA/SMK Sederajat (diutamakan SMK Teknik/Logistik)
25.	Security	SMA/SMK Sederajat
26.	Driver & Operator Forklift	SMA/SMK Sederajat (memiliki SIM yang relevan)
27.	Office Boy & Cleaning Service	SMA/SMK Sederajat

5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Dalam meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang lain:

5.7.1 Fasilitas Kesehatan

Perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang berlokasi di kawasan pabrik. Poliklinik tersebut berfungsi sebagai sarana pertolongan pertama bagi karyawan selama jam kerja berlangsung. Untuk menangani kecelakaan dengan tingkat keparahan yang tinggi, baik yang disebabkan oleh pekerjaan maupun bukan akibat pekerjaan, yang dialami oleh karyawan maupun anggota keluarganya, perusahaan menunjuk rumah sakit rujukan sebagai tempat penanganan lanjutan. Selain itu, perusahaan juga menjalin kerja sama dengan beberapa rumah sakit. Bagi karyawan yang mengalami sakit atau cedera akibat kecelakaan kerja, seluruh biaya pengobatan akan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan ketentuan perundang-undangan yang berlaku. Sementara itu, biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit di luar kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijakan yang ditetapkan oleh perusahaan.

5.7.2 Fasilitas Pendidikan

Perusahaan memberikan fasilitas beasiswa kepada anak-anak karyawan yang memiliki prestasi akademik di sekolah. Selain itu, perusahaan juga menyelenggarakan program pengembangan sumber daya manusia melalui berbagai kegiatan seperti pelatihan, pendidikan, pembinaan, serta penguatan budaya perusahaan. Kegiatan tersebut bertujuan untuk memberikan kesempatan kepada karyawan dalam meningkatkan pengetahuan dan mengembangkan potensi diri sesuai dengan kemampuan yang dimiliki.

5.7.3 Fasilitas Asuransi

Perusahaan menyediakan fasilitas asuransi sebagai bentuk jaminan sosial sekaligus perlindungan bagi karyawan terhadap berbagai risiko atau kejadian yang tidak diharapkan.

5.7.4 Fasilitas Koperasi

Koperasi karyawan (KOPKAR) dibentuk dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan serta membantu memenuhi kebutuhan sehari-hari dengan harga yang lebih terjangkau.

5.7.5 Fasilitas Kantin

Perusahaan juga menyediakan fasilitas kantin guna memenuhi kebutuhan konsumsi karyawan. Seluruh biaya penyediaan fasilitas makan tersebut ditanggung sepenuhnya oleh perusahaan.

5.7.6 Fasilitas Peribadatan

Perusahaan menyediakan sarana peribadatan berupa mushola yang berada di lingkungan pabrik untuk mendukung kegiatan ibadah karyawan.

5.7.7 Fasilitas Tunjangan Lain

Perusahaan memberikan berbagai bentuk tunjangan tambahan kepada karyawan, antara lain:

- Tunjangan Hari Raya (THR) yang diberikan kepada seluruh karyawan.
- Bonus tahunan apabila hasil produksi melebihi target yang telah ditetapkan perusahaan.
- Tunjangan kematian.
- Tunjangan melahirkan bagi karyawan wanita maupun istri dari karyawan.
- Tunjangan hari tua yang dibayarkan sekaligus sesuai ketentuan perusahaan.
- Tunjangan perjalanan dinas.

- Pakaian kerja yang diberikan kepada setiap karyawan berupa 2 pasang seragam harian setiap tahun, serta 1 pasang wear pack khusus bagi karyawan Bagian Produksi.

5.7.8 Fasilitas Peralatan *Safety*

Dalam rangka menjaga dan meningkatkan keselamatan kerja di lingkungan pabrik, perusahaan menyediakan berbagai peralatan keselamatan kerja (*safety equipment*) bagi karyawan, seperti *safety helmet*, *safety shoes*, masker, *goggles*, *glove*, serta perlengkapan keselamatan lainnya yang diperlukan sesuai dengan jenis pekerjaan.

5.7.9 Fasilitas Cuti

Perusahaan memberikan kesempatan kepada karyawan untuk beristirahat sesuai dengan ketentuan waktu yang telah ditetapkan. Oleh karena itu, perusahaan menyediakan hak cuti bagi karyawan yang meliputi:

- Cuti tahunan, diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Hak cuti ini diberikan kepada karyawan yang telah memiliki masa kerja sekurang-kurangnya 1 tahun.
- Cuti sakit, diberikan kepada karyawan yang tidak dapat bekerja karena sakit dan dibuktikan dengan surat keterangan dokter.

5.8 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian penting dalam manajemen perusahaan yang memiliki tanggung jawab utama dalam mengatur seluruh kegiatan pengolahan bahan baku menjadi produk melalui pemanfaatan berbagai faktor produksi secara efektif dan efisien. Tujuan dari manajemen produksi adalah memastikan seluruh proses produksi dapat berlangsung sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan.

Manajemen produksi mencakup kegiatan perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan utama perencanaan produksi adalah menghasilkan produk dengan kualitas yang sesuai melalui pemanfaatan seluruh sumber daya yang tersedia secara optimal. Dengan adanya perencanaan produksi yang baik, seluruh kegiatan produksi dapat berjalan dengan terarah dan proses pengendalian dapat dilakukan untuk mencegah terjadinya penyimpangan yang tidak diinginkan. Perencanaan memiliki hubungan yang sangat erat dengan pengendalian karena perencanaan menjadi tolok ukur dalam pelaksanaan kegiatan operasional, sehingga setiap penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan agar kembali sesuai dengan tujuan yang telah ditetapkan.

1. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi, terdapat berbagai faktor yang perlu diperhatikan, baik faktor eksternal maupun faktor internal. Faktor eksternal berkaitan dengan kemampuan pasar dalam menyerap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal berkaitan dengan kemampuan perusahaan dalam melaksanakan proses produksi.

a. Kemampuan Pasar

Kemampuan pasar dapat dikelompokkan menjadi dua kemungkinan, yaitu:

- Apabila kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal untuk memenuhi kebutuhan pasar.
- Apabila kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik, maka perlu disusun alternatif lain dalam perencanaan produksi, antara lain:
 - Rencana produksi disusun dengan mempertimbangkan besarnya keuntungan serta kemungkinan kerugian yang dapat terjadi.
 - Produksi tetap dijalankan dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan hasil produksi dapat disimpan dan dipasarkan pada periode berikutnya.

b. Kemampuan Pabrik

Secara umum, kemampuan pabrik dipengaruhi oleh beberapa faktor berikut:

- **Material (Bahan Baku)**
Penggunaan bahan baku yang memenuhi persyaratan kualitas dan tersedia dalam jumlah yang memadai akan mendukung tercapainya target produksi yang telah direncanakan.
- **Manusia (Tenaga Kerja)**
Keterbatasan jumlah maupun kompetensi tenaga kerja dapat menimbulkan kerugian bagi perusahaan. Oleh karena itu, diperlukan pelatihan dan pengembangan keterampilan secara berkelanjutan guna meningkatkan kemampuan tenaga kerja.
- **Mesin (Peralatan)**
Ketersediaan peralatan yang memadai akan memengaruhi tingkat keandalan serta kapasitas produksi pabrik. Kemampuan mesin ditentukan oleh efektivitas waktu operasi dan kapasitas produksi yang dapat dicapai dalam suatu periode tertentu. Dengan demikian, kapasitas mesin merupakan

kemampuan suatu alat dalam menjalankan proses produksi sesuai kebutuhan.

2. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi ditetapkan, langkah berikutnya adalah melaksanakan kegiatan pengawasan dan pengendalian produksi agar seluruh proses dapat berjalan dengan baik. Pengendalian produksi bertujuan memastikan bahwa pelaksanaan produksi sesuai dengan rencana yang telah disusun, baik dari segi jumlah produk yang dihasilkan maupun ketepatan waktu pelaksanaan sesuai jadwal yang telah ditetapkan. Untuk mencapai tujuan tersebut, pengendalian produksi meliputi beberapa aspek berikut:

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas dapat terjadi akibat penggunaan bahan baku yang kurang baik, kesalahan operasional, maupun kerusakan peralatan. Penyimpangan tersebut dapat diketahui melalui kegiatan pemantauan, analisis, serta pengujian pada laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas dapat disebabkan oleh kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, kesalahan tenaga kerja, maupun faktor lainnya. Apabila terjadi penyimpangan, perlu dilakukan identifikasi penyebab masalah dan evaluasi terhadap kondisi yang ada. Selanjutnya dilakukan perencanaan ulang agar kegiatan produksi kembali berjalan sesuai target.

3. Pengendalian Bahan Proses

Pengendalian bahan proses dilakukan untuk memastikan ketersediaan bahan yang diperlukan selama kegiatan produksi sehingga proses dapat berlangsung secara berkesinambungan.

4. Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu bertujuan untuk memastikan target produksi dapat dicapai sesuai jadwal yang telah ditentukan.

5. Pengendalian Biaya

Apabila perusahaan menginginkan kapasitas produksi tertentu, maka kebutuhan bahan baku harus tersedia dalam jumlah yang mencukupi. Untuk itu diperlukan pengendalian proses yang baik agar tidak terjadi penyimpangan yang dapat meningkatkan biaya produksi.

5.9 Corporate Social Responsibility

Corporate Social Responsibility (CSR) merupakan serangkaian kebijakan dan praktik perusahaan yang berkaitan dengan pemangku kepentingan (*stakeholders*), kepatuhan terhadap peraturan perundang-undangan, penghargaan terhadap masyarakat dan lingkungan, serta komitmen dunia usaha dalam mendukung pembangunan berkelanjutan (*sustainable development*). Pelaksanaan CSR di Indonesia telah diperkuat melalui berbagai regulasi, antara lain Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas, khususnya Pasal 74, serta Undang-Undang Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal, khususnya Pasal 15, Pasal 17, dan Pasal 34, yang menegaskan bahwa pelaksanaan program CSR merupakan kewajiban bagi perusahaan. Penerapan program CSR memberikan berbagai manfaat, baik bagi masyarakat maupun perusahaan yang melaksanakannya, antara lain sebagai berikut:

a. *Community Relation*

Program ini berfokus pada upaya membangun pemahaman dan hubungan yang harmonis antara perusahaan dan masyarakat melalui kegiatan komunikasi serta penyebaran informasi. Bentuk kegiatannya antara lain sosialisasi mengenai manfaat dan potensi risiko industri, penyampaian informasi terkait pengelolaan limbah perusahaan, serta berbagai kegiatan edukatif lainnya yang bertujuan menjaga hubungan baik dengan masyarakat dan pihak-pihak terkait. Selain itu, perusahaan juga menyelenggarakan pelatihan kesiapsiagaan dalam menghadapi kondisi darurat yang mungkin terjadi akibat kecelakaan kerja di area sekitar pabrik.

b. *Community Services*

Program ini berupa pemberian layanan dan bantuan yang ditujukan untuk kepentingan masyarakat umum. Kegiatan yang dilakukan antara lain bantuan perbaikan sarana dan prasarana publik seperti tempat ibadah, sekolah, jalan, maupun jembatan. Selain itu, perusahaan juga memberikan dukungan berupa penyediaan air bersih, layanan kesehatan gratis melalui poliklinik, serta pemberian beasiswa pendidikan bagi anak-anak kurang mampu di wilayah sekitar perusahaan.

c. *Community Empowering*

Program pemberdayaan masyarakat ini bertujuan meningkatkan kemandirian ekonomi masyarakat sekitar melalui perluasan akses terhadap berbagai sumber daya yang dibutuhkan. Bentuk kegiatannya meliputi pemberian bantuan modal usaha, pendampingan bisnis, pelatihan keterampilan, peningkatan mutu

produk dan manajemen usaha mikro, kecil, dan menengah (UMKM), serta pelatihan strategi pemasaran guna meningkatkan daya saing produk masyarakat setempat.

d. *Community Environmental*

Program ini merupakan bentuk kepedulian perusahaan terhadap pelestarian lingkungan hidup. Kegiatan yang dilakukan antara lain pembagian bibit tanaman kepada masyarakat di sekitar pabrik, penghijauan kawasan sekitar perusahaan, penanaman mangrove pada wilayah pesisir, serta kegiatan gotong royong untuk menjaga kebersihan lingkungan dan kawasan pantai di sekitar perusahaan. Melalui pelaksanaan program CSR, perusahaan tidak hanya memberikan manfaat dan kontribusi positif kepada masyarakat serta lingkungan, tetapi juga membangun hubungan yang harmonis dengan berbagai pemangku kepentingan. Selain itu, implementasi CSR dapat meningkatkan kepercayaan masyarakat, memperkuat kerja sama dengan berbagai pihak, membangun citra perusahaan yang positif, serta mendukung kelancaran operasional dan keberlanjutan kegiatan produksi perusahaan dalam jangka panjang.

BAB VI

TROUBLESHOOTING

Troubleshooting merupakan suatu proses untuk mengidentifikasi penyebab terjadinya masalah atau gangguan dengan tujuan meminimalkan risiko serta kerugian yang ditimbulkan akibat permasalahan tersebut. Dalam penyusunan *troubleshooting*, diperlukan pendefinisian kondisi abnormal melalui pemahaman terhadap kondisi normal suatu sistem terlebih dahulu. Oleh karena itu, *troubleshooting* membutuhkan catatan kondisi dasar (normal) serta tren data dari peralatan maupun sistem sehingga proses *troubleshooting* dapat dikategorikan sebagai bentuk *predictive maintenance* yang dilakukan setelah terjadinya kegagalan (*failure*) (Dewi, 2019).

Salah satu sektor industri yang memiliki tingkat risiko tinggi adalah kawasan industri kimia. Risiko tersebut muncul dari potensi bahaya yang berasal dari bahan-bahan yang diproses, disimpan, dan ditangani di dalam fasilitas industri. Potensi terjadinya berbagai kecelakaan pada kawasan industri kimia jauh lebih besar dibandingkan dengan pabrik kimia yang berdiri secara terpisah. Selain itu, jarak yang berdekatan antara instalasi proses dan tangki penyimpanan dapat meningkatkan kemungkinan terjadinya efek domino yang berantai apabila terjadi kecelakaan. Oleh sebab itu, pengendalian risiko harus selalu dilakukan dan menjadi tantangan tersendiri dalam pengelolaan kawasan industri tersebut. Sebagai upaya untuk mengurangi potensi bahaya dan mencegah timbulnya kerugian, baik dari aspek bisnis, pelanggaran hukum, maupun hilangnya reputasi perusahaan akibat kecelakaan kerja dan bencana industri, maka dilakukan QRA (*Quantitative Risk Analysis*) (Rifai, 2021).

Quantitative Risk Analysis (QRA) merupakan suatu teknik yang digunakan untuk mengidentifikasi dan mengevaluasi faktor-faktor yang berpotensi menghambat keberhasilan suatu proyek atau pencapaian tujuan tertentu. Teknik ini juga berfungsi untuk membantu menentukan langkah-langkah pencegahan guna mengurangi kemungkinan terjadinya faktor-faktor risiko tersebut serta mengidentifikasi tindakan yang perlu dilakukan apabila risiko benar-benar terjadi. Tujuan utama penerapan QRA adalah mengurangi risiko akut pada fasilitas pabrik yang mengolah bahan-bahan berbahaya. Salah satu metode yang saat ini banyak digunakan dalam industri untuk menganalisis dan mengidentifikasi bahaya pada suatu plant adalah metode HAZOP (*Hazard and Operability Analysis*). HAZOP merupakan teknik analisis bahaya yang digunakan sebagai bagian dari persiapan penetapan sistem keamanan guna mengidentifikasi keberadaan potensi bahaya. Penggunaan metode HAZOP bertujuan untuk

menentukan apakah penyimpangan yang terjadi dalam proses dapat menyebabkan kejadian yang tidak diinginkan (Sabrina, 2019).

Analisis bahaya menggunakan metode HAZOP dilakukan berdasarkan identifikasi deviasi atau penyimpangan dari kondisi operasi normal suatu proses. Selain melakukan identifikasi dan penanganan kecelakaan kerja yang berkaitan dengan sistem keselamatan plant, diperlukan pula penerapan manajemen risiko yang bertujuan meminimalkan kerugian apabila bahaya yang telah diprediksi benar-benar terjadi. Di samping itu, manajemen risiko juga memiliki fungsi preventif untuk mencegah terjadinya kerugian tersebut (Musyafa, 2013).

Pemilihan metode HAZOP dalam penyusunan Bab 6 *Troubleshooting* didasarkan pada karakteristik metode ini yang sangat terstruktur dan sistematis sehingga mampu menghasilkan kajian yang komprehensif. Secara umum, prosedur penyusunan HAZOP menurut Prakoso (2016) meliputi tahapan-tahapan sebagai berikut:

- a. Mengumpulkan gambaran atau deskripsi proses secara lengkap dan menyeluruh pada suatu plant.
- b. Membagi sistem menjadi beberapa subsistem yang lebih kecil. Pada tahap ini tidak terdapat ketentuan khusus terkait metode pembagian subsistem yang digunakan.
- c. Menginvestigasi kemungkinan terjadinya penyimpangan pada setiap subsistem dengan memanfaatkan kata kunci (*guide words*) untuk mempermudah proses analisis.
- d. Mengidentifikasi berbagai kemungkinan penyebab yang dapat menimbulkan penyimpangan tersebut.
- e. Menentukan tindakan proteksi yang sesuai untuk setiap penyimpangan yang terjadi pada masing-masing elemen sistem.

6.1 Analisa HAZOP pada Unit Penyimpanan

Bahan baku pembuatan *vinyl chloride monomer* ($\text{CH}_2\text{H}_3\text{Cl}$) dalam desain pra-rancangan pabrik ini adalah *ethylene dichloride* ($\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$). Bahan baku EDC disimpan dalam fase cair dalam TK-101. Analisis HAZOP pada tahap unit penyimpanan bahan baku ditabulasikan dalam Tabel berikut.

Tabel 6.1 Analisa HAZOP pada Unit Penyimpanan

Equipment/Unit: Tahap Penyimpanan Bahan Baku									
Intention: Menyimpan Bahan Baku dalam Tangki Penyimpanan									
No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation	
	Tangki Penyimpanan <i>Ethylene dichloride</i> (TK-101)	Wadah penampung EDC berwujud cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.	<i>None</i>	<i>No feed flow</i>	Tiadanya aliran umpan menuju inlet	Reaksi berlangsung di dalam tangki penyimpanan	tidak <i>Level Control</i>	Memenuhi pasokan umpan sesuai dengan keperluan ataupun daya tampung pabrik	

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
			<i>More of</i>	<i>Excessive feed flow</i>	- Sistem mengalami <i>malfunction</i> - Volume umpan yang masuk pada inlet berlebih	- Beberapa parameter seperti konversi reaksi, suhu, dan tekanan naik. - Berpotensi memunculkan ketidaksesuaian dengan spesifikasi produk yang diinginkan - Berisiko menimbulkan <i>thermal explosion</i> akibat <i>reaction rate</i> tinggi pada reaksi eksotermis	<i>Level control</i>	- Pemasangan <i>flow meter</i> serta <i>flow alarm</i> - Pengawasan terhadap umpan pada inlet
				<i>High Pressure</i>	<i>Malfunctioned</i>	Pipa mengalami kebocoran	<i>Pressure Control</i>	Pelaksanaan inspeksi dan perawatan valve secara terjadwal

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
				<i>High Temperature</i>	Suhu umpan mengalami kenaikan	Produk berisiko rusak dan dapat memicu <i>thermal explosion</i>	<i>Temperature Control</i>	Penurunan suhu pada aliran umpan
			<i>Less of Flow</i>	<i>Low Feed Flow</i>	Sistem mengalami <i>malfunction</i>	Efisiensi menurun	<i>Flow Control</i> dan <i>Level Control</i>	Pelaksanaan inspeksi dan perawatan <i>valve</i> secara terjadwal
				<i>Low Pressure</i>	Sistem mengalami <i>malfunction</i>	Efisiensi menurun	<i>Pressure Control</i>	Pemasangan <i>flow meter, flow alarm, & perawatan valve</i> secara berkala
			<i>More than</i>	- Kandungan impuritas tinggi - Perubahan fase	- Umpan <i>inlet feed line</i> terkontamina si impuritas - Suhu umpan berubah	- Efisiensi reaksi menurun - Produk berisiko terkontaminasi - Muncul potensi kebocoran bahkan ledakan	<i>Temperature Control</i> dan <i>Flow Control</i>	Memastikan mutu, pengujian terhadap bahan baku, disertai inspeksi dan perawatan <i>valve</i> secara berkala, serta pemantauan suhu umpan

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
			Other	Aliran tidak tersedia	Terjadi pemadaman listrik (<i>power outage</i>)	Reactor inactive	Flow Control	- Menonaktifkan sistem lalu mengaktifkannya kembali
				Start up tidak berhasil	Sistem kontrol tidak berfungsi			- Pengecekan sistem disertai inspeksi dan perawatan berkala

6.2 Analisa HAZOP pada Unit Persiapan Bahan Baku

Pada unit persiapan bahan baku, *Ethylene Dichloride* yang berasal dari tangki penyimpanan (TK-101) dan *ethylene dichloride* yang berasal dari *bottom product* menara distilasi, akan dialirkan menuju *mixer* (MX-101) dengan pompa sentrifugal (P-101). EDC yang dalam kondisi murni akan dialirkan menuju *vaporizer* (V-101) untuk diubah fasenya menjadi gas. Hasil analisa HAZOP pada unit persiapan bahan baku ditabulasikan pada Tabel berikut.

Tabel 6.2 Analisa HAZOP pada Unit Persiapan Bahan Baku

Equipment/Unit: Unit Persiapan Bahan Baku									
Intention: Mengalirkan fluida dalam fase cair dan gas									
No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation	
1	Centrifugal Pump	Berfungsi mengalirkan fluida berwujud cair	None	Flow	- Motor atau pipa mengalami kerusakan - Aliran listrik terputus - Impeller tersumbat - Terbentuk endapan padatan yang terbawa fluida pada dinding pompa dan pipa pengalir bahan baku	- Pompa gagal menyala dan bekerja secara optimal - Proses pemindahan fluida terganggu	Flow Control	- Perbaikan pada motor dan pompa, serta pemeriksaan aliran listrik secara berkala - Pembersihan pompa dan impeller secara berkala	

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
			<i>Less of</i>	<i>Flow</i>	- Pompa mengalami gangguan parsial - <i>Shaft</i> bengkok - <i>Bearing</i> rusak - <i>Impeller</i> tersumbat	Aliran fluida yang sampai menjadi minim untuk proses berikutnya	<i>Flow Control</i>	- Pemeriksaan <i>maintenance procedure</i> dan jadwal perawatan pompa secara berkala - Penggantian shaft
			<i>More of</i>	<i>Pressure</i>	- Tekanan head terlalu tinggi - Sumbatan terjadi pada pipa pengisapan dan saringan	- Tidak ada fluida pada <i>head</i> - Terjadi kavitasi	<i>Flow Control</i> dan <i>Pressure Control</i>	- Pemeriksaan pipa pada jalur akhir disertai pembersihan pipa - Pembersihan impeller
			<i>More of</i>	<i>Temperature</i>	Pengolahan bahan dengan suhu tinggi	Munculnya kavitasi	<i>Flow Control</i> dan <i>Temperature Control</i>	Pelaksanaan <i>maintenance</i> guna mengeluarkan gelembung udara pada pompa

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
2	Mixer	Berfungsi menghomogenkan <i>ethylene dichloride</i> dari tangki penyimpanan dan <i>recycle</i>	<i>Less of</i>	<i>Temperature</i>	Pelumas digunakan secara berlebihan	Kemurnian bahan baku akan menurun	<i>Temperature Control</i> dan <i>Flow Control</i>	Pemeriksaan <i>maintenance</i> dan <i>procedure</i> static mixer secara berkala
			<i>More of</i>	<i>Temperature</i>	- Pelumas mengalami kekurangan - Pemilihan jenis pelumas kurang sesuai	<i>Mixer</i> berisiko meledak dan tingkat kemurnian bahan baku menurun	<i>Temperature Control</i>	- Penjagaan kebutuhan oli pada level yang sesuai - Penjagaan pasokan udara untuk sirkulasi kipas pada motor <i>mixer</i> secara berkala

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
3	Vaporizer	Berfungsi menaikkan suhu <i>ethylene dichloride</i> dan mengubah fasenya menjadi gas	Less of	Temperature	Fungsi vaporizer tidak optimal	Suhu pada reaktor terlalu rendah	Temperature Control	Pemeriksaan <i>maintenance procedure</i> dan jadwal perawatan vaporizer secara berkala
			More of	Temperature		Efisiensi reaksi pada reaktor menurun		Pemasangan alarm apabila suhu berlebih disertai pengontrol pada instrumen-instrumen penting

6.3 Analisa HAZOP pada Unit Pembentukan Produk

Unit pembentukan produk terjadi di dalam *Furnace* dengan jenis *multitubular furnace* karena terdapat reaktor yang berbentuk *tubular coil* yang disebut sebagai *plug flow reactor* (PFR) dengan keluaran reaktor yaitu VCM, HCl dan EDC yang tidak bereaksi. Hasil analisa HAZOP pada unit pembentukan produk ditabulasikan pada Tabel berikut.

Tabel 6.3 Analisa HAZOP pada Unit Pembentukan Pabrik

Equipment/Unit: Unit Pembentukan Produk									
Intention: Mereaksikan <i>ethylene dichloride</i> menjadi <i>vinyl chloride monomer</i> dan asam klorida									
No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation	
1	Furnace	Berfungsi sebagai tempat reaksi <i>ethylene dichloride</i> menjadi <i>vinyl chloride monomer</i> dan asam klorida	More of	Temperature	Suhu EDC berlebih	Muncul reaksi samping	Temperature Control	Penurunan suhu dengan memastikan sistem pendinginan berjalan efektif	
			Less of	Temperature	Suhu EDC terlalu rendah	Kondisi operasi tidak tercapai pada suhu yang ditentukan	Temperature Control	Penginjeksian steam	

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
			<i>None of</i>	<i>Flow</i>	- Pipa mengalami penyumbatan - <i>Control valve</i> mengalami kegagalan - Pompa mengalami kegagalan - Tekanan pada reaktor terlalu tinggi	- Umpan tidak masuk ke Furnace - Perbandingan antarbahan tidak sesuai - Furnace mengalami <i>flooding</i> - Berpotensi terjadi <i>back flow</i>	<i>Flow Control</i>	Pelaksanaan <i>maintenance</i> untuk <i>flow control</i> pada Furnace, disertai pemasangan <i>indicator</i> di reaktor
			<i>Reverse</i>	<i>Flow</i>	Kontrol suhu di Furnace mengalami kegagalan	Reaksi yang berlangsung menjadi tidak sempurna	<i>Temperature Control</i>	Pemasangan <i>high temperature alarm</i>
2	<i>Quench Tower</i>	Berfungsi mendinginkan campuran gas secara cepat dari keluaran Furnace	<i>High</i>	<i>Pressure</i>	Tekanan berlebih (<i>overpressure</i>) terjadi pada sistem gas atau air	- Kerusakan mekanis - Berpotensi memicu ledakan di <i>quencher tower</i>	<i>Pressure Control</i>	- Penambahan kapasitas <i>relief valve</i> - Pemasangan alarm apabila tekanan tinggi

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
			<i>Low</i>	<i>Pressure</i>	- Kebocoran terjadi - Pompa mengalami kegagalan	- Aliran menjadi tidak efektif - Pendinginan kurang efisien	<i>Pressure Control</i>	Pelaksanaan perawatan pada pompa dan pipa, serta <i>maintenance</i> secara berkala
			<i>High</i>	<i>Temperature</i>	- <i>Gas feed</i> terlalu panas - Pendinginan kurang memadai	- Material tower berisiko mengalami kerusakan - Efisiensi produk keluaran berkurang	<i>Temperature Control</i>	Peningkatan kapasitas pendingin dan Pengawasan suhu secara lebih ketat
			<i>None</i>	<i>Flow</i>	- Terjadi <i>blockage</i> total pada inlet - <i>Shutdown</i> pada unit <i>upstream</i>	- Operasi terhenti - Sistem berpotensi mengalami <i>overheating</i>	<i>Flow Control</i>	Pemeriksaan sistem gas secara berkala, pembuatan sistem cadangan (<i>back up</i>) atau <i>by pass</i>
			<i>Reverse</i>	<i>Flow</i>	- Pengendalian tekanan keliru - Valve mengalami kegagalan	- Produk gas berisiko terkontaminasi - Aliran balik yang membahayakan	<i>Flow Control</i>	- Pemasangan katup <i>non return</i> yang lebih sensitif dan Pelaksanaan pengecekan pada sistem perpipaan

6.4 Analisa HAZOP pada Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk

Pada unit pemisahan dan pemurnian produk, campuran terlebih dahulu melewati kondensor (C-201) sehingga EDC dan VCM mengalami perubahan fase menjadi cair, sedangkan HCl tetap berada dalam fase gas. Selanjutnya, campuran dialirkan ke *flash separator* (V-301) untuk memisahkan HCl dari campuran cair berdasarkan perbedaan fasenya. Produk cair yang mengandung VCM dan EDC kemudian diumpungkan ke Menara Distilasi (T-303) untuk memisahkan dan memurnikan VCM dari EDC. Hasil analisis HAZOP pada unit pemisahan dan pemurnian produk tersebut disajikan pada Tabel berikut.

Tabel 6.4 Analisa HAZOP pada Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk

Equipment/Unit: Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk								
Intention: Memurnikan VCM dari EDC								
No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
1	Menara Destilasi	Berfungsi memisahkan komponen EDC, VCM, dan HCl, serta memurnikan VCM dari EDC berdasarkan titik didih masing-masing komponen	More	Flow	- Pengaturan pada katup keliru - Pompa mengalami kerusakan	- Tray mengalami <i>overload</i> - Berpotensi timbul kebocoran - Performa pemisahan menjadi buruk	<i>Flow Control</i>	- Pelaksanaan kontrol perbaikan secara otomatis - Pengecekan katup secara berkala

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recomendation
			<i>Less</i>	<i>Flow</i>	- Terjadi <i>blockage</i> - <i>Feed</i> rendah	- Pemanasan kurang optimal - Hasil distilat menurun	<i>Flow</i> <i>Control</i>	- Pemeliharaan sistem perpipaan - Pengecekan pompa secara berkala
			<i>None</i>	<i>Flow</i>	- Pompa mengalami kegagalan - <i>Blockage</i> total	- Produksi terhenti - <i>Reboiler</i> berpotensi mengalami <i>overheating</i>	<i>Flow</i> <i>Control</i>	- Pelaksanaan <i>procedure</i> penjadwalan <i>maintenance</i> - Penggunaan pompa cadangan
			<i>High</i>	<i>Temperature</i>	- <i>Reboiler</i> mengalami kegagalan - Aliran <i>feed</i> terlalu rendah	- Hasil pemisahan kurang baik - Efisiensi produk menurun	<i>Temperature</i> <i>Control</i>	- Pelaksanaan perawatan rutin pada <i>reboiler</i> - Pemasangan alarm apabila suhu rendah

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Analisis ekonomi pada perancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* dilakukan untuk menilai tingkat kelayakan pendirian pabrik agar dapat dijadikan dasar dalam pengambilan keputusan ekonomi. Selain itu, analisis ekonomi juga berfungsi sebagai bahan pertimbangan bagi investor maupun pihak perbankan yang memiliki ketertarikan untuk menanamkan modal, baik dalam bentuk investasi saham maupun pendanaan pembangunan pabrik *Vinyl Chloride Monomer*. Oleh karena itu, diperlukan evaluasi terhadap sejumlah parameter investasi sebagaimana diuraikan berikut ini.

- *Profit on Sales (POS)*

Profit on Sales (POS) merupakan rasio yang menunjukkan tingkat keuntungan terhadap harga penjualan produk. Parameter ini digunakan untuk mengetahui besarnya laba yang diperoleh dari kegiatan penjualan. Nilai POS dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$POS = \text{Profit Harga Jual Produk} \times 100\%$$

- *Return of Investment (ROI)*

Return of Investment (ROI) menggambarkan tingkat keuntungan yang diperoleh dari sejumlah investasi yang telah dikeluarkan. Perhitungan ROI dapat dinyatakan melalui persamaan berikut:

$$ROI = \text{Profit Capital Investment} \times 100\%$$

- *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) menunjukkan periode yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi melalui keuntungan yang diperoleh sehingga investasi awal dapat kembali. Nilai POT ditentukan berdasarkan perhitungan *cumulative cash flow* hingga tahun ketika *cumulative cash flow* pertama kali bernilai positif ($CCF = 0$). Persamaan yang digunakan untuk menghitung POT adalah sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

- *Internal Rate of Return (IRR)*

Penentuan kelayakan investasi menggunakan IRR dilakukan dengan menghitung nilai waktu dari *cash flow*. IRR didefinisikan sebagai tingkat suku bunga bank, di mana semakin tinggi nilai IRR maka semakin besar pula tingkat keuntungan investasi pabrik dibandingkan dengan menyimpan dana pada bank. Perhitungan IRR

dilakukan dengan mencari nilai *net present value* (NPV) yang sama dengan nol menggunakan persamaan berikut.

$$P = \frac{F}{(1 + IRR)^n}$$

Di mana:

P = Present Value

F = Nilai uang pada tahun n

n = Tahun

- *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan salah satu metode analisis yang memiliki sensitivitas tinggi dalam mengevaluasi kelayakan suatu usaha (Couper, 2003). Konsep BEP menggambarkan kondisi ketika total pendapatan yang diperoleh sama dengan total biaya yang dikeluarkan. Dalam analisis ini, keuntungan (*revenue*) dan biaya (*expenses*) diplot terhadap kapasitas produksi. Nilai BEP menunjukkan kapasitas produksi pada saat garis penjualan (*sales*) berpotongan dengan garis total biaya (*total expenses*). Melalui analisis *break even point*, dapat ditentukan tingkat harga jual serta jumlah minimum unit yang harus terjual, sekaligus target harga dan volume penjualan yang perlu dicapai agar perusahaan memperoleh keuntungan. Nilai BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Di mana:

Fa = *Fixed Manufacturing Cost*

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales* (Penjualan Produk)

- *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan kondisi atau titik yang digunakan sebagai dasar penentuan penghentian suatu kegiatan produksi. Kondisi ini dapat terjadi akibat tingginya *variable cost* atau karena pertimbangan manajemen yang menilai bahwa aktivitas produksi sudah tidak lagi ekonomis karena tidak mampu menghasilkan keuntungan (*profit*). SDP menunjukkan persentase kapasitas minimum yang harus dicapai oleh suatu pabrik dalam periode satu tahun untuk memenuhi target produksi yang diharapkan. Apabila kapasitas minimum tersebut tidak dapat dicapai dalam kurun

waktu satu tahun, maka pabrik harus menghentikan operasinya atau ditutup. Nilai SDP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0, Ra)} 100\%$$

Untuk mengetahui faktor-faktor tersebut, diperlukan penaksiran terhadap beberapa hal diantaranya adalah sebagai berikut.

A. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*)

- Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
- Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

B. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

- Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- Biaya Pengeluaran (*General Expense*)

C. Total Pendapatan

- Penjualan (*Sales*)
- Keuntungan (*Profit*)

Analisis ekonomi pada perancangan pabrik *vinyl chloride monomer* dengan kapasitas 130.000 ton/tahun mencakup evaluasi terhadap investasi modal (*capital investment*), biaya produksi total (*total production cost*), penjualan dan keuntungan (*sales and profit*), serta penilaian kelayakan ekonominya. Perhitungan harga peralatan mengacu pada data yang dikemukakan oleh Aries & Newton (1955) dan matche.com. Untuk mengestimasi harga peralatan, digunakan indeks sebagai faktor konversi sehingga harga alat pada periode sebelumnya dapat disesuaikan menjadi nilai pada kondisi saat ini maupun masa mendatang. Estimasi harga peralatan pada tahun yang akan datang dilakukan menggunakan indeks *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Nilai indeks CEP tahun 2025 diperoleh melalui metode *least square* berdasarkan data indeks periode 1947 hingga 2026 (Chemengonline.com, 2026). Sementara itu, berdasarkan data dari Bank Indonesia (2026), nilai tukar Dolar Amerika Serikat pada bulan Juni 2026 adalah US\$ 1 = Rp 18.000,00.

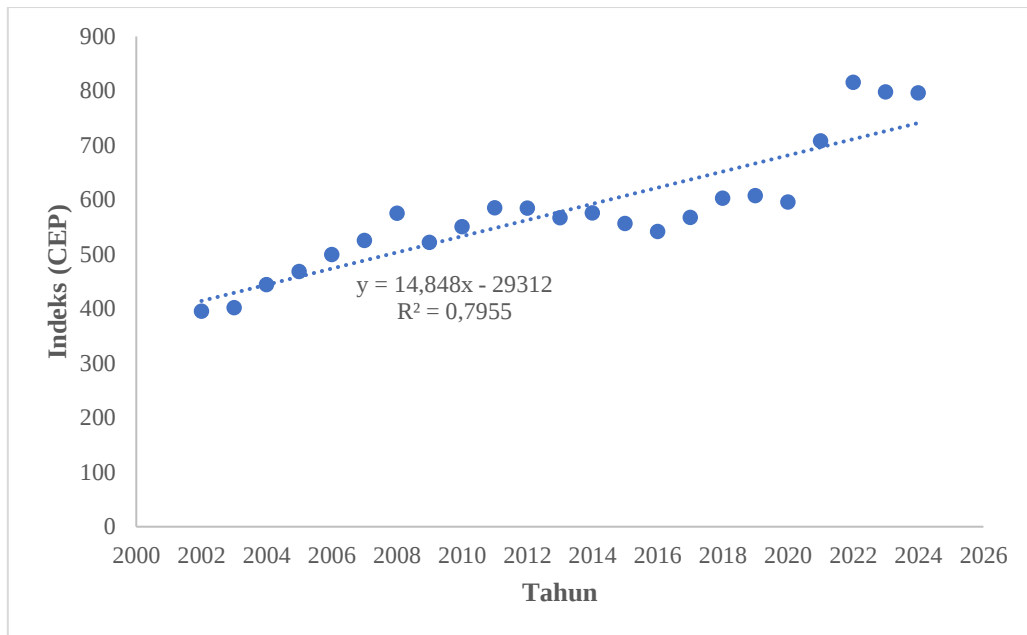
7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan pada industri proses mengalami perubahan dari tahun ke tahun seiring dengan dinamika kondisi perekonomian. Oleh karena itu, diperlukan suatu indeks untuk mengonversi harga peralatan pada periode sebelumnya sehingga dapat digunakan dalam memperkirakan harga peralatan pada masa yang akan datang. Indeks yang

digunakan dalam perhitungan tersebut adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), sebagaimana disajikan pada tabel berikut.

Tabel 7.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index* Tahun 2002-2024

Tahun	CEPCI
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708
2022	816
2023	797,9
2024	796,2



Gambar 7.1 Grafik *Chemical Engineering Plant Cost Index*

$$Y = 14,848x - 29312$$

x = Tahun

y = Indeks

Jika x = 2024, maka

$$y = 755,90$$

Pabrik *vinyl chloride monomer* dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun direncanakan untuk dibangun pada tahun 2025. Berdasarkan hasil perhitungan regresi linear, diperoleh nilai indeks sebesar 755,90. Estimasi harga peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu tahun 2025, dihitung menggunakan persamaan yang dikemukakan oleh Aries & Newton (1955) sebagai berikut.

$$Ex = Ey \left(\frac{Nx}{Ny} \right)$$

Keterangan:

Ex = Harha pembelian alat pada tahun 2025

Ey = Harga alat literatur

Nx = Indeks harga tahun 2027

Ny = Indeks harga literatur

Tabel 7.2 Daftar Harga Alat dari Dalam Negeri (Matche, 2014)

Nama Alat	Kode	Harga 2014 (USD)	Jumlah	Harga 2025 (USD)
Tangki Penyimpanan EDC	TK-101	465.400	1	610.653,5594
Tangki Penyimpanan HCl	TK-401	10.900	1	14.301,94198
Tangki Penyimpanan VCM	TK-402	14.000	1	18.369,46676
Pompa 1	P-101	33.200	1	43.561,87832
Pompa 2	P-102	33.200	1	43.561,87832
Pompa 3	P-301	33.200	1	43.561,87832
Pompa 4	P-401	33.200	1	43.561,87832
Pompa 5	P-303	33.200	1	43.561,87832
Pompa 6	P-304	33.200	1	43.561,87832
Pompa QT	P-302	33.200	1	43.561,87832
<i>Mixer Bahan Baku</i>	MX-101	48.100	1	63.112,23938
<i>Quench Tower</i>	T-201	512.500	1	672.453,694
<i>Absorber</i>	T-301	23.400	1	30.703,25159
<i>Scrubber</i>	T-302	10.000	1	13.121,04769
<i>Chimney</i>	ST-201	20.000	1	26.242,09538
<i>Flash Separator</i>	V-301	13.900	1	18.238,25629
Reflux EDC	V-302	17.400	1	22.830,62298
Total		1.368.000		1.794.959,324

Tabel 7.3 Daftar Harga Alat dari Luar Negeri (Matche, 2014)

Nama Alat	Kode	Harga 2014 (USD)	Jumlah	Harga 2025 (USD)
<i>Vaporizer</i>	V-101	140.600	1	184.481,9305
Kompresor 1	C-101	375.400	1	492.564,1302
Reaktor (Furnace)	R-201	1.075.500	1	1.411.168,679
<i>Heat Exchanger</i> 1	E-201	51.800	1	67.967,02702
Condenser 1	E-202	2.700	1	3.542,682876
Heat Exchanger 2	E-301	51.800	1	67.967,02702
Menara Distilasi	T-303	20.200	1	26.504,51633
<i>Condenser</i> 2	C-301	2.700	1	3.542,682876
<i>Reboiler</i>	E-501	37.400	1	49.072,71835
<i>Heat Exchanger</i> 3	E-502	51.800	1	67.967,02702
Total		1.809.900		2.374.778,421

7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 70.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Tahun pendirian pabrik	: 2025
Tahun pabrik beroperasi	: 2030
Asumsi biaya distribusi	: 1,5%
Harga <i>ethylene dichloride</i>	: 0,24 7 US\$/kg
Harga produk VCM	: 1,554 US\$/kg
Kurs dollar	: Rp. 18.000 (Per bulan juni 2026)

7.3 Perhitungan Biaya

7.3.1 *Capital Investment*

Capital investment merupakan seluruh pengeluaran yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas pabrik serta mendukung kegiatan operasionalnya. Komponen *capital investment* terdiri atas beberapa aspek sebagaimana dijelaskan berikut.

- *Fixed Capital Investment*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 1–4, *fixed capital investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas-

fasilitas pabrik. Komponen biaya yang termasuk dalam kategori tersebut antara lain sebagai berikut.

- *Purchased Equipment Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembelian peralatan proses, termasuk bea masuk, asuransi, provisi bank, serta biaya pengangkutan hingga peralatan tiba di lokasi pabrik.

Tabel 7.4 *Purchased Equipment Cost* Dalam Negeri

Jenis	Biaya (USD)
Harga Alat (EC)	1.794.959,32
Asuransi pengangkutan ke pelabuhan (15% EC)	269.243,90
Asuransi pengangkutan (1% EC)	17.949,59
Provisi bank (0.5% EC)	8.974,80
EMKL (1% EC)	17.949,59
PEC DALAM NEGERI	2.109.077,21

Tabel 7.5 *Purchased Equipment Cost* Luar Negeri

Jenis	Biaya (USD)
Harga Alat (EC)	2.374.778,42
Asuransi pengangkutan ke pelabuhan (15% EC)	356.216,76
Asuransi pengangkutan (1% EC)	23.747,78
Provisi bank (0.5% EC)	11.873,89
EMKL (1% EC)	23.747,78
PEC LUAR NEGERI	2.790.364,64

- *Equipment installation* merupakan biaya yang diperlukan untuk pelaksanaan pemasangan peralatan proses di area pabrik. Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 43% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC), yang terdiri atas biaya material sebesar 11% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 32% PEC.

Material = 11% PEC

$$= 11\% \times 4.899.441,85$$

$$= \text{US\$ } 538.938,604$$

Labor = 32% PEC

$$= 32\% \times (4.899.441,85 / 3,458192754)$$

$$= \text{US\$ } 3.116.688,868$$

$$\begin{aligned}
\text{Average Labor Rate (A)} &= 5\% \text{ man hour asing} + \text{man hour Indonesia} \\
&= (5\% \times 35 \text{ US\$}) + (95\% \times 1,80 \text{ US\$}) \\
&= 32365,75744 \\
&= 32\% \times 32365,75744 \\
&= 453364,3737
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Jumlah man hour} \times 1 \text{ man hour asing} \times 1 \\
&= 5\% \times 453364,3737 \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\
&= 793.387,65
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Jumlah man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\
&= 95\% \times 453364,3737 \times 1,80 \text{ US\$} \times 3 \\
&= 2323301,214
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total EIC} &= \text{Material (11\%)} + \text{Tenaga Asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\
&= (11\% \times 4899441,85) + 793.387,654 + 2.323.301,214 \\
&= 538.938,604 + 793.387,654 + 2.323.301,214 \\
&= \text{US\$ } 3.655.627,472
\end{aligned}$$

- *Piping Cost* Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan sistem perpipaan proses beserta pemasangannya. Nilai biaya ini ditentukan sebesar 86% dari PEC, yang terdiri atas biaya material sebesar 49% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 37% PEC.

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= 49\% \text{ PEC} \\
&= 49\% \times 4899441,85 \\
&= \text{US\$ } 2.400.726,507
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Labor} &= 37\% \times (\text{PEC/A}) \\
&= 37\% \times (4899441,85 / 453364,3737) \\
&= 3,998535371 \text{ US\$}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Jumlah man hour} \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\
&= 5\% \times 3,998535371 \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\
&= 6,9974369 \text{ US\$}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Jumlah man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\
&= 95\% \times 453364,3737 \times 1,80 \times 3 \\
&= 20,49 \text{ US\$}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\
&= 2.400.726,507 + 6,997 + 20,491
\end{aligned}$$

$$= \text{US\$ } 2.400.753,995$$

- *Instrument Cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk melengkapi sistem proses dengan perangkat pengendalian (*control system*). Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 30% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC), yang terdiri atas biaya material sebesar 24% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 6% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \text{ PEC} \\ &= 24\% \times 4899441,85 \\ &= \text{US\$ } 1.175.866,004 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 6\% \times (\text{PEC/A}) \\ &= 6\% \times (4899441,85 / 453364,3737) \\ &= \text{US\$ } 0,648411141 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\ &= 5\% \times 0,648411141 \times 35 \times 1 \\ &= \text{US\$ } 1,135 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\ &= 95\% \times 0,648411141 \times 1,80 \times 3 \\ &= \text{US\$ } 3,323 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\ &= 1.175.866,044 + 1,135 + 3,323 \\ &= \text{US\$ } 1.175.870,502 \end{aligned}$$

- *Insulation Cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk penyediaan sistem isolasi pada proses produksi. Nilai biaya ini ditentukan sebesar 8% dari PEC, yang terdiri atas biaya material sebesar 3% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 5% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 3\% \text{ PEC} \\ &= 3\% \times 4899441,85 \\ &= \text{US\$ } 146.983,256 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 5\% (\text{PEC/A}) \\ &= 5\% \times (4899441,85 / 453364,3737) \\ &= \text{US\$ } 0,540342618 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 100\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\ &= 100\% \times 0,540342618 \times 1,80 \times 3 \end{aligned}$$

$$= \text{US\$ } 2,91476635$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Indonesia} \\ &= 146.983,256 + 2,91476635 \\ &= \text{US\$ } 146.986170 \end{aligned}$$

- *Electrical Cost* merupakan biaya yang digunakan untuk pengadaan fasilitas pendukung dalam penyediaan maupun distribusi energi listrik. Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 15% dari PEC, yang terdiri atas biaya material sebesar 10% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 5% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 10\% \text{ PEC} \\ &= 10\% \times 4899441,85 \\ &= \text{US\$ } 489.944,185 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 5\% (\text{PEC/A}) \\ &= 5\% (4899441,85 / 453364,3737) \\ &= \text{US\$ } 0,540342618 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 100\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\ &= 100\% \times 0,540342618 \times 1,80 \times 3 \\ &= \text{US\$ } 2,915 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Indonesia} \\ &= 489.944,185 + 0,540342618 \\ &= \text{US\$ } 146.986170 \end{aligned}$$

- *Building Cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk pembangunan berbagai fasilitas bangunan di dalam kawasan pabrik, yang meliputi perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, serta sarana penyediaan air bersih dan sanitasi.

$$\begin{aligned} \text{Total Luas Bangunan} &= 7435 \text{ m}^2 \\ \text{Harga Bangunan} &= 3.500.000 \text{ Rp/m}^2 \\ \text{Total harga bangunan} &= 7435 \times 3.500.000 \\ &= \text{Rp}26.022.500.000 \\ &= \text{US\$ } 1.445.694,444 \end{aligned}$$

- *Land and Yard Improvement* merupakan biaya yang dialokasikan untuk pengadaan lahan, peningkatan kondisi tanah, pembangunan akses jalan menuju area pabrik, serta pekerjaan *paving*. Apabila pabrik dibangun di dalam kawasan industri, biaya-biaya selain pembelian lahan tidak lagi

menjadi tanggung jawab perusahaan karena fasilitas tersebut umumnya telah tersedia.

Total Luas Bangunan = 29935 m²
 Harga Bangunan = 2.000.000 Rp/m²
 Total harga bangunan = 2.993 x 2.000.000
 = Rp59.870.000.000
 = US\$ 1.445.694,444

Tabel 7.6 Total Luas Tanah Bangunan *Indoor*

No.	Bangunan <i>Indoor</i>	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan	25
2.	Gedung kantor utama	2.500
3.	Kantor K3	300
4.	Mess	600
5.	Poliklinik	100
6.	Kantin	150
7.	Koperasi	60
8.	Laboratorium	600
No.	Bangunan <i>Indoor</i>	Luas (m ²)
9.	Gudang Bahan baku	500
10.	Bengkel	300
11.	Masjid	500
12.	Aula	1.200
13.	Ruang kontrol	400
14.	Pemadam kebakaran	200
Jumlah		7.435

Tabel 7.7 Total Luas Tanah Bangunan *Outdoor*

No	Bangunan <i>Outdoor</i>	Luas (m ²)
1.	Unit Proses	9.000
2.	Unit utilitas	2.000
3.	Tank farm	2.500
4.	IPAL	800
5.	Parkir area	1.000

6.	Jalan dan taman	4.000
7.	Perluasan area	2.000
8.	Power station	500
9.	Titik kumpul (<i>Assembly</i>)	700
Jumlah		22.500

Total luas tanah pada prarancang pabrik ini adalah 29.935 m² dan harga tanah per m² adalah Rp. 2.000.000

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya tanah} &= \text{Rp. } 2.000.000 \times 29.935 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp}59.870.000.000 \\
 &= \text{US\$ } 3.326.111,11
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perluasan area pabrik} &= 15\% \text{ PEC} \\
 &= 15\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 734.916,2775
 \end{aligned}$$

- *Utility Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan berbagai unit utilitas yang mendukung operasional proses produksi, seperti unit penyedia air, sistem uap (*steam*), *cooling tower*, serta penyedia udara bertekanan. Besarnya biaya utilitas ditetapkan sebesar 40% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC).

$$\begin{aligned}
 \text{Utilitas} &= 40\% \text{ PEC} \\
 &= 40\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 1.959.776,74
 \end{aligned}$$

- *Enviroment Cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk pembangunan fasilitas pengolahan limbah cair, padat, dan gas yang dihasilkan selama proses produksi, sebelum limbah tersebut dialirkan ke unit pengolahan limbah terpadu yang tersedia di kawasan industri. Besarnya biaya lingkungan ini ditetapkan sebesar 30% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC).

$$\begin{aligned}
 \text{Environmental} &= 20\% \text{ PEC} \\
 &= 20\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 979.888,37
 \end{aligned}$$

➤ *Physical Plant Cost*

Tabel 7.8 Physical Plant Cost

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	4.899.441,85
2	Instalasi Alat	3.655.627,47
3	Pemipaan	2.400.753,99
4	Instrumentasi	1.175.870,50
5	Insulasi	146.986,17
6	Listrik	489.947,10
7	Bangunan	1.445.694,44
8	Lahan	3.326.111,11
9	Utilitas	1.959.776,74
10	Lingkungan	979.888,37
Total Physical Plant Cost		20.480.097,75

- *Engineering and Construction Cost* merupakan biaya yang mencakup kegiatan perancangan (*engineering design*), pengawasan lapangan (*field supervision*), konstruksi sementara (*temporary construction*), serta inspeksi. Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 20% dari *Physical Plant Cost (PPC)*.

$$\begin{aligned}
 \text{Engineering and Construction} &= 20\% \text{ PPC} \\
 &= 20\% \times 20480097,75 \\
 &= \text{US\$ } 4.096.019,551
 \end{aligned}$$

Direct Plant Cost merupakan jumlah biaya yang diperoleh dari penjumlahan *Physical Plant Cost (PPC)* dan *Engineering and Construction Cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Direct Plant Cost} &= \text{PPC} + \text{Engineering and Construction} \\
 &= 20480097,75 + 4.096.019,551 \\
 &= \text{US\$ } 24.576.117,30
 \end{aligned}$$

- *Contractor's fee* merupakan biaya yang dialokasikan untuk pembayaran jasa kontraktor dalam pelaksanaan pembangunan pabrik. Besarnya biaya ini berkisar antara 4–10% dari *Direct Plant Cost (DPC)*, dengan DPC didefinisikan sebagai penjumlahan *Physical Plant Cost (PPC)* dan *Engineering & Construction Cost*. Pada perhitungan ini, nilai *contractor's fee* ditetapkan sebesar 5% dari DPC.

$$\text{Contractor's fee} = 5\% \text{ DPC}$$

$$= 5\% \times 24.576.117,30$$

$$= \text{US\$ } 1.228.805,865$$

- *Contingency* merupakan biaya cadangan yang dialokasikan untuk mengantisipasi pengeluaran yang tidak terduga, perubahan proses meskipun dalam skala kecil, fluktuasi harga, serta kemungkinan kesalahan dalam estimasi biaya. Besarnya *contingency* umumnya berada pada rentang 10–25% dari *Direct Plant Cost* (DPC). Pada perhitungan ini, nilai yang digunakan adalah 15% dari DPC.

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= 15\% \text{ DPC} \\ &= 15\% \times 24.576.117,30 \\ &= \text{US\$ } 3.686.417,596 \end{aligned}$$

Tabel 7.9 Fixed Capital Investment

<i>Fixed Capital Investment</i>		
No	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	24.576.117,30
2	<i>Contractor's Fee</i>	1228805,865
3	<i>Contingency's Fee</i>	3686417,596
Total Fixed Capital Investment (FCI)		29.491.340,77

- *Working Capital Investment*

Working Capital Investment merupakan modal kerja yang dibutuhkan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik dalam periode waktu tertentu. Komponen *working capital investment* meliputi beberapa aspek sebagai berikut.

- *Total Plant Start Up* Menurut Peters dan Timmerhaus (1991), *plant start up cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk memulai operasional pabrik dan ditetapkan sebesar 10% dari *Fixed Capital Investment* (FCI).

$$\begin{aligned} \text{Total Plant Start Up} &= 10\% \text{ FCI} \\ &= 10\% \times 29.491.340,77 \\ &= \text{US\$ } 2.949.134,077 \end{aligned}$$

- *Interest During Construction* Biaya bunga bank dihitung sebesar 10% dalam 2 tahun. Periode yang diperlukan sejak proses pembelian peralatan hingga pembangunan pabrik selesai diperkirakan berlangsung selama tiga tahun.

$$\text{Interest During Construction} = 10\% \text{ FCI}$$

$$= 10\% \times 29.491.340,77$$

$$= \text{US\$ } 5.898.268,15$$

- *Raw Material* merupakan biaya yang diperlukan untuk penyediaan persediaan bahan baku. Besarnya biaya ini dipengaruhi oleh laju konsumsi bahan baku, nilai bahan baku, ketersediaan, serta sumber pasokannya.

$$\text{Harga} = \text{US\$ } 0,24/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 8.552.727,27 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Lama penyimpanan} = 14 \text{ hari}$$

$$\text{Biaya raw material inventory} = \text{US\$ } 0,24 \times 8.552.727,27 \times 14 \text{ hari}$$

$$= \text{US\$ } 28.737.163,64$$

- *In-process Inventory* merupakan biaya yang timbul selama bahan masih berada dalam tahapan proses produksi. Besarnya biaya ini bergantung pada lamanya siklus proses dan diperkirakan sebesar 0,5 dari *manufacturing cost*.

$$\text{In-process Inventory} = 0,830 \text{ Jam}$$

$$\text{Total Manufacturing Cost} = 665.562.908,34$$

$$\text{In-process Inventory} = \frac{(0,5 \times \text{TMC} \times \text{In-process Inventory})}{24 \times 330}$$

$$= \text{US\$ } 3.433,518064$$

- *Extended Credit* merupakan biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dipasarkan.

$$\text{Harga jual} = \text{US\$ } 108780000$$

$$\text{Extended Credit} = (30/330) \times \text{Harga jual}$$

$$= 0,090909 \times \text{US\$ } 108780000$$

$$= \text{US\$ } 9.889.090,909$$

- *Available Cash* merupakan persediaan kas yang disediakan untuk memenuhi pembayaran upah tenaga kerja, jasa layanan, dan kebutuhan material.

$$\text{Available Cash} = (30/330) \times \text{Total Manufacturing Cost}$$

$$= 0,090909 \times 65.562.908,34$$

$$= \text{US\$ } 5960264,395$$

Tabel 7. 10 *Total Working Capital Investment*

Working Capital Investment		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	28.737.163,64
2	<i>In Process Inventory</i>	3.367,272005
3	<i>Product Inventory</i>	5.960.264,395
4	<i>Extended Credit</i>	9.889.090,909
5	<i>Available Cash</i>	5.960.264,395
Total Working Capital Investement (WCI)		50.550.150,61

7.3.2 *Production Cost*

7.3.2.1 *Manufacturing Cost*

- *Direct Manufacturing Cost*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 119–173, *direct manufacturing cost* merupakan biaya yang secara langsung berkaitan dengan kegiatan produksi suatu produk. Komponen biaya yang termasuk dalam kategori ini antara lain sebagai berikut.

- Biaya bahan baku (*Raw material*)

Tabel 7. 11 *Biaya Pembelian Bahan Baku*

No.	Raw Material	Harga/kg	Kebutuhan (kg/tahun)	Total Harga (US\$)
1	EDC	US\$ 0,24	201.600.000,00	48.384.000,00
Total Harga Raw Material				48.384.000,00

- *Labor Cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk tenaga kerja yang terlibat secara langsung dalam pelaksanaan proses produksi

Tabel 7.12 *Biaya Membayar Karyawan dalam Proses Produksi*

Jabatan	Jml.	Gaji (Rp/Bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Operator Proses	24	6.500.000	1.872.000.000
Operator Utilitas	10	6.500.000	780.000.000
Teknisi Maintenance	8	6.500.000	624.000.000

Laboran /QC	6	6.000.000	432.000.000
Administrasi & Keuangan	6	6.000.000	432.000.000
HSE <i>Officer</i>	4	6.500.000	312.000.000
Gudang	4	5.500.000	264.000.000
<i>Security</i>	12	5.178.521	745.707.024
Driver & Operator Forklift	6	5.178.521	372.853.512
<i>Office Boy & Cleaning Service</i>	8	5.178.521	497.138.016
Total (IDR)		59.035.563	6.331.698.552
Total (US\$)		3.279,7535	351.761,0307

➤ *Supervisory expanse*

Tabel 7.13 Biaya Membayar Supervisi dalam Proses Produksi

Jabatan	Jml	Gaji (Rp/Bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Manager Produksi	1	15.000.000	180.000.000
Manager Teknik & <i>Maintenance</i>	1	15.000.000	180.000.000
Manager Keuangan	1	15.000.000	180.000.000
Manager HSE	1	15.000.000	180.000.000
Manager QC & Lab	1	15.000.000	180.000.000
Kabag. Produksi	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. Utilitas	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. Teknik	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. Keuangan	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. HSE	1	10.000.000	120.000.000
Supervisor Proses	4	8.000.000	384.000.000
Supervisor Utilitas	4	8.000.000	384.000.000
Total (IDR)		141.000.000	2.268.000.000
Total (US\$)		7.833,33333	126.000

- *Maintenance cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk kegiatan pemeliharaan peralatan proses. Pada perhitungan ini, besarnya biaya pemeliharaan ditetapkan sebesar 13% dari *Fixed Capital Investment (FCI)*.

$$\begin{aligned}
 \text{Maintenance cost} &= 13\% \text{ FCI} \\
 &= \text{US\$ } 3.833.874,3
 \end{aligned}$$

- *Plant supplies cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan berbagai kebutuhan operasional pabrik (*plant supplies*), seperti pelumas (*lubricants*), bagan atau lembar kerja (*charts*), serta *gaskets*. Nilai *plant supplies cost* ditetapkan sebesar 10% dari *maintenance cost*.

$$\begin{aligned} \text{Plant supplies cost} &= 10\% \text{ Maintenance cost} \\ &= \text{US\$ } 383.387,43 \end{aligned}$$

- *Royalti and patent* Biaya royalti dan paten umumnya berada pada kisaran 1–5% dari nilai penjualan. Dalam perhitungan ini, biaya royalti dan paten ditetapkan sebesar 2% dari total penjualan.

$$\begin{aligned} \text{Royalti and patent} &= 2\% \text{ Harga jual} \\ &= \text{US\$ } 2.175.600 \end{aligned}$$

- *Cost of utilitties* merupakan biaya yang diperlukan untuk pengoperasian peralatan serta unit pendukung proses guna menghasilkan utilitas seperti uap (*steam*), air bersih, energi listrik, dan bahan bakar. Secara umum, biaya utilitas berada pada kisaran 25–40% dari total *building cost* dan *contingency*. Pada perhitungan ini, biaya utilitas ditetapkan sebesar 40%.

$$\begin{aligned} \text{Utilitas} &= 40\% (\text{Building cost} + \text{Contingency}) \\ &= \text{US\$ } 205.284,4816 \end{aligned}$$

Tabel 7.14 Total Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Bahan Baku	48384000,00
2	<i>Labor cost</i>	477761,03
3	<i>Maintenance Cost</i>	3833874,30
4	<i>Plant Supplies</i>	383387,43
5	<i>Royalty dan Paten</i>	2175600,00
6	<i>Utility Cost</i>	205284,48
Direct Manufacturing Cost		55459907,24

- *Indirect Manufacturing Cost*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 173–179, *indirect manufacturing cost* merupakan biaya yang timbul secara tidak langsung sebagai konsekuensi dari kegiatan operasional pabrik. Komponen yang termasuk ke dalam *indirect manufacturing cost* antara lain sebagai berikut.

- *Payroll overhead* merupakan biaya yang dikeluarkan perusahaan untuk memenuhi kewajiban terkait tenaga kerja, seperti dana pensiun, pembayaran cuti atau libur yang ditanggung perusahaan, asuransi kecelakaan kerja yang mengakibatkan cacat jasmani, serta biaya keamanan. Umumnya, nilai *payroll overhead* berada pada kisaran 15–20% dari *labor cost*. Pada perhitungan ini, besarnya *payroll overhead* ditetapkan sebesar 15% dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}\text{Payroll overhead} &= 15\% \text{ Labor cost} \\ &= \text{US\$ } 71.664,1546\end{aligned}$$

- *Laboratory* merupakan biaya yang diperlukan untuk operasional laboratorium yang berfungsi mendukung kegiatan *quality control* produk. Pada umumnya, biaya laboratorium berkisar antara 10–20% dari *labor cost*. Dalam perhitungan ini, biaya laboratorium ditetapkan sebesar 20% dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}\text{Laboratory} &= 20\% \text{ Labor cost} \\ &= \text{US\$ } 95.552,20613\end{aligned}$$

- *Plant overhead* merupakan biaya yang berkaitan dengan berbagai layanan pendukung yang tidak berhubungan secara langsung dengan unit produksi. Komponen biaya ini meliputi pelayanan kesehatan, fasilitas rekreasi, kegiatan pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehouse*), serta kegiatan *engineering* termasuk aspek keselamatan (*safety*) dan perlindungan (*protection*). Besarnya *plant overhead* umumnya berada pada rentang 50–100% dari *labor cost*. Pada perhitungan ini, nilai *plant overhead* ditetapkan sebesar 75% dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}\text{Plant overhead} &= 75\% \text{ Labor cost} \\ &= \text{US\$ } 358.320,773\end{aligned}$$

- *Packaging* merupakan biaya yang diperlukan untuk kegiatan pengemasan produk agar proses distribusi dapat dilakukan dengan aman. Secara umum, biaya pengemasan berada pada kisaran 4–40% dari nilai penjualan. Dalam perhitungan ini, biaya *packaging* ditetapkan sebesar 5% dari total penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Packaging} &= 5\% \text{ Harga jual} \\ &= \text{US\$ } 5.439.000\end{aligned}$$

- *Transportation* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk mendukung distribusi produk hingga sampai ke tangan konsumen. Pada perhitungan ini, biaya transportasi ditetapkan sebesar 1,5% dari total penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Transportation} &= 1,5\% \text{ Harga jual} \\ &= \text{US\$ } 1.631.700\end{aligned}$$

Tabel 7.15 Total Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	71.664,15
2	<i>Laboratory Cost</i>	95.552,21
3	<i>Plant Overhead</i>	358.320,77
4	<i>Packaging</i>	5.439.000,00
5	<i>Transportation</i>	1.631.700,00
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>		7.596.237,13

- *Fixed Manufacturing Cost*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 179–182, *fixed manufacturing cost* merupakan biaya yang berkaitan dengan *fixed capital* dan berbagai pengeluaran yang nilainya relatif tetap, sehingga tidak dipengaruhi oleh waktu maupun tingkat produksi. Komponen yang termasuk dalam *fixed manufacturing cost* antara lain sebagai berikut.

- Depresiasi merupakan biaya yang mencerminkan penurunan nilai peralatan dan bangunan selama masa penggunaannya. Besarnya depresiasi dihitung berdasarkan estimasi umur ekonomis pabrik.

$$\text{Umur pabrik} = 20 \text{ tahun}$$

$$\begin{aligned}\text{Depresiasi} &= (\text{FCI} - 10\% \text{ FCI}) / \text{Umur pabrik} \\ &= \text{US\$ } 1.327.110,334\end{aligned}$$

- *Property taxes* merupakan pajak atas aset atau properti yang wajib dibayarkan oleh perusahaan. Besarnya pajak ini dipengaruhi oleh lokasi dan kondisi wilayah tempat pabrik beroperasi. Pada umumnya, nilai *property taxes* berkisar antara 1–2% dari *Fixed Capital Investment* (FCI). Dalam perhitungan ini, besarnya pajak properti ditetapkan sebesar 2% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Property taxes} &= 2\% \text{ FCI} \\ &= \text{US\$ } 589.826,8153\end{aligned}$$

- Asuransi merupakan biaya yang dikeluarkan perusahaan untuk perlindungan terhadap risiko operasional pabrik. Semakin tinggi tingkat risiko suatu pabrik, maka semakin besar pula biaya asuransi yang harus ditanggung. Pada perhitungan ini, biaya asuransi ditetapkan sebesar 2% dari *Fixed Capital Investment* (FCI).

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 2\% \text{ FCI} \\ &= \text{US\$ } 589.826,8153\end{aligned}$$

Tabel 7.16 *Total Fix Manufacturing Cost*

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Depresiasi	1.327.110,33
2	<i>Property Taxes</i>	589.826,82
3	<i>Insurance</i>	589.826,82
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		2.506.763,97

Tabel 7.17 *Total Manufacturing Cost*

<i>Total Manufacturing Cost</i>		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Direct	55459907,24
2	Indirect	7596237,13
3	Fixed	2506763,97
<i>Total Manufacturing Cost</i>		65.562.908,34

7.3.2.2 ***General Expanse***

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 185–187, *general expense* atau biaya umum merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk ke dalam *manufacturing cost*. Untuk *sales expense*, biaya tersebut telah diperhitungkan secara langsung dalam harga jual produk yang mengacu pada harga pasar internasional.

- *Administration Cost*

Administration cost merupakan biaya yang diperlukan untuk mendukung pelaksanaan kegiatan administrasi perusahaan. Komponen biaya administrasi meliputi beberapa unsur sebagai berikut.

- *Management salaries* merupakan gaji yang diberikan kepada seluruh karyawan perusahaan di luar tenaga kerja produksi, termasuk Direktur, Sekretaris, dan Kepala Bagian. Tabel 7.18 Biaya *Management Salaries*

Tabel 7.18 Biaya *Management Salaries*

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/bulan)	Total Gaji (Rp/tahun)
1	Dewan Komisaris	3	300000000	Rp1.080.000.000,00
2	Direktur Utama	1	250000000	Rp300.000.000,00
3	Direktur Produksi & Teknik	1	200000000	Rp240.000.000,00
4	Direktur Personalialia & Keuangan	1	20.000.000	Rp240.000.000,00
5	Sekretaris	2	8.000.000	Rp192.000.000,00
6	Manager Produksi	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
7	Manager Teknik & Maintenance	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
8	Manager Keuangan	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
9	Manager HSE	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
10	Manager QC & Lab	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
11	Kabag Produksi	1	10.000.000	Rp120.000.000,00
12	Kabag Utilitas	1	10.000.000	Rp120.000.000,00
13	Kabag Teknik	1	10.000.000	Rp120.000.000,00
14	Kabag Keuangan	1	10.000.000	Rp120.000.000,00
15	Kabag HSE	1	10.000.000	Rp120.000.000,00
16	Supervisor Proses	4	8.000.000	Rp384.000.000,00

17	Supervisor Utilitas	4	8.000.000	Rp384.000.000,00
18	Operator Proses	21	6.500.000	Rp1.638.000.000,00
19	Operator Utilitas	10	6.500.000	Rp780.000.000,00
20	Teknisi Maintenance	8	6.500.000	Rp624.000.000,00
21	Laboran /QC	6	6.000.000	Rp432.000.000,00
22	Administrasi & Keuangan	6	6.000.000	Rp432.000.000,00
23	HSE Officer	4	6.500.000	Rp312.000.000,00
24	Gudang	4	5.500.000	Rp264.000.000,00
25	Security	12	5.178.521	Rp745.707.024,00
26	Driver & Operator Forklift	6	5.178.521	Rp372.853.512,00
27	Office Boy & Cleaning Service	8	5.178.521	Rp497.138.016,00
Total		111		Rp10.417.698.552,00
TOTAL (USD)				578.761,0307

- *Legal fee and auditing* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembayaran jasa hukum (*legal fee*), sedangkan biaya *auditing* digunakan untuk membayar jasa akuntan publik. Dalam perhitungan ini, biaya *legal fee and auditing* ditetapkan sebesar 2% dari total *management salaries* dan *maintenance cost*.

$$\text{Legal fee and auditing} = 15\% (\text{Management salary} + \text{Maintenance cost})$$

$$= \text{US\$ } 661895,2995$$

- Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi merupakan biaya yang diperlukan untuk pengadaan perlengkapan kantor, seperti kertas, tinta, dan kebutuhan administrasi lainnya, serta untuk memenuhi biaya komunikasi perusahaan, termasuk telepon dan internet. Pada perhitungan ini, biaya peralatan kantor dan komunikasi ditetapkan sebesar 0,5% dari *general expense*.

$$\text{Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi} = 0,5\% \text{ Management Salary}$$

$$= \text{US\$}2.893,805153$$

- *Sales Expense Sales expense* merupakan biaya administrasi yang berkaitan dengan kegiatan penjualan produk, termasuk biaya promosi apabila produk yang dipasarkan tergolong sebagai produk baru. Secara umum, besarnya *sales expense* berada pada kisaran 5–22% dari *Total Manufacturing Cost*. Pada perhitungan ini, biaya penjualan ditetapkan sebesar 5% dari *Manufacturing Cost*.

$$\text{Sales Expense} = 5\% \text{ Harga Jual}$$

$$= \text{US\$ } 5439000$$

- *Reasearch* merupakan biaya yang dialokasikan untuk mendukung kegiatan pengembangan pabrik, baik dalam bentuk penyempurnaan proses maupun peningkatan mutu produk. Selain itu, biaya ini juga digunakan untuk mendanai pengembangan sumber daya manusia (*Human Resource*) melalui peningkatan kompetensi dan keterampilan karyawan. Secara umum, biaya *research* berada pada kisaran 2–8% dari *Total Manufacturing Cost*. Pada perhitungan ini, biaya *research* ditetapkan sebesar 2% dari *Manufacturing Cost*.

$$\text{Reasearch} = 2\% \text{ Harga Jual}$$

$$= \text{US\$ } 2175600$$

- Biaya *Corporate Social Responsibility (CSR)* Biaya *Corporate Social Responsibility (CSR)* ditetapkan sebesar 2% dari selisih antara harga jual dan harga bahan baku.

$$\text{Biaya Corporate Social Responsibility (CSR)} = 2\% (\text{Harga jual} - \text{DMC})$$

$$= \text{US\$ } 1207920$$

- *Finance cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembayaran bunga atas pinjaman modal. Secara umum, besarnya *finance cost* berada pada rentang 0–10% dari *Total Capital Investment*. Dalam perhitungan ini, biaya keuangan ditetapkan sebesar 10% dari *Total Capital Investment*.

$$\text{Finance} = 10\% \text{ TCI}$$

$$= \text{US\$ } 2949134,007$$

Tabel 7.19 General Expense

General Expense		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Administration	1243550,14
2	Sales Expense	5439000,00
3	Research and Development	2175600,00
4	CSR	1207920,00
5	Finance	2949134,08
Total General Expense		13.015.204,21

Tabel 7.20 Total Biaya Produksi

Total Biaya Produksi		
Jenis	Biaya (USD)	Biaya (Rp)
<i>Manufacturing Cost</i>	65.562.908,34	Rp1.180.132.350.129,56
<i>General Expense</i>	13.015.204,21	Rp234.273.675.814,08
Total (USD)	78.578.112,55	Rp1.414.406.025.943,64

7.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang layak untuk didirikan serta untuk menentukan besarnya keuntungan yang dapat diperoleh dari investasi pembangunan pabrik. Evaluasi kelayakan dilakukan berdasarkan beberapa parameter ekonomi, antara lain *Profit on Sales (POS)*, *Return on Investment (ROI)*, *Pay Out Time (POT)*, *Internal Rate of Return (IRR)*, *Break Even Point (BEP)*, dan *Shut Down Point (SDP)*.

- *Profit (Keuntungan)*

Total Penjualan = US\$ 108.780.000

Total *Production Cost* = US\$ 78.578.112,55

Profit (sebelum pajak) = Penjualan Produk – Biaya Produksi

= US\$ 30.201.887,45

= 27,76%

Pajak di Indonesia = 25%

$$\begin{aligned}\text{Profit (sesudah pajak)} &= \text{US\$ } 22.651.415,59 \\ &= 20,82\%\end{aligned}$$

- *Profit on Sales (POS)*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 192, *Profit on Sales* merupakan parameter yang menunjukkan besarnya keuntungan yang diperoleh dari setiap satuan produk yang berhasil dijual.

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\%$$

POS sebelum pajak = 27,76%

POS sesudah pajak = 20,82%

- *Return of Investment (ROI)*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 193, *Return on Investment* merupakan ukuran yang digunakan untuk memperkirakan tingkat keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan modal investasi yang ditanamkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Capital Investment}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 32,75%

ROI sesudah pajak = 24,56%

ROR = 28,83%

- *Pay Out Time (POT)*

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991), *Pay Out Time* merupakan jangka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi yang telah ditanamkan melalui keuntungan yang diperoleh selama masa operasi pabrik. Nilai POT dapat ditentukan berdasarkan analisis *cumulative cash flow*.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

POT sebelum pajak = 2,92 tahun

POT sesudah pajak = 3,85 tahun

Tabel 7.21 Cash Flow

Penjualan VCM (kg)	Harga VCM (USD/ton)	Revenue (USD)	Biaya Produksi (USD)	Income (USD)	Depresiasi (USD)	Profit Before Taxes (USD)	Tax (USD)	Profit After Taxes (USD)	Cash Flow (USD)	Cash Flow (IRp)
56000000	1554	87024000	62862490,04	24161509,96	1327110,334	22834399,62	5708599,906	17125799,72	18452910,05	Rp332.152.380.938,82
59500000	1554	92463000	66791395,67	25671604,33	1327110,334	24344494	6086123,499	18258370,5	19585480,83	Rp352.538.654.965,94
63000000	1554	97902000	70720301,3	27181698,7	1327110,334	25854588,37	6463647,092	19390941,28	20718051,61	Rp372.924.928.993,05
66500000	1554	103341000	74649206,92	28691793,08	1327110,334	27364682,74	6841170,685	20523512,06	21850622,39	Rp393.311.203.020,16
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28

Penjualan VCM (kg)	Harga VCM (USD/ton)	Revenue (USD)	Biaya Produksi (USD)	Income (USD)	Depresiasi (USD)	Profit Before Taxes (USD)	Tax (USD)	Profit After Taxes (USD)	Cash Flow (USD)	Cash Flow (IRp)
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28

Tabel 7.22 Cumulative Cash Flow

Tahun	Cash Flow Before (USD)	Cash Flow (USD)	Bunga 5% CCF	CFF Before Tax	CCF After Tax	Keterangan
-2	-14745670,38	-14745670,38		-17694804,46	-17694804,46	50% FCI
	-2949134,077	-2949134,077				50% IDC
-1	-14745670,38	-14745670,38	-884740,223	-36274349,14	-36274349,14	50%TCI
	-2949134,077	-2949134,077				50% IDC
0	-25275075,3	-25275075,3	-1813717,457	-64837708,94	-64837708,94	WCI
	-1474567,038	-1474567,038				<i>Plant Start Up</i>
1	22834399,62	18452910,05	-3241885,447	-45245194,76	-49626684,34	<i>Not Payout yet</i>
2	24344494	19585480,83	-2481334,217	-23382034,98	-32522537,72	<i>Not Payout yet</i>
3	25854588,37	20718051,61	-1626126,886	846426,498	-13430613	<i>Not Payout yet</i>
4	27364682,74	21850622,39	-671530,6498	27539578,59	7748478,745	<i>Payout</i>
5	28874777,11	22983193,17	387423,9372	56801779,64	31119095,85	<i>Payout</i>
6	28874777,11	22983193,17	1555954,793	87232511,55	55658243,81	<i>Payout</i>
7	28874777,11	22983193,17	2782912,191	118890200,8	81424349,17	<i>Payout</i>
8	28874777,11	22983193,17	4071217,459	151836195,4	108478759,8	<i>Payout</i>
9	28874777,11	22983193,17	5423937,99	186134910,5	136885891	<i>Payout</i>
10	28874777,11	22983193,17	6844294,548	221853982,2	166713378,7	<i>Payout</i>
11	28874777,11	22983193,17	8335668,934	259064428,2	198032240,8	<i>Payout</i>
12	28874777,11	22983193,17	9901612,039	297840817,4	230917046	<i>Payout</i>
13	28874777,11	22983193,17	11545852,3	338261446,8	265446091,5	<i>Payout</i>

Tahun	Cash Flow Before (USD)	Cash Flow (USD)	Bunga 5% CCF	CFF Before Tax	CCF After Tax	Keterangan
14	28874777,11	22983193,17	13272304,57	380408528,5	301701589,2	<i>Payout</i>
15	28874777,11	22983193,17	15085079,46	424368385,1	339769861,8	<i>Payout</i>
16	28874777,11	22983193,17	16988493,09	470231655,3	379741548,1	<i>Payout</i>
17	28874777,11	22983193,17	18987077,4	518093509,8	421711818,7	<i>Payout</i>
18	28874777,11	22983193,17	21085590,93	568053877,8	465780602,8	<i>Payout</i>
19	28874777,11	22983193,17	23289030,14	620217685,1	512052826,1	<i>Payout</i>
20	28874777,11	22983193,17	25602641,3	674695103,5	560638660,5	<i>Payout</i>

- *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal Rate of Return dihitung dengan melakukan percobaan nilai IRR hingga diperoleh kondisi *Net Present Value* (NPV) sama dengan nol. Nilai *present value* dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$P = \frac{F}{(1+IRR)^n}$$

Keterangan:

P = *Present Value*

F = Nilai uang pada tahun ke-n

n = Tahun

Sehingga diperoleh:

IRR = 29,29%

Tabel 7.23 *Net Present Value*

Tahun	Cash Flow (US\$)	Disc. Factor	Present Value
-2	-13.072.893,51	1,671692179	-21853853,84
	-2.614.578,70	1,671692179	-4370770,767
-1	-13.072.893,51	1,292939356	-16902458,52
	-2.614.578,70	1,292939356	-3380491,704
0	-25.793.296,68	1	-25793296,68
	-1.307.289,35	1	-1307289,351
1	19.122.857,19	0,77343148	14790219,74
2	20.299.652,01	0,598196254	12143175,8
3	21.476.446,83	0,462663814	9936374,812
4	22.653.241,64	0,357838759	8106207,872
5	23.830.036,46	0,276763761	6595290,513
6	23.830.036,46	0,214057805	5101005,303
7	23.830.036,46	0,165559045	3945278,082
8	23.830.036,46	0,128048577	3051402,266
9	23.830.036,46	0,099036801	2360050,571
10	23.830.036,46	0,076598179	1825337,407
11	23.830.036,46	0,059243443	1411773,412
12	23.830.036,46	0,045820744	1091910
13	23.830.036,46	0,035439206	844517,567

Tahun	Cash Flow (US\$)	Disc. Factor	Present Value
14	23.830.036,46	0,027409797	653176,472
15	23.830.036,46	0,0211996	505187,2455
16	23.830.036,46	0,016396438	390727,7191
17	23.830.036,46	0,012681521	302201,1181
18	23.830.036,46	0,009808288	233731,858
19	23.830.036,46	0,007586039	180775,5769
20	23.830.036,46	0,005867281	139817,522
Net Present Value			0,00

- **Break Even Point (BEP)**

Break Even Point merupakan kondisi ketika pendapatan yang diperoleh sama dengan biaya yang dikeluarkan sehingga perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Analisis BEP digunakan untuk menentukan kapasitas produksi minimum yang harus dicapai agar perusahaan mulai memperoleh keuntungan. Perhitungan BEP dilakukan berdasarkan Aries dan Newton (1955) dengan persamaan berikut

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa = *Fixed Manufacturing Cost*

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales* (Penjualan Produk)

Sehingga diperoleh:

BEP = 20,89%

Nilai BEP sebesar 20,89% menunjukkan bahwa pabrik harus beroperasi pada kapasitas di atas nilai tersebut agar dapat menghasilkan keuntungan. Apabila kapasitas produksi berada di bawah nilai BEP, maka perusahaan belum memperoleh laba karena pendapatan yang dihasilkan masih digunakan untuk menutupi biaya produksi.

- **Shut Down Point (SDP)**

Shut Down Point merupakan tingkat kapasitas produksi minimum yang masih memungkinkan pabrik untuk beroperasi. Kondisi ini terjadi ketika pendapatan yang diperoleh hanya mampu menutupi sebagian biaya operasi sehingga kegiatan produksi menjadi tidak ekonomis untuk dilanjutkan. Penyebab kondisi tersebut dapat berasal dari tingginya *variable cost* maupun keputusan manajemen akibat kegiatan produksi yang tidak lagi menghasilkan keuntungan. Perhitungan SDP dilakukan berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 207 menggunakan persamaan berikut.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,3Ra)} 100\%$$

Keterangan:

Ra = *Regulated Cost*

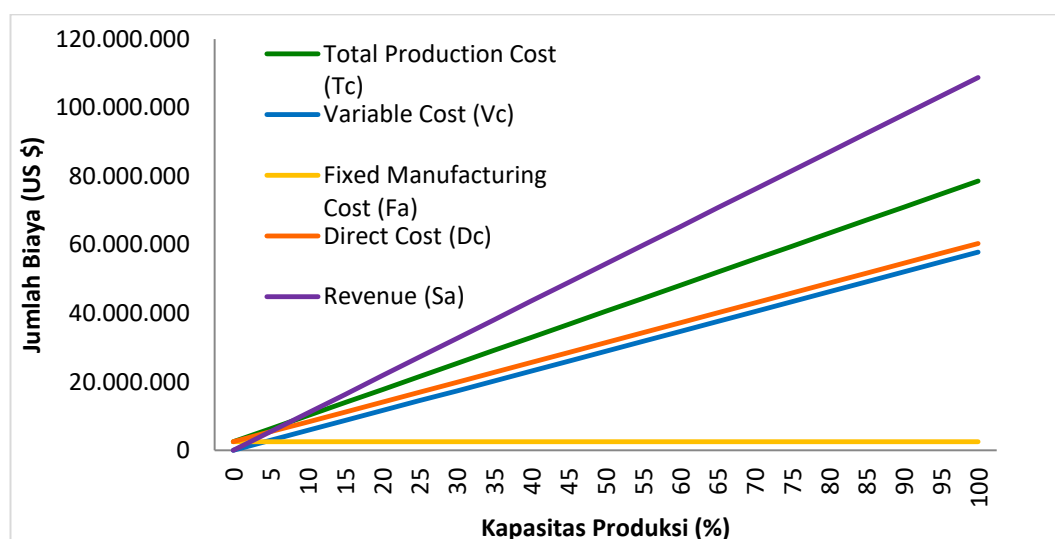
Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales* (Penjualan Produk)

Sehingga diperoleh:

SDP = 14,33%

Nilai SDP sebesar 14,33% menunjukkan bahwa pabrik masih dapat beroperasi selama kapasitas produksi berada di atas nilai tersebut. Apabila kapasitas produksi turun hingga di bawah 14,33%, maka operasi pabrik harus dihentikan karena sudah tidak mampu memberikan keuntungan secara ekonomis.



Gambar 7.2 Grafik Kelayakan Ekonomi

7.5 Hasil Perhitungan

Tabel 7.24 Evaluasi Kelayakan Pabrik

Parameter	Nilai	Ambang Batas		Hasil	Kesimpulan
		Low Risk	High Risk		
<i>Pay Out Time</i>	3,85 Tahun	Maksimum 5 Tahun	Maksimum 2 Tahun	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Return on Investment</i>	24,56%	Minimal 11%	Minimal 44%	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Internal Return Rate</i>	29,29%	> 12%	< 12%	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Break Even Point</i>	20,89%	30 - 60%	Minimal 60%	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Shutdown Point</i>	14,33%	<BEP		<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Rate of Return</i>	28,83%	8 - 16%	24 - 32%	<i>High Risk</i>	Layak

DAFTAR PUSTAKA

- 99 Group. (2016). *Harga tanah kawasan industri di Indonesia*. <https://www.99.co>
- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. McGraw-Hill.
- Badan Pusat Statistik. (2025). *Ekspor dan impor vinyl chloride monomer (VCM) tahun 2018–2025*. <https://www.bps.go.id>
- Brighton. (2026). *Harga tanah kawasan industri di Indonesia*. <https://brighton.co.id>
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design*. John Wiley & Sons.
- Chemical Engineering Online. (2025). *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*. <https://www.chemengonline.com>
- Couper, J. R. (2003). *Chemical process equipment: Selection and design*. Elsevier.
- Dewi. (2019). Penyusunan troubleshooting pada standar operasional prosedur (SOP) aktivitas khusus divisi HR PT XYZ. *Industrial Engineering Online Journal*.
- Dimian, A. C., & Bildea, C. S. (2008). *Chemical process design: Computer-aided case studies*. Wiley. <https://doi.org/10.1002/9783527621583>
- Dry, J., Lawson, B., Le, P., Osisanya, I., Patel, D., & Shelton, A. (2003). *Vinyl chloride production*. Capstone Design Project, University of Oklahoma.
- Dutta, T. (2013). *Production of vinyl chloride monomer via acetylene-HCl reaction*.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport processes and separation process principles* (4th ed.). Pearson Education International.
- JDIH Kabupaten Serang. (2024). *Pengelolaan lingkungan serta pengembangan infrastruktur pendukung industri*. <https://jdih.serangkab.go.id>
- Kementerian Kesehatan Republik Indonesia. (2002). *Keputusan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 1405/MENKES/SK/XI/2002 tentang Persyaratan Kesehatan Lingkungan Kerja Perkantoran dan Industri*.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill.
- Kirk-Othmer. (2001). *Kirk-Othmer encyclopedia of chemical technology* (Vol. 6). John Wiley & Sons.
- LG Electronics. (n.d.). *Air conditioner products*. <https://www.lg.com>
- Matche. (2014). *Equipment cost database*. <https://matche.com/equipcost/>
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering* (5th ed.). McGraw-Hill.

- Nyeng, I. (2015). *Modeling of a 1,2-dichloroethane cracker*. Norwegian University of Science and Technology.
- Patent US6391160. (2002). *Method for producing vinyl chloride monomer*. U.S. Patent and Trademark Office.
- Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia Nomor P.16/MENLHK/SETJEN/KUM.1/4/2019 tentang Penyusunan Dokumen Lingkungan Hidup.
- Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 23 Tahun 2015 tentang Pengelolaan Kawasan Industri.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook* (8th ed.). McGraw-Hill.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers* (4th ed.). McGraw-Hill.
- Philips Indonesia. (n.d.). *Produk lampu LED*. <https://www.philips.co.id>
- Pratiwi, A. (2017). [Judul referensi mengenai behavior-based safety management]. [Lengkapi penerbit].
- PT Asahimas Chemical. (2025). *Kapasitas produksi ethylene dichloride (EDC)*. <https://www.asahimas.com>
- PT Sulfindo Adiusaha. (2025). *Kapasitas produksi ethylene dichloride (EDC)*. <https://www.sulfindo.com>
- Smith, J. M. (1981). *Chemical engineering kinetics* (3rd ed.). McGraw-Hill.
- Standar Nasional Indonesia. (2019). *SNI 1726:2019 Tata cara perencanaan ketahanan gempa untuk struktur bangunan gedung dan non gedung*. Badan Standardisasi Nasional.
- Towler, G., & Sinnott, R. K. (2020). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (3rd ed.). Elsevier.
- U.S. Patent No. US20140329983A1. (2014). *Process for the manufacture of vinyl chloride monomer (VCM) and of polyvinyl chloride (PVC)*. U.S. Patent and Trademark Office.
- Uhde GmbH. (2025). *Vinyl chloride monomer (VCM) technology and plant capacities*. Thyssenkrupp Uhde.
- Ullmann, F. (2012). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH.
- Ulrich, G. D. (1984). *A guide to chemical engineering process design and economics*. John Wiley & Sons.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal.

Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup.

Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas.

Villbrandt, F. C., & Dryden, C. E. (1959). *Chemical engineering plant design* (4th ed.). McGraw-Hill.

Walas, S. M. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design* (3rd ed.). Butterworth-Heinemann.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook*. McGraw-Hill.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 70.000 ton/tahun
 Operasi Pabrik = 330 Hari
 Basis Perhitungan = 1 Jam Operasi

Tabel A.1 Berat molekul komponen

Komponen	BM
EDC	98,96
VCM	62,5
HCl	36,46

Kebutuhan EDC

$$\begin{aligned}
 \text{Mol VCM} &= \frac{70.000}{62,5} = 1.120.000 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}} \\
 &= \text{mol VCM} \times \left(\frac{100}{55} \right) \\
 &= 1.120.000 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}} \times \left(\frac{100}{55} \right) \\
 &= 2.036.363 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan EDC} &= \text{Mol EDC} \times \text{BM EDC} \\
 &= 2.036.363 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}} \times 98,96 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 &= 201.600.000 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \\
 &= 201.600 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \\
 &= 610.909,1 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \\
 &= 25.454,54 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

Hasil Produk VCM

$$VCM\ 55\% = \text{Kebutuhan EDC} \times 55\%$$

$$= 2.036.363 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}} \times 55\%$$

$$= 1.120.000 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Selektivitas } 99\% = 1.108.800 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

$$VCM\ \text{sis}a = VCM\ 55\% - \text{Selektivitas}$$

$$= 1.120.000 - 1.108.800 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

$$= 11.200 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Hasil Produk VCM} = 69.300 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}$$

$$= 8.750\ \text{kg/jam}$$

Hasil Produk HCl

$$HCl\ 55\% = \text{Kebutuhan EDC} \times 55\%$$

$$= 2.036.363 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}} \times 55\%$$

$$= 1.120.000 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

$$\text{selektivitas } 99\% = 1.120.000 - 1.108.800 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

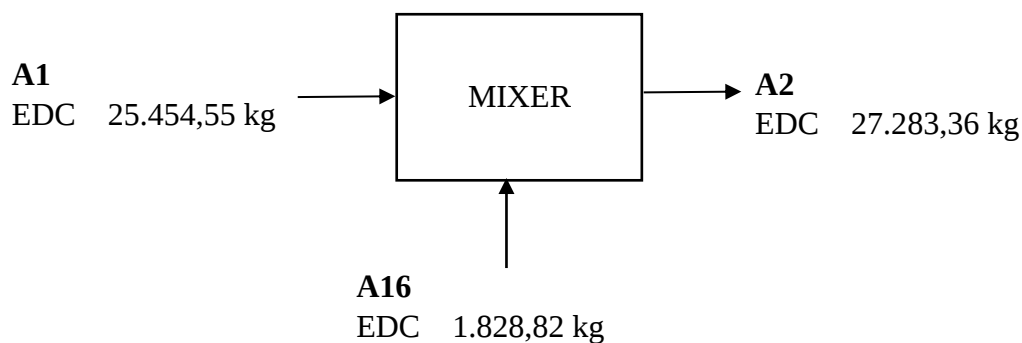
$$HCl\ \text{sis}a = HCl\ 55\% - \text{Selektivitas}$$

$$= 11.200 \frac{\text{kmol}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Hasil Produk HCl} = 40.471 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}$$

$$= 5.110 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}$$

A.1 Neraca Massa Mixer



Keterangan:

- A1 = Aliran umpan EDC murni
 A2 = Aliran keluaran EDC campuran
 A16 = Aliran umpan EDC *recycle*
 Massa masuk = Massa keluar
 A1 + A16 = A2

Tabel A.2 Neraca masa Pada Mixer

Komponen	Input		Output
	A1	A16	A2
EDC	25.454,5454	1.828,8213	27.283,3668
VCM			
HCl			
H ₂ O			
Jumlah	25.454,5454	1.828,8213	27.283,36668
TOTAL	27.283,3668		27.283,3668

A.2 Neraca Massa Furnace



Keterangan:

- A2 = Aliran umpan EDC campuran dari *mixer*
 A3 = Aliran keluaran dari *furnace*

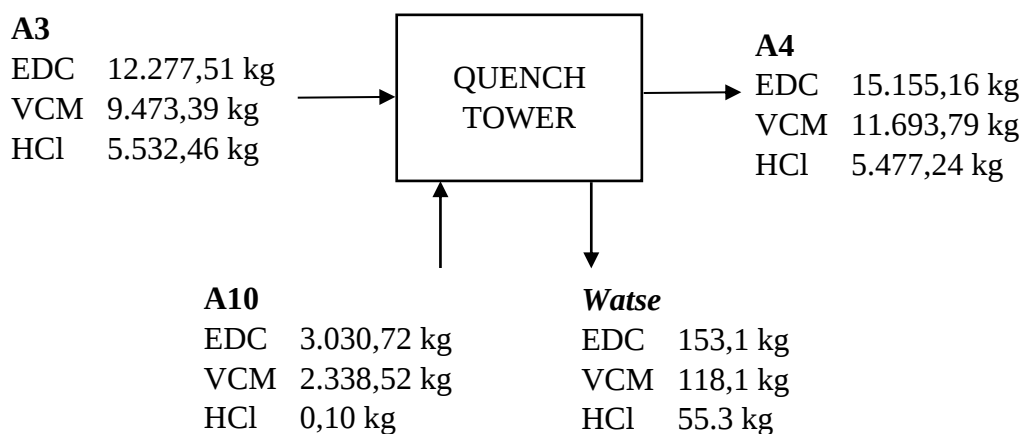
Massa masuk = Massa keluar

A2 = A3

Tabel A.3 Neraca masa Pada Furnace

Komponen	Input	Output
	A2	A3
EDC	27.283,3668	12.277,5150
VCM	0	9.473,3912
HCl	0	5.532,4605
H ₂ O	0	0
Jumlah	27.283,3668	27.283,3668
TOTAL	27.283,3668	27.283,3668

A.3 Neraca Massa *Quench Tower*



Keterangan:

A3 = Aliran umpan dari *furnace* reaktor

A4 = Aliran keluaran dari *Quench Tower*

A10 = Aliran keluaran dari sebagian *bottom product flash separator*

Waste = Aliran kaluaran dari quech tower menuju *waste treatment unit*

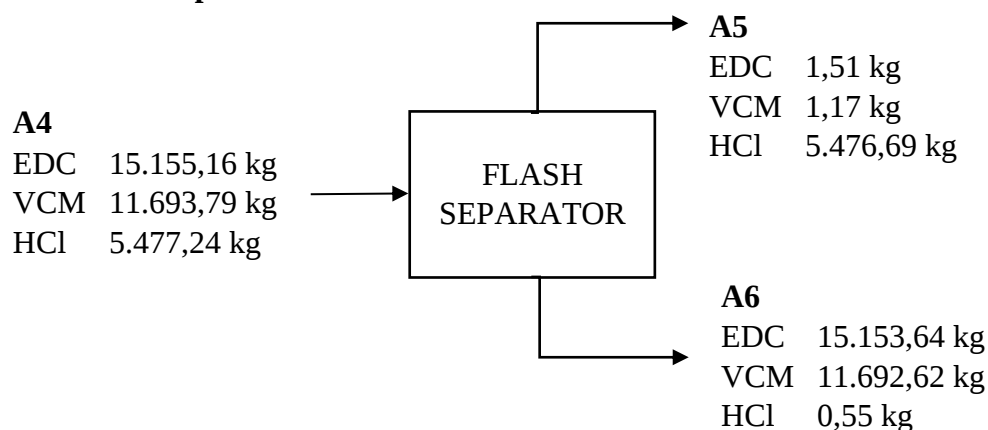
Massa masuk = Massa keluar

A3 + A10 = A4 + Waste

Tabel A.4 Neraca masa Pada *Quench Tower*

Komponen	Input			Output
	A3	A10	A4	Waste
EDC	12.277,51507	3.030,729277	15.155,1619	153,1
VCM	9.473,391256	2.338,525677	11.693,79776	118,1
HCl	5.532,460494	0,109544887	5.477,244338	55,3
H ₂ O	0	0	0	0
Jumlah	27.283,36682	5.369,364499	32.326,204	326,5
TOTAL	32.652,73132		32.652,73132	

A.4 Neraca Massa Flash Separator



Keterangan:

A4 = Aliran umpan campuran (EDC_(liq), VCM_(liq), dan HCl_(g))

A5 = Aliran keluaran gas HCl

A6 = Aliran keluaran campuran VCM dan EDC

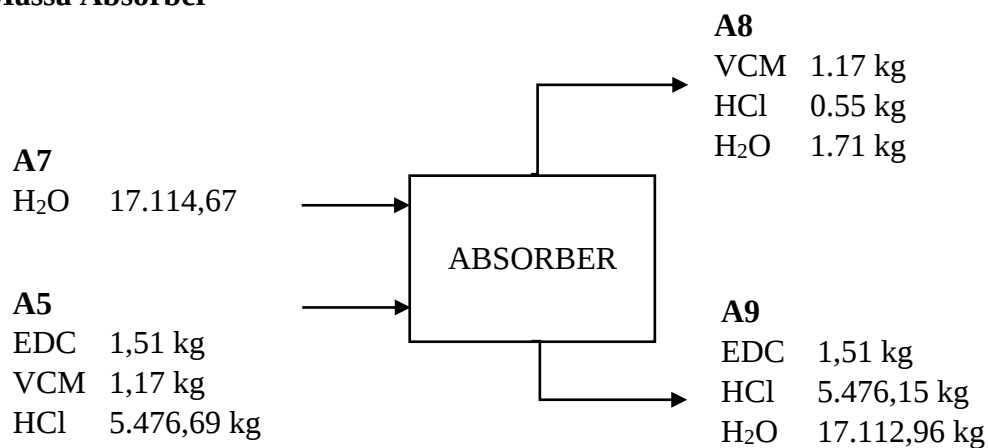
Massa Masuk = Massa Keluar

A4 = A5 + A6

Tabel A.5 Neraca masa Pada Flash Separator

Komponen	Input		Output
	A4	A5	A6
EDC	15.155,1619	1,51551619	15.153,64639
VCM	11.693,79776	1,169379776	11.692,62838
HCl	5.477,244338	5.476,696614	0,547724434
H ₂ O	0	0	0
Jumlah	32.326,204	5.479,38151	26.846,82249
TOTAL	32.326,204		32.326,204

A.5 Neraca Massa Absorber



Keterangan:

A5 = Aliran keluaran gas HCl dari *flash separator*

A7 = Aliran *process water*

A8 = Aliran product atas *absorber*

A9 = Aliran keluaran *absorber* (HCl terabsorpsi)

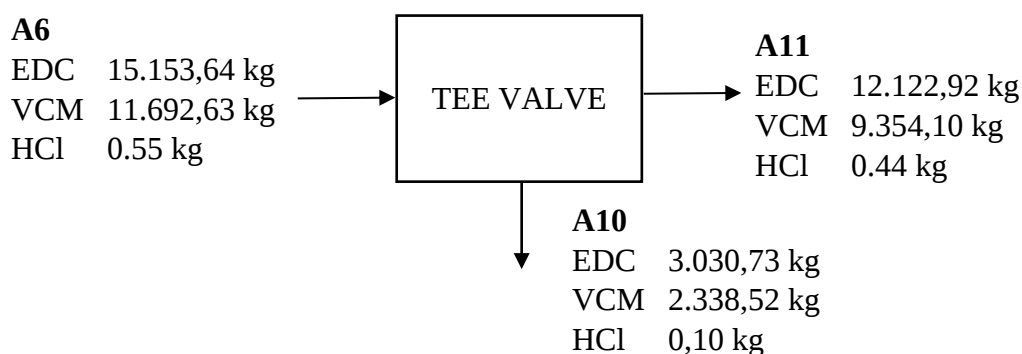
Massa masuk = Massa keluar

A5 + A7 = A8 + A9

Tabel A.6 Neraca masa Pada Absorber

Komponen	Input		Output	
	A5	A7	A8	A9
EDC	1,51551619			1,5155162
VCM	1,169379776		1,169379776	
HCl	5.476,696614		0,547669661	5.476,1489
H ₂ O		17.114,67692	1,711467692	17.112,965
Jumlah	5.479,38151	17.114,67692	3,42851713	22.590,63
TOTAL	22.594,05843			22.594,05843

A.6 Neraca Massa Tee Valve



Keterangan:

A6 = Aliran umpan campuran VCM dan EDC

A10 = Aliran keluaran menuju *Quench tower*

A11 = Aliran keluaran menuju menara distilasi

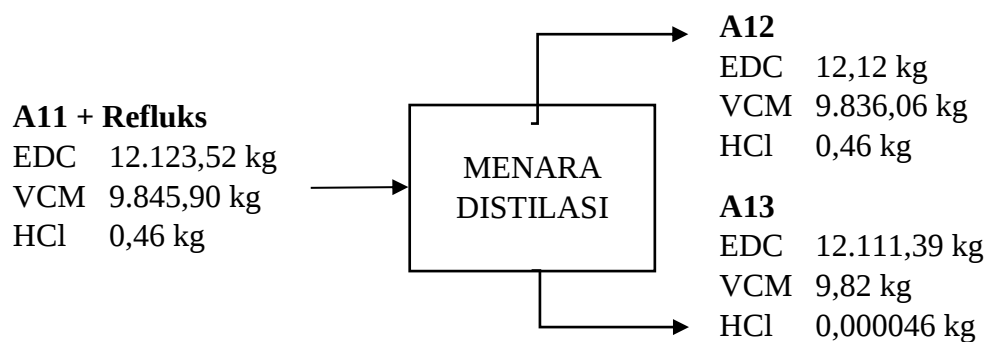
Massa masuk = Massa keluar

$A6 = A10 + A11$

Tabel A.7 Neraca masa Pada Tee valve

Komponen	Input		Output	
	A6	A10	A11	
EDC	15.153,64639	3.030,729277	12.122,91711	
VCM	11.692,62838	2.338,525677	9.354,102707	
HCl	0,547724434	0,109544887	0,438179547	
H ₂ O	0	0	0	
Jumlah	26.846,82249	5.369,364499	21.477,458	
TOTAL	26.846,82249		26.846,82249	

A.7 Neraca Massa Menara Distilasi



Keterangan:

A11 = Aliran umpan campuran VCM dan EDC

A12 = Aliran keluaran VCM

A13 = Aliran keluaran EDC

Massa masuk = Massa keluar

A11 = A12 + A13

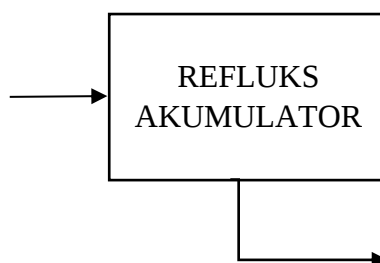
Tabel A.8 Neraca masa Pada Menara Distilasi

Komponen	Input		Output
	A11 + Refluks	A12	A13
EDC	12.123,52328	12,12352328	12.111,39976
VCM	9.845,905697	9.836,059791	9,845905697
HCl	0,461217354	0,460756137	0,000461217
H ₂ O	0	0	0
Jumlah	21.969,8902	9.848,644071	12.121,24613
TOTAL	21.969,8902		21.969,8902

A.8 Neraca Massa Refluks Akumulator

A12

EDC 12,12 kg
VCM 9.836,06 kg
HCl 0,46 kg



A14

EDC 11,52 kg
VCM 9.344,25 kg
HCl 0,44 kg

Refluks

EDC 0,60 kg
VCM 491,80 kg
HCl 0,02 kg

Keterangan:

A12 = Aliran umpan VCM

A14 = Aliran keluaran VCM menuju tangki penyimpanan

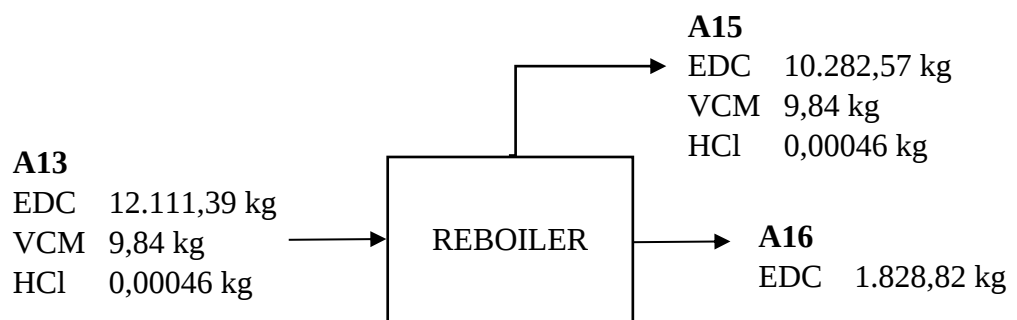
Refluks = Aliran keluaran VCM menuju menara distilasi

Massa masuk = Massa keluar

A12 = A14 + Refluks

Tabel A.8 Neraca massa Pada Refluks Akumulator

Komponen	Input		Output
	A12	A14	Refluks
EDC	12,12352328	11,51734712	0,606176164
VCM	9.836,059791	9.344,256802	491,8029896
HCl	0,460756137	0,43771833	0,023037807
H ₂ O			
Jumlah	9.848,644071	9.356,211867	492,4322035
TOTAL	9.848,644071		9.848,644071

A.9 Neraca Massa Reboiler

Keterangan:

A13 = Aliran umpan EDC

A15 = Aliran keluaran EDC kembali ke menara distilasi

A16 = Aliran keluaran EDC *recycle* menuju *mixer*

Massa masuk = Massa keluar

 $A13 = A15 + A16$ **Tabel A.9** Neraca massa Pada Reboiler

Komponen	Input		Output
	A13	A15	A16
EDC	12.111,39976	10.282,5784	1.828,821364
VCM	9,845905697	9,845905697	0
HCl	0,000461217	0,000461217	0
Jumlah	12.121,24613	10.292,42476	1.828,821364
TOTAL	12.121,24613		12.121,24613

A.10 Neraca Massa Overall

Tabel A.10 Neraca Massa Overall

Komp.	Input			Output			
	A1	A7	A8	A9	A14	Waste	A15
	kg/jam						
EDC	25.454,54		0	1,51552	11,517	153,082	10.282,5
VCM			1,169		9.344,3	118,119	9,84590
HCl			0,547	5.476,1	0,4377	55,3257	0,00046
H ₂ O		17.114,67	1,711	17.113			0
Total	25.454,54	17.114,67	3,428517	22.590,6	9.356,2	326,527	10.292,4
	44.398,04374			44.398,04374			

$$Efisiensi\ Produksi = \frac{Jumlah\ Produk}{Jumlah\ Bahan} \times 100\%$$

$$Efisiensi\ Produksi = \frac{25.102,98}{25.454,54} \times 100\%$$

$$Efisiensi\ Produksi = 98.62 \%$$

$$Kemurnian\ Produk\ VCM = \frac{9.344,26}{9.356,21} \times 100\%$$

$$Kemurnian\ Produk\ VCM = 99,87 \%$$

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis = 1 Jam operasi

Diketahui = $T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$

➤ Kapasitas Panas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Keterangan:

C_p = Kapasitas Panas Cairan (kJ/kmol K)

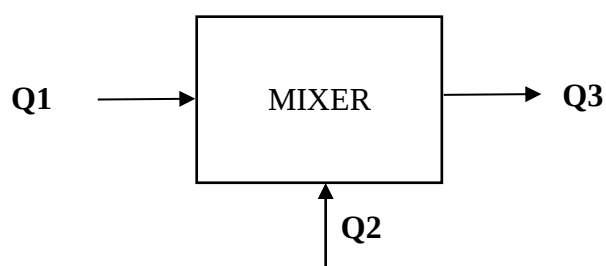
A, B, C, dan D = Konstanta

T = Suhu (K)

Tabel B.1 Data Kapasitas Panas Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D	E
EDC Gas	37,275	1,44E-01	1,04E-05	-7,83E-11	2,89E-11
VCM Gas	17,193	1,46E-01	-6,43E-05	-3,24E-09	6,79E-12
HCl Gas	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,05E-12
EDC Cair	26,31	7,76E-01	-2,23E-03	2,61E-06	
VCM Cair	45,366	2,88E-01	-1,15E-03	2,16E-06	
HCl Cair	73,993	-1,29E-01	-7,90E-05	2,64E-06	

B.1 Neraca Panas Mixer



Keterangan:

Q1= Panas umpan *mixer* (EDC)

Q2= Panas umpan EDC *recycle*

Q3= Panas keluar *mixer* (EDC)

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q1 + Q2 = Q3$$

Data aliran yang digunakan ditunjukkan pada Tabel B.2

Tabel B.2 Data Aliran Komponen

Aliran	Komponen	Massa (kg/jam)	Temperatur (°C)
A1	EDC	25.454,545	30
A16	EDC Recycle	1.828,821	73
A2	EDC Campuran	27.283,367	32,88231724

Neraca Massa Mixer

Neraca massa total:

$$\Sigma \text{ Min} = \Sigma \text{ Mout}$$

$$m_{A1} + m_{A16} = m_{A2}$$

Substitusi:

$$25.454,545 + 1.828,821 = m_{A2}$$

$$m_{A2} = 27.283,367 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.3 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input		Output
	A1	A16	A2
EDC	25454,54545	1828,821364	27283,36682
VCM			
HCl			
Jumlah	25454,54545	1828,821364	27283,36682
	27283,36682		27283,36682

Pemeriksaan:

$$\Sigma \text{ Min} = 27.283,367 \text{ kg/jam}$$

$$\Sigma \text{ Mout} = 27.283,367 \text{ kg/jam}$$

➤ Perhitungan Temperatur Keluaran Mixer

Karena kedua aliran merupakan komponen yang sama (EDC), maka kapasitas panas kedua aliran dianggap sama sehingga digunakan persamaan:

$$m_1 C_{p1} (T_{out} - T_{1 in}) = m_2 C_{p2} (T_{out} - T_{2 in})$$

Karena $C_{p1} = C_{p2}$ maka,

$$m_1 (T_{out} - T_{1 in}) = m_2 (T_{out} - T_{2 in})$$

$$(m_1 T_{out} - m_1 T_{1 in}) = (m_2 T_{out} - m_2 T_{2 in})$$

$$(m_1 T_{out} - m_1 T_{1 in}) = (m_2 T_{out} - m_2 T_{2 in})$$

$$(m_1 T_{out} - m_1 T_{1 in}) = (m_2 T_{out} - m_2 T_{2 in})$$

$$(m_1 T_{out} - m_1 T_{1 in}) = (m_2 T_{out} - m_2 T_{2 in})$$

$$T_{out} = \frac{m_1 T_{1in} + m_2 T_{2in}}{m_1 + m_2}$$

$$= \frac{(25.454,54545 \times 30) + (1.828 \times 73)}{(25.454,54545 + 1.828)}$$

$$= 32,88231724^\circ\text{C}$$

Sehingga temperatur keluaran mixer adalah:

$$T(A2) = 32,8823^\circ\text{C}$$

➤ Panas Masuk

Kapasitas panas dihitung menggunakan persamaan Yaws (1999):

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data kapasitas panas masing – masing komponen yang terdapat pada Tabel B.1

1. Panas Aliran A1

Laju alir mol EDC:

$$n_{A1} = 25454,54545 \text{ kg/jam} / 99$$

$$= 257,1166208 \text{ kmol/jam}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{aliran}} = 30^\circ\text{C}$$

Dari integrasi persamaan C_p , diperoleh:

$$\int C_p dT = 26,31 + (0,776 \times (30-25)) + (-0,00223 \times (30-25)^2) + (0,00000261 \times (30-25)^3)$$

$$= 30,13457635 \text{ kJ/kmol}$$

Maka,

$$Q_1 = n(\int C_p dT)$$

$$Q_1 = 257,1166208 \times 30,13457635$$

$$Q_1 = 7748,100413 \text{ kJ/jam}$$

2. Panas Aliran A16 (Recycle)

Laju alir mol EDC:

$$n_{A1} = 1828,821364 \text{ kg/jam} / 99$$

$$= 18,47294307 \text{ kmol/jam}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{aliran}} = 73^\circ\text{C}$$

Dari integrasi persamaan C_p , diperoleh:

$$\int C_p dT = 26,31 + (0,776 \times (73-25)) + (-0,00223 \times (73-25)^2) + (0,00000261 \times (73-25)^3)$$

$$= 58,70872512 \text{ kJ/kmol}$$

Maka,

$$Q_2 = n(\int C_p dT)$$

$$Q_2 = 18,47294307 \times 58,70872512$$

$$Q_2 = 1084,522937 \text{ kJ/kmol}$$

3. Total Panas Masuk

Tabel B.4 Panas Masuk Mixer

Ket.	Komponen	Laju Alir (kmol/jam)	T reff (°C)	Cpdt	Q (kJ/jam)
Q1	EDC (A1)	257,116620	25	30,1345762	7748,100
Q2	EDC recycle (A16)	18,4729430	25	58,7087251	1084,522

$$Q_{in} = Q_1 + Q_2$$

$$Q_{in} = 7748,100413 \text{ kJ/jam} + 1084,522937 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = 8832,62335 \text{ kJ/jam}$$

➤ Neraca Panas Total Mixer

Karena mixer tidak mengalami kehilangan panas ke lingkungan (adiabatik), maka:

$$Q_3 (Q_{out}) = Q_1 + Q_2$$

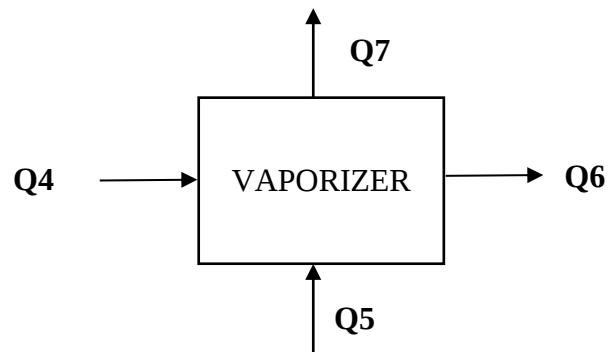
$$Q_3 (Q_{out}) = 7748,100413 \text{ kJ/jam} + 1084,522937 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_3 (Q_{out}) = 8832,62335 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5 Neraca Panas Mixer

Komponen	Input		Output
	Q1 kJ/jam	Q2 kJ/jam	Q3 kJ/jam
EDC	7748,100413	1084,522937	8832,62335
VCM			
HCl			
Jumlah	7748,100413	1084,522937	8832,62335
Total	8832,62335		8832,62335

B.2 Neraca Panas Vaporizer



Keterangan:

Q4 = Panas umpan *vaporizer* (EDC)

Q5 = Panas umpan produk atas *quench tower*

Q6 = Panas keluar *vaporizer* (EDC)

Q7 = Panas keluar *vaporizer*

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q4 + Q5 = Q6 + Q7$$

Pada *vaporizer* tidak terjadi reaksi kimia sehingga hanya terjadi perubahan fase dan perpindahan panas. Oleh karena itu, perhitungan diawali dan diakhiri dengan neraca massa pada unit yang terhubung dengan *vaporizer*.

Tabel B.6 Neraca Massa *Mixer*

Komponen	Input		Output
	A1	A16	A2
EDC	25454,54545	1828,821364	27283,36682
VCM			
HCl			
Jumlah	25454,54545	1828,821364	27283,36682
	27283,36682		27283,36682

Tabel B.7 Neraca Massa *Quench Tower*

Komponen	Input		Output	
	A3	A10	A4	Waste
EDC	12277,515	3030,729277	15155,1619	153,082443
VCM	9473,3913	2338,525677	11693,79776	118,119169
HCl	5532,4605	0,109544887	5477,244338	55,3257004
Jumlah	27283,367	5369,364499	32326,204	326,527313
Total	32652,73132		32652,73132	

➤ Menghitung *Dew Point Feed 1*

Aliran A2 berupa EDC murni yang akan diuapkan dalam vaporizer.

Diketahui:

Tekanan operasi:

$$P = 5 \text{ atm}$$

$$P = 5 \times 760$$

$$P = 3800 \text{ mmHg}$$

Maka dicari :

Temperature *Dew Point*

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan:

$$\ln P_{\text{sat}} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.8 Data Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,355	-6920,4	-10,651	9,14E-06	2

$$\ln P_{\text{sat}} = (92,355) + (-6920,4 / 419,050344) + (-10,651 \times (\ln 419,050344) + (0,000009143 \times (419,050344^2)))$$

$$= 13,14 \text{ Pa}$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P$$

$$= 3799,29619 / 3800$$

$$= 1$$

$$y_i = z_i$$

$$= 1 \times 1$$

$$= 1$$

$$x_i = y_i/K_i$$

$$= 1/1$$

$$= 1$$

Tabel B.9 Data Perhitungan Tekanan Uap Jenuh

Komp.	n A2 (kg/jam)	z _i	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	K _i	x _i	y _i
EDC	27283,36	1	13,14	506532,303	3799,296	1	1	1
VCM								
HCl								
Jumlah	27283,36	1	1,31E+01	506532,303	3799,296	1	1	1

Maka, Temperatur *Dew Point* yang diperoleh melalui hasil *goal seek* adalah

$$T_{Dew Point} = 419,050344 \text{ K}$$

$$= 145,900344^\circ\text{C}$$

➤ Menghitung *Bubble Point Feed 1*

Aliran A2 berupa EDC murni yang akan diuapkan dalam vaporizer.

Diketahui:

Tekanan operasi:

$$P = 3,28 \text{ atm}$$

$$P = 3,28 \times 760$$

$$P = 2492,8 \text{ mmHg}$$

Maka dicari :

Temperature *Bubble Point*

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan:

$$\ln Psat = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.10 Data Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,355	-6920,4	-10,651	9,14E-06	2

$$\begin{aligned}
\ln P_{\text{sat}} &= (92,355) + (-6920,4 / 400,494489) + (-10,651 \times (\ln 400,494489) \\
&\quad + (0,000009143 \times (400,494489^2))) \\
&= 12,71 \text{ Pa} \\
K_i &= P_{\text{sat}}/P \\
&= 2491,83939 / 2492,8 \\
&= 1 \\
y_i &= z_i \\
&= 1 \times 1 \\
&= 1 \\
x_i &= y_i/K_i \\
&= 1/1 \\
&= 1
\end{aligned}$$

Tabel B.11 Data Perhitungan Tekanan Uap Jenuh

Komp.	n A2 (kg/jam)	Zi	ln		Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
			Psat	Psat (Pa)				
EDC	27283,36	1	12,71	332218,67	2491,839	1	1	1
VCM								
HCl								
Jumlah	27283,36	1	12,71	332218,67	2491,839	1	1	1

Maka, Temperatur *Bubble Point* yang diperoleh melalui hasil *goal seek* adalah

$$\begin{aligned}
T_{\text{Bubble Point}} &= 400,494489 \text{ K} \\
&= 127,344489^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

➤ Menghitung Panas Masuk *Feed 1*

1. *Shell* (A2 sebagai fluida dingin)

Panas umpan vaporizer dihitung menggunakan:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui

Laju massa EDC:

$$m_{\text{Edc}} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Temperatur referensi:

$$T_{ref} = 25^{\circ}C$$

Temperatur masuk:

$$T_1 = 32,88231724^{\circ}C$$

Maka:

$$\Delta T = 32,88231724 - 25$$

$$\Delta T = 7,88231724^{\circ}C$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T = 32,29 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_4 = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_4 = 275,5895638 \times 32,29$$

$$Q_4 = 8.898,62 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.12 Data Perhitungan Panas Masuk *Shell Feed 1*

Keterangan	Komponen	n A2 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q4 (kJ/jam)
Q4	EDC	275,5895638	32,29	8898,622883
	VCM			
	HCl			
	Jumlah	275,5895638		8898,622883

2. *Tube* (A4 sebagai fluida panas)

Perhitungan Panas Umpan Produk Atas Quench Tower (Q5)

Panas umpan vaporizer dihitung menggunakan:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui

Laju massa :

$$m_{EDC} = 15155,1619 \text{ kg/jam}$$

$$m_{VCM} = 11693,79776 \text{ kg/jam}$$

$$m_{HCl} = 5477,244338 \text{ kg/jam}$$

$$m_{Total} = 32326,204 \text{ kg/jam}$$

BM

$$BM_{EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{VCM} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = \frac{15155,1619}{98,96} = 153,0824435$$

$$n_{VCM} = \frac{11693,79776}{62,5} = 187,1007642$$

$$n_{HCl} = \frac{5477,244338}{36,5} = 150,0614887$$

Temperatur referensi:

$$T_{ref} = 25^\circ C$$

Temperatur masuk:

$$T_1 = 32,88231724^\circ C$$

Maka:

$$\Delta T = 32,88231724 - 25$$

$$\Delta T = 7,88231724^\circ C$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 52,51 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{VCM} = 31,81 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{HCl} = 29,13 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_5 = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 153,0824435 \times 52,51 = 8038,830932 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 187,1007642 \times 31,81 = 5951,89368 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0614887 \times 29,13 = 4371,223971 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{Total} = 8038,830932 + 5951,89368 + 4371,223971$$

$$Q_{Total} = 18361,94858 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.13 Data Perhitungan Panas Masuk *Tube Feed 1*

Keterangan	Komponen	n A4 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q5 (kJ/jam)
Q5	EDC	153,0824435	52,51	8038,830932
	VCM	187,1007642	31,81	5951,89368
	HCl	150,0614887	29,13	4371,223971
	Jumlah	490,2446964		18361,94858

➤ Menghitung Panas Sensibel Cair *Feed 1*

Panas sensibel cair merupakan panas yang diperlukan untuk menaikkan temperatur EDC cair dari temperatur masuk hingga temperatur titik didih.

Diketahui :

Laju massa EDC:

$$m_{Edc} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

$$T_{input} = 316,5 \text{ K}$$

$$T_{Boiling} = 400 \text{ K}$$

$$\Delta T = 400 - 316,5$$

$$\Delta T = 83,5$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 77,08 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga panas sensible cair yang diperlukan sebesar:

$$Q_{sensibel} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{sensibel} = 275,5895638 \times 77,08 = 21241,72 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.14 Data Perhitungan Panas Sensibel Cair *Feed 1*

Komponen	n A2 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q sensibel (kJ/jam)
EDC	275,5895638	77,08	21241,72
VCM			
HCl			
Jumlah	275,5895638		21241,72

➤ Menghitung Panas Laten *Feed 1*

Panas laten digunakan untuk mengubah fase EDC dari cair menjadi uap pada temperatur konstan.

Diketahui

Laju massa EDC:

$$m_{Edc} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Untuk mencari panas penguapan digunakan rumus :

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T^n}{T_c} \right)$$

Tabel B.15 Data *Enthalpy of Vaporization* Komponen (Yaws,1999)

Komponen	A	Tc	N
EDC	45,426	561	0,342
VCM	35,582	432	0,483
HCl	30,54	324,65	0,647

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T^n}{T_c} \right)$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.12 maka, didapat nilai HVAP (λ) sebesar:

$$\Delta H_v = 29641,05434 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga panas laten yang diperlukan sebesar:

$$Q_{laten} = n(\Delta H_v)$$

$$Q_{\text{laten}} = 275,5895638 \times 29641,05434 = 8168765,24 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.16 Data Perhitungan Panas Laten *Feed 1*

Komponen	n A2 (kmol/jam)	ΔH_v (kJ/kmol)	Q laten (kJ/jam)
EDC	275,5895638	29641,05434	8168765,24
VCM			
HCl			
Jumlah	275,5895638		8168765,24

➤ Meghitung Panas Sensibel *Vapor Feed 1*

Setelah seluruh cairan berubah menjadi uap, temperatur dinaikkan hingga temperatur keluaran vaporizer.

Diketahui :

Laju massa EDC:

$$m_{\text{Edc}} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

$$T_{\text{Boiling}} = 400 \text{ K}$$

$$T_{\text{Final}} = 423 \text{ K}$$

$$\Delta T = 423 - 400$$

$$\Delta T = 23 \text{ K}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{\text{EDC}} = 40,59 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga panas sensible vapor yang diperlukan sebesar:

$$Q_{\text{sensibel}} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{\text{sensibel}} = 275,5895638 \times 40,59 = 11186,87 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.17 Data Perhitungan Panas Sensibel *Vapor Feed 1*

Komponen	n A2 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q sens vap (kJ/jam)
EDC	275,5895638	40,59	11186,87
VCM			
HCl			
Jumlah	275,5895638		11186,87

- Menghitung Total Perubahan Energi *Feed 1*

$$Q_{Feed\ 1} = Q\ sensibel\ Cair + Q\ Laten + Q\ Sensibel\ Vapor$$

$$Q_{sensibel} = 21241,72 + 8168765,24 + 11186,87$$

$$Q_{sensibel} = 8201193,83\ kJ/jam$$

- Menghitung *Dew Point Feed 2*

Diketahui:

Tekanan operasi:

$$P = 7\ atm$$

$$P = 7 \times 760$$

$$P = 5320\ mmHg$$

Maka dicari :

Temperature *Dew Point*

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan:

$$\ln Psat = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.18 Data *Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids* (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,355	-6920,4	-10,651	9,14E-06	2
VCM	91,432	-5141,7	-10,981	1,43E-05	2
HCl	104,27	-3731,2	-15,047	3,13E-02	1

$$\begin{aligned} \ln Psat\ EDC &= (92,355) + (-6920,4 / 388,5246733) + (-10,651 \times (\ln 388,5246733)) \\ &\quad + (0,000009143 \times (388,5246733^2)) \\ &= 12,42\ Pa \end{aligned}$$

$$\ln Psat\ VCM = (91,432) + (-5141,7 / 388,5246733) + (-10,981 \times (\ln 388,5246733))$$

$$\begin{aligned}
& +(0,00001432 \times (388,5246733^2)) \\
& = 14,89 \text{ Pa} \\
\text{In Psat HCl} & = (104,27) + (-3731,2 / 388,5246733) + (-15,047 \times (\ln 388,5246733)) \\
& \quad + (0,0313400 \times (388,5246733^1)) \\
& = 17,13 \text{ Pa} \\
\text{Ki EDC} & = \text{Psat/P} \\
& = 1854,293521 / 5320 \\
& = 0,3486 \\
\text{Ki VCM} & = \text{Psat/P} \\
& = 21894,76759 / 5320 \\
& = 4,1156 \\
\text{Ki HCl} & = \text{Psat/P} \\
& = 205767,3802 / 5320 \\
& = 38,6781 \\
\text{Nilai yi didapatkan dari hasil } & \text{goal seek} \\
\text{yi} & = \text{zi} \\
\text{yi EDC} & = 0,31342 \\
\text{yi VCM} & = 0,38341 \\
\text{yi HCl} & = 0,30253 \\
\text{xi EDC} & = \text{yi/Ki} \\
& = 0,31342/0,3486 \\
& = 0,89920737 \\
\text{xi VCM} & = \text{yi/Ki} \\
& = 0,38341/4,1156 \\
& = 0,093161126 \\
\text{xi HCl} & = \text{yi/Ki} \\
& = 0,30253/38,6781 \\
& = 0,007821743
\end{aligned}$$

Tabel B.19 Data Perhitungan *Dew Point Feed 2*

Komp.	n A4 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
EDC	15155,16	0,31	12,42	247219,35	1854,29	0,348	0,89	0,313
VCM	11693,79	0,38	14,89	2919068,82	21894,76	4,11	0,09	0,383
HCl	5477,24	0,30	17,13	27433456,02	205767,38	38,67	0,0078	0,302
Jumlah	32326,204	1			229516,44		1	1

Maka, Temperatur *Dew Point* yang diperoleh melalui hasil *goal seek* adalah

$$T_{Dew Point} = 388,5246733 \text{ K}$$

$$= 115,3746733 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

➤ Menghitung *Bubble Point Feed 2*

Diketahui:

Tekanan operasi:

$$P = 9 \text{ atm}$$

$$P = 9 \times 760$$

$$P = 6840 \text{ mmHg}$$

Maka dicari :

Temperature *Bubble Point*

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan:

$$\ln Psat = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.20 Data Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,355	-6920,4	-10,651	0,00000914	2
VCM	91,432	-5141,7	-10,981	0,00001432	2
HCl	104,27	-3731,2	-15,047	0,03134000	1

$$\begin{aligned} \ln Psat EDC &= (92,355) + (-6920,4 / 399,0340344) + (-10,651 \times (\ln 399,0340344)) \\ &\quad + (0,000009143 \times (399,0340344^2)) \\ &= 12,68 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\ln Psat VCM = (91,432) + (-5141,7 / 399,0340344) + (-10,981 \times (\ln 399,0340344))$$

$$\begin{aligned}
& +(0,00001432 \times (399,0340344^2)) \\
& = 15,06 \text{ Pa} \\
In \text{ Psat HCl} & = (104,27) + (-3731,2 / 399,0340344) + (-15,047 \times (\ln 399,0340344) \\
& +(0,03134000 \times (399,0340344^1)) \\
& = 17,31 \text{ Pa} \\
Ki \text{ EDC} & = Psat/P \\
& = 2406,115779 / 6840 \\
& = 0,3518 \\
Ki \text{ VCM} & = Psat/P \\
& = 26055,06698 / 6840 \\
& = 3,8092 \\
Ki \text{ HCl} & = Psat/P \\
& = 246517,3473 / 6840 \\
& = 36,0405 \\
\text{Nilai yi didapatkan dari hasil } goal \text{ seek} \\
yi & = zi \\
yi \text{ EDC} & = 0,31342 \\
yi \text{ VCM} & = 0,38341 \\
yi \text{ HCl} & = 0,30252 \\
xi \text{ EDC} & = yi/Ki \\
& = 0,31342 / 0,3518 \\
& = 0,890976577 \\
xi \text{ VCM} & = yi/Ki \\
& = 0,38341 / 3,8092 \\
& = 0,100653144 \\
xi \text{ HCl} & = yi/Ki \\
& = 0,30252 / 36,0405 \\
& = 0,008394157
\end{aligned}$$

Tabel B.21 Data Perhitungan *Bubble Point Feed 2*

Komp.	n A4 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
EDC	15155,16	0,31	12,68	320789,77	2406,12	0,35	0,89	0,31
VCM	11693,80	0,38	15,06	3473731,03	26055,07	3,81	0,10	0,38
HCl	5477,24	0,30	17,31	32866350,33	246517,35	36,04	0,01	0,30
Jumlah	32326,20	1,00			274978,53		1,00	1,00

Maka, Temperatur *Bubble Point* yang diperoleh melalui hasil *goal seek* adalah

$$T_{Bubble Point} = 399,0340344 \text{ K}$$

$$= 125,8840344^{\circ}\text{C}$$

➤ Menghitung Panas Keluar *Feed 2*

1. *Shell* (A2 sebagai fluida dingin)

Panas umpan vaporizer dihitung menggunakan:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui

Laju massa EDC:

$$m_{Edc} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Temperatur referensi:

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$$

Temperatur masuk:

$$T_1 = 150^{\circ}\text{C}$$

Maka:

$$\Delta T = 150 - 25$$

$$\Delta T = 125^{\circ}\text{C}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T = 55,44 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_6 = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_6 = 275,5895638 \times 55,44$$

$$Q_6 = 15279,9877 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.22 Data Perhitungan Panas Kuar *Shell Feed 1*

Keterangan	Komponen	n A2 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q4 (kJ/jam)
Q4	EDC	275,5895638	32,29	8898,622883
	VCM			
	HCl			
	Jumlah	275,5895638		8898,622883

2. *Tube* (A4 sebagai fluida panas)

Panas umpan vaporizer dihitung menggunakan:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui

Laju massa :

$$m_{EDC} = 15155,1619 \text{ kg/jam}$$

$$m_{VCM} = 11693,79776 \text{ kg/jam}$$

$$m_{HCl} = 5477,244338 \text{ kg/jam}$$

$$m_{Total} = 32326,204 \text{ kg/jam}$$

BM

$$BM_{EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{VCM} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = \frac{15155,1619}{98,96} = 153,0824435$$

$$n_{VCM} = \frac{11693,79776}{62,5} = 187,1007642$$

$$n_{HCl} = \frac{5477,244338}{36,5} = 150,0614887$$

Temperatur referensi:

$$T_{ref} = 25^{\circ}C$$

Temperatur masuk:

$$T_1 = 50^{\circ}C$$

Maka:

$$\Delta T = 50 - 25$$

$$\Delta T = 25^{\circ}C$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p\Delta T$ sebesar:

$$C_p\Delta T_{EDC} = 40,88 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{VCM} = 20,80 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{HCl} = 29,21 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_7 = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 153,0824435 \times 40,88 = 6258,241453 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 187,1007642 \times 20,80 = 2457,205266 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0614887 \times 29,21 = 1616,245003 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{Total} = 6258,241453 + 2457,205266 + 1616,245003$$

$$Q_{Total} = 10331,69172 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.23 Data Perhitungan Panas Keluar Tube Feed 1

Keterangan	Komponen	n A4 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q7 (kJ/jam)
Q7	EDC	153,08	40,88	6258,24
	VCM	118,12	20,80	2457,21
	HCl	55,33	29,21	1616,25
Jumlah		326,53		10331,69

➤ Neraca Panas Total Vaporizer

$$Q_{input} = Q_4 + Q_5 + Q_{Serap}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8898,62 + 18361,95 + 8167116,26 \\
 &= 8194376,83 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{output}} &= Q_6 + Q_7 + Q_{\text{Vapor}} \\
 &= 15279,90 + 10331,69 + 8168765,24 \\
 &= 8194376,83 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.23 Data Perhitungan Panas Keluar *Tube Feed 1*

Komp	Input			Output		
	Q4 (kJ/jam)	Q5 (kJ/jam)	Q serap	Q6 (kJ/jam)	Q7 (kJ/jam)	Q vap (kJ/jam)
EDC	8898,62	8038,83	8167116,26	15279,90	6258,24	8168765,24
VCM		5951,89			2457,21	
HCl		4371,22			1616,25	
Jumlah	8898,62	18361,95	8167116,26	15279,90	10331,69	8168765,24
TOTAL		8194376,83			8194376,83	

B.3 Neraca Panas Kompresor



Keterangan:

Q8= Panas umpan Kompresor

Q9= Panas keluar Kompresor

Panas Masuk = Panas keluar

$$Q_8 = Q_9$$

Komponen yang dikompresi adalah EDC dalam fase gas. Tidak terjadi reaksi kimia maupun perubahan jumlah massa selama proses kompresi sehingga berlaku:

$$\sum m_{\text{masuk}} = \sum m_{\text{keluar}}$$

Tabel B.24 Neraca Massa *Mixer*

Komponen	Input		Output
	A1	A16	A2
EDC	25454,55	1828,72	27283,27
VCM			
HCl			
Jumlah	25454,55	1828,72	27283,27
	27283,27		27283,27

➤ Menentukan Jumlah *Stage*

Diketahui:

Suhu Masuk Kompresor (T1) = 423 K

Suhu Keluar Kompresor (T2) = 446,86 K

Tekanan Masuk Kompresor (P_{in}) = 5 atm

Tekanan Keluar Kompresor (P_{out}) = 11 atm

Asumsi Jumlah *Stage* (n) = 2

Rasio Kompresi :

Menurut Coulson and Richardson (1983), kompresor sentrifugal mempunyai rasio kompresi maksimum:

$$RC < 4$$

Rasio kompresi dihitung menggunakan:

$$RC = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{1/n}$$

Substitusi:

$$RC = \left(\frac{11}{5} \right)^{1/2}$$

$$RC = 1,4832$$

Karena $RC < 4$, maka digunakan 2 stage

➤ Menentukan Suhu Keluar *Stage* 1

Diketahui :

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$P_i = \sqrt{P_{in} P_{out}}$$

$$= \sqrt{5 \times 11}$$

$$= 7,416 \text{ atm}$$

$$T1 = 423 \text{ K}$$

$$= 149,85^{\circ}\text{C}$$

$$P1 = 5 \text{ atm}$$

Kapasitas Panas Campuran

Laju massa EDC:

$$m_{EDC} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Fraaksi mol:

$$y_i = 1$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai C_{pi} sebesar:

$$C_{pi} = 80,19 \text{ kJ/kmol}$$

Kapasitas panas campuran:

$$C_p = \sum y_i C_{pi}$$

$$C_p = 1 \times 80,19$$

$$C_p = 80,19 \text{ kJ/kmol.K}$$

Tabel B.25 Data Perhitungan Kapasitas Panas Komponen

Komponen	n A2 (kmol/jam)	y _i	C _{pi}	C _{pi} *y _i
EDC	275,59	1	80,19	80,19
VCM				
HCl				
Jumlah	275,5885738	1		80,19

Menghitung R/C_p :

$$\frac{R}{C_p} = \frac{8,314}{80,1870}$$

$$\frac{R}{C_p} = 0,10368$$

Suhu Keluar *Stage 1* :

Dihitung menggunakan persamaan kompresi isentropik (Smith Van Ness, Persamaan 7.18)

$$T_{1b} = T_1 \left(\frac{P_i}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

Substitusi:

$$T_{1b} = 423 \left(\frac{7,416}{5} \right)^{0,10368}$$

$$T_{1b} = 459,033 \text{ K}$$

$$= 185,883^\circ\text{C}$$

Maka, kenaikan temperature pada *stage 1* sebesar:

$$\Delta T = 459,033 - 423$$

$$\Delta T = 36,033 \text{ K}$$

Neraca Panas *Output Stage 1*:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$C_p \Delta T$ didapat dari:

$$C_p \Delta T = \Delta T \times C_{pi}$$

$$C_p \Delta T = 36,03 \times 80,19$$

$$C_p \Delta T = 2889,36 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga,

$$Q_8 = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_8 = 275,5895638 \times 2889,36 = 796273,704 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.26 Neraca Panas *Output Stage 1*

Komponen	n A2 (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q8 (kJ/jam) (W1)
EDC	275,59	2889,36	796273,704
VCM			
HCl			
Jumlah	275,59		796273,704

➤ Menghitung *Intercooler*

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Intercooler (n)} &= 75\% \\
 \text{Temperatur Keluaran Intercooler (T}_{itc}\text{)} &= 428,966 \text{ K} \\
 &= 155,816^\circ\text{C} \\
 \text{Treff} &= 298,15 \text{ K} \\
 &= 25^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 428,966 - 298,15 \\
 &= 30,067 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Panas Intercooler:

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T = 2410,98 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga,

$$Q_{itc} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{itc} = 275,59 \times 2410,98$$

$$Q_{itc} = 664439,89 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.27 Neraca Panas Intercooler

Komponen	n A2 (kmol/jam)	C _p . ΔT (kJ/kmol)	Q itc (Kj/jam)
EDC	275,59	2410,98	664439,89
VCM			
HCl			
Jumlah	275,59		664439,89

- Menghitung Kenaikan Entalpy (ΔH)

$$\Delta H = n \times C_p \times (T_2 - T_1)$$

$$\Delta H = 527335,25 \text{ kJ}$$

- Menghitung Suhu Keluar Stage 2

Diketahui:

$$\text{Tekanan gas masuk (P}_2\text{)} = P_1 \times RC$$

$$= 5 \times 1,4832397$$

$$= 7,416198487 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan gas keluar (P}_3\text{)} = P_2 \times RC$$

$$= 7,416198487 \times 1,4832397$$

$$= 11 \text{ atm}$$

$$\text{Titc} = 428,9657024 \text{ K}$$

Kapasitas Panas Campuran

Laju massa EDC:

$$m_{EDC} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

BM EDC:

$$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Fraksi mol:

$$y_i = 1$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai C_{pi} sebesar:

$$C_{pi} = 80,19 \text{ kJ/kmol}$$

Kapasitas panas campuran:

$$C_p = \sum y_i C_{pi}$$

$$C_p = 1 \times 80,19$$

$$C_p = 80,19 \text{ kJ/kmol.K}$$

Suhu Keluar Stage 2:

Dihitung menggunakan persamaan kompresi isentropik (Smith Van Ness, Persamaan 7.18)

$$T_2 = T_{itc} \left(\frac{P_3}{P_2} \right)^{R/C_p}$$

Substitusi:

$$T_2 = 428,966 \left(\frac{11}{7,416} \right)^{0,10368}$$

$$T_2 = 446,863 \text{ K}$$

$$= 173,71^\circ\text{C}$$

Maka, kenaikan temperature pada stage 1 sebesar:

$$\Delta T = 446,863 - 428,9657024$$

$$\Delta T = 17,90 \text{ K}$$

Neraca Panas *Output Stage 1*:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$C_p \Delta T$ didapat dari:

$$C_p \Delta T = \Delta T \times C_{pi}$$

$$C_p \Delta T = 17,90 \times 80,19$$

$$C_p \Delta T = 1435,12 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga,

$$Q_9 = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_9 = 275,5895638 \times 1435,12 = 395501,44 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.28 Neraca Panas *Output Stage 2*

Komponen	n A2 kmol/jam	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q9 (kJ/jam) (W2)
EDC	275,59	1435,12	395501,44
VCM			
HCl			
Jumlah	275,59		395501,44

➤ Neraca Panas Total Kompresor

$$\begin{aligned} Q_{input} &= Q_8 + Q_9 \\ &= 796273,704 + 395501,44 \\ &= 1191775,14 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{output} &= Q_{intercooler} + \Delta H \\ &= 664439,89 + 527335,25 \\ &= 1191775,15 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.29 Neraca Panas Total Kompresor

Komponen	Input		Output	
	W1 (kJ/jam)	W2 (kJ/jam)	Q intercooler (kJ/jam)	ΔH (kJ/jam)
EDC	796273,704	395501,44	664439,89	527335,25
VCM				
Jumlah	796273,704	395501,4382	664439,89	527335,25
TOTAL	1191775,14		1191775,14	

B.4 Neraca Panas *Furnace*



Keterangan:

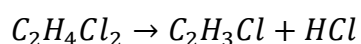
Q10 = Panas umpan *furnace*

Q11 = Panas keluar *furnace*

Panas Masuk = Panas Keluar

Q10 = Q11

Pada furnace terjadi perpindahan panas dari hasil pembakaran bahan bakar menuju fluida proses berupa EDC yang akan mengalami reaksi cracking sebagai berikut :



Tabel B.30 Neraca Massa *Furnace*

Komponen	Input	Output
	A2	A3
EDC	27283,367	12277,51507
VCM	0	9473,391256
HCl	0	5532,460494
H2O	0	0
Jumlah	27283,367	27283,36682
TOTAL	27283,367	27283,36682

➤ Menghitung Panas Masuk *Furnace*

Panas masuk merupakan panas yang dibawa oleh aliran umpan menuju furnace.

Diketahui:

T_{in} = 446,86 K

T_{ref} = 298,15 K

ΔT = 446,86 – 298,15
= 148,71 K

Laju massa EDC:

$m_{Edc} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$

BM EDC:

$BM = 98,96 \text{ kg/kmol}$

Jumlah mol:

$$n = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$n = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} = 58,335 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$H_{in} = n(C_p\Delta T)$$

$$H_{in} = 275,5895638 \times 58,335 = 16241,46 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.30 Data Perhitungan Panas Masuk *Furnace*

Komponen	n A2 (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H input (kJ/jam)
EDC	275,59	58,9335	16241,46
VCM			
HCL			
Jumlah	275,58956		16241,46

➤ Menghitung Panas Keluar *Furnace*

Diketahui:

$$T_{out} = 803 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 803 - 298,15$$

$$= 504,85 \text{ K}$$

Laju massa :

$$m_{EDC} = 1227,52 \text{ kg/jam}$$

$$m_{VCM} = 9473,391 \text{ kg/jam}$$

$$m_{HCl} = 5532,460 \text{ kg/jam}$$

BM

$$BM_{EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{VCM} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = \frac{1227,52}{98,96} = 124,01530$$

$$n_{VCM} = \frac{9473,391}{62,5} = 151,57426$$

$$n_{HCl} = \frac{5532,460}{36,5} = 151,57426$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}EDC = 114,49 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}VCM = 74,54 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}HCl = 29,40 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$H_{in} = n(C_p\Delta T)$$

$$H_{out}EDC = 124,01530 \times 114,49 = 14198,682 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{out}VCM = 151,57426 \times 74,54 = 11297,878 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{out}HCl = 151,57426 \times 29,40 = 4456,235 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.31 Data Perhitungan Panas Keluar *Furnace*

Komponen	n A3 (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	H output (kJ/jam)
EDC	124,01530	114,49	14198,682
VCM	151,57426	74,54	11297,878
HCL	151,57426	29,40	4456,235
Jumlah	427,16382		29952,79

➤ Menghitung Efisiensi *Furnace*

Berdasarkan Coulson & Richardosons Chemical Eng. Vol. 6 Hal 796 efisiensi radiant furnace diasumsikan:

$$\eta = 70\%$$

Dengan persamaan:

$$\eta = \frac{Q}{Q_f} \times 100\%$$

Dimana :

$$\eta = \text{Efisiensi } furnace \text{ pada seksi } radiant \text{ (70\%)}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{Beban } \textit{furnace} \\
 Q_f &= \text{Panas yang dilepaskan oleh pembakaran} \\
 &= \frac{\Sigma Q_1}{\eta} \times 100\% \\
 &= \frac{29952,79}{16241,46} \times 70\% \\
 &= 19587,615 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

➤ Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar

Komposisi LNG :

Tabel B.31 Data Komposisi LNG

Komponen	Komposisi	Fraksi Mol (y_i)	Massa Molar (kg/kmol)
CH ₄	90%	0,9	16
C ₂ H ₆	5%	0,05	30
N ₂	5%	0,05	28

Fraksi Massa :

Fraksi Mol x Massa Molar

$$\begin{aligned}
 \text{Fraksi massa CH}_4 &= 0,9 \times 16 \\
 &= 0,83237
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Fraksi massa C}_2\text{H}_6 &= 0,05 \times 30 \\
 &= 0,086705
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Fraksi massa N}_2 &= 0,05 \times 28 \\
 &= 0,080925
 \end{aligned}$$

Nilai LHV didapatkan dari Perry,1984

$$\begin{aligned}
 \text{LHV CH}_4 &= 11900 \times 4,184 \\
 &= 49789,6
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LHV C}_2\text{H}_6 &= 11100 \times 4,184 \\
 &= 46442,4
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LHV N}_2 &= 0 \times 4,184 \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

Fraksi LHV:

Fraksi Massa x LHV

$$\begin{aligned}
 \text{Fraksi LHV CH}_4 &= 0,83237 \times 49789,6 \\
 &= 41443,37
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Fraksi LHV C}_2\text{H}_6 &= 0,086705 \times 46442,4 \\ &= 46442,4\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Fraksi LHV N}_2 &= 0,080925 \times 0 \\ &= 0\end{aligned}$$

Tabel B.32 Data Perhitungan Kebutuhan Bahan Bakar

Komp.	Komposisi	Fraksi Massa (yi)	Massa Molar (kg/kmol)	Fraksi Massa	LHV (kJ/jam)	Fraksi LHV
CH ₄	90%	0,9	16	0,83237	49789,6	41443,37
C ₂ H ₆	5%	0,05	30	0,086705	46442,4	4026,798
N ₂	5%	0,05	28	0,080925	0	0
Jumlah						45470,16

$dQ_f = Q \text{ bahan bakar} = m \text{ bahan bakar} \times \text{LHV bahan bakar}$

Sehingga bahan bakar yang dibutuhkan sebesar:

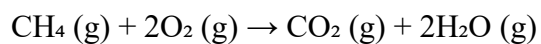
$$\begin{aligned}m \text{ Bahan bakar} &= Q_f / \Sigma \text{LHV} \\ &= 19587,6152 / 45470,2 \\ &= 0,43077951 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}m \text{ Metana} &= m \text{ Bahan bakar} \times \text{Komposisi CH}_4 \\ &= 0,43077951 \times 90\% \\ &= 0,38770156 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

➤ Menghitung Kebutuhan Udara

Perhitungan kebutuhan udara pembakaran didasarkan pada reaksi pembakaran stoikiometri bahan bakar LNG, dengan komponen utama berupa gas metana (CH₄).

Dengan reaksi pembakaran stoikiometri sebagai berikut:



Diketahui :

Komposisi LNG PT Pertamina = 90% CH₄

Massa CH₄ ($m \text{ CH}_4$) = 0,387701562 kg/jam

Menghitung kebutuhan O₂ Stoikiometri

Berdasarkan reaksi pembakaran di atas, 1 kmol CH₄ (BM = 16 kg/kmol) bereaksi dengan 2 kmol O₂ (BM = 32 kg/kmol), sehingga:

$$\text{Kebutuhan O}_2 = (2 \times 32) / 16 = 4 \text{ kg O}_2/\text{kg CH}_4$$

Artinya, untuk 1 kg CH₄ diperlukan O₂ sebanyak 4 kg, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan O}_2 &= 4 \times m \text{ CH}_4 \\ &= 4 \times 0,387701562 \\ &= 1,550806249 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Kebutuhan udara pembakaran (stoikiometri):

Komposisi udara atmosfer (berdasarkan massa) :

$$\text{O}_2 = 21\%$$

$$\text{N}_2 = 79\%$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan udara pembakaran} &= \text{Kebutuhan O}_2 / \text{Fraksi massa O}_2 \\ &= 1,55080625 / 21\% \\ &= 7,384791661 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Kebutuhan udara total (dengan udara berlebih):

Untuk menjamin pembakaran berlangsung sempurna, digunakan faktor udara berlebih (*excess air*) sebesar:

$$\text{Faktor udara berlebih} = 10\%$$

Kebutuhan udara total dihitung menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan udara total} &= \text{Kebutuhan udara stoikiometri} \times (1 + \text{faktor udara berlebih}) \\ &= 7,384791661 \times (1 + 0,1) \\ &= 8,123270828 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Menghitung massa O₂ dalam udara total:

$$\begin{aligned}m \text{ O}_2 (\text{udara total}) &= m \text{ udara total} \times \text{fraksi massa O}_2 (21\%) \\ &= 8,123270828 \times 0,21 \\ &= 1,70588687 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Menghitung O₂ berlebih (*Excess O₂*):

$$\begin{aligned}\text{O}_2 \text{ excess} &= \text{massa O}_2 \text{ dalam udara total} - \text{kebutuhan O}_2 \text{ stoikiometri} \\ &= 1,705886874 - 1,550806249 \\ &= 0,155080625 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Menghitung massa CO₂ yang terbentuk:

$$\text{BM CH}_4 = 16 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM CO}_2 = 44 \text{ kg/kmol}$$

Berdasarkan reaksi stoikiometri (1 kmol CH₄ menghasilkan 1 kmol CO₂):

$$\begin{aligned}\text{massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= m \text{ CH}_4 \times (\text{BM CO}_2 / \text{BM CH}_4) \\ &= 0,387701562 \times (44/16)\end{aligned}$$

$$= 1,066179296 \text{ kg/jam}$$

Menghitung massa H₂O yang terbentuk:

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

Berdasarkan reaksi stoikiometri (1 kmol CH₄ menghasilkan 2 kmol H₂O):

$$\begin{aligned} \text{massa H}_2\text{O terbentuk} &= m \text{ CH}_4 \times (2 \times \text{BM H}_2\text{O} / \text{BM CH}_4) \\ &= 0,387701562 \times (36/16) \\ &= 0,872328515 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung massa N₂ dalam gas buang:

$$\begin{aligned} \text{Massa N}_2 \text{ yang terbawa bersama gas buang sebesar} &= \text{udara total} \times \text{fraksi massa N}_2 \\ &= 1,70588687 \times 0,80925 \\ &= 0,13804865 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung massa total gas buang:

Massa total gas buang merupakan penjumlahan seluruh komponen gas buang (CO₂, H₂O, dan N₂):

$$\begin{aligned} \text{massa total gas buang} &= \text{massa CO}_2 + \text{massa H}_2\text{O} + \text{massa N}_2 \\ &= 1,066179296 + 0,872328515 + 0,138048649 \\ &= 2,07655646 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung panas gas buang:

Panas yang dibawa gas buang dihitung menggunakan persamaan kapasitas panas Yaws (1999):

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel B.33 Data kapasitas panas gas buang

Komp.	A	B	C	D	E
CO ₂ Gas	27,44	0,04	-0,00002	0,00000000399	-0,0000000000002987
H ₂ O Gas	33,93	-0,01	0,000029	-0,00000001782	0,0000000000036934
N ₂ Gas	29,34	0,00	0,00001	-0,00000000431	0,0000000000002594

Maka didapatkan Cp masing – masing komponen sebesar:

$$C_{p\text{CO}_2} = 40,20257 \text{ J/mol K}$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 33,98217 \text{ J/mol K}$$

$$C_{p\text{N}_2} = 29,17105 \text{ J/mol K}$$

Dengan ΔT = 356,14 K, diperoleh panas yang dibawa oleh masing-masing komponen gas buang sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 Q \text{ gas buang CO}_2 &= (\text{massa CO}_2/44) \times C_p \text{CO}_2 \times \Delta T \\
 &= (1,0661793/44) \times 40,20257 \times 356,14 \\
 &= 346,94 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ gas buang H}_2\text{O} &= (\text{massa H}_2\text{O} /18) \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times \Delta T \\
 &= (0,87232852/18) \times 33,98217 \times 356,14 \\
 &= 586,51 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ gas buang N}_2 &= (\text{massa N}_2 /28) \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times \Delta T \\
 &= (0,13804865/28) \times 33,98217 \times 356,14 \\
 &= 51,22 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga total panas yang dibawa oleh gas buang:

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Gas Buang} &= Q \text{ CO}_2 + Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ N}_2 \\
 &= 346,94 + 586,51 + 51,22 \\
 &= 984,67 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

➤ Menghitung Q Pembakaran

Pada *furnace* terjadi reaksi *cracking* (dehidroklorinasi) EDC menjadi VCM dan HCl dengan reaksi sebagai berikut:



$$\begin{aligned}
 \text{Konversi} &= 55\% \\
 &= 0,55
 \end{aligned}$$

Energi yang dihasilkan/diserap dari reaksi ini dihitung berdasarkan entalpi pembentukan (ΔH_f) masing-masing komponen pada suhu referensi 25°C dan dihitung dengan persamaan berikut:

$$\Delta H_f = \text{mol} \times \Delta H_f \text{ produk} - \text{mol} \times \Delta H_f \text{ reaktan}$$

Sehingga didapatkan hasil:

$$\Delta H_f \text{ EDC} = -129,988512 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ VCM} = 28,426096 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ HCl} = -92,219544 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung entalpi reaksi:

Entalpi reaksi dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta H_{\text{rxn}} = (\Delta H_f \text{ VCM} + \Delta H_f \text{ HCl}) - \Delta H_f \text{ EDC}$$

Substitusi:

$$\Delta H_{\text{rxn}} = (28,426096 + (-92,219544)) - (-129,988512)$$

$$\Delta H_{\text{rxn}} = -63,793448 + 129,988512$$

$$\Delta H_{rxn} = 66,195064 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung laju reaksi (n reaksi)

Laju alir mol EDC umpan *furnace* (aliran A2):

$$n_{A2 \text{ in (EDC)}} = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Jumlah mol EDC yang bereaksi (n reaksi) ditentukan dari konversi reaksi:

$$\begin{aligned} n_{\text{reaksi}} &= n_{A2 \text{ in}} \times X \\ &= 275,5895638 \times 0,55 \\ &= 151,5742601 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi (Q pembakaran)

Panas reaksi dihitung dengan persamaan:

$$Q_x = \Delta H_{rxn} \times n_{\text{reaksi}}$$

Substitusi:

$$\begin{aligned} Q_x &= 66,195064 \times 151,5742601 \\ &= 10.033,46785 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

➤ Menghitung *Heat loss*

Panas yang hilang (*heat loss*) pada *furnace* dihitung berdasarkan efisiensi *furnace* pada seksi *radiant* yang telah ditentukan sebelumnya pada Lampiran B, yaitu:

$$\eta = 70\%$$

Efisiensi *furnace* menyatakan hubungan:

$$\eta = 1 - (Q_{\text{loss}} / Q_{\text{in}})$$

Diketahui:

$$Q_{\text{in}} = Q_f \text{ (panas yang dilepaskan oleh pembakaran bahan bakar)} = 19.587,615 \text{ kJ/jam}$$

$$\eta = 0,70 \text{ (70\%)}$$

Menghitung Q_{loss} :

Dari persamaan efisiensi di atas, panas yang hilang (Q_{loss}) dapat dihitung dengan persamaan:

$$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{in}} \times (1 - \eta)$$

Substitusi:

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 19.587,615 \times (1 - 0,70) \\ &= 19.587,615 \times 0,30 \\ &= 5.876,28456 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

➤ Neraca Panas Total *Furnace*

Persamaan neraca panas total *furnace*:

$$H_{in} + Q_{\text{bahan bakar}} + Q_{\text{reaksi}} = H_{out} + Q_{\text{loss total}} + Q_{\text{gas buang}}$$

Menghitung $Q_{\text{loss total}}$:

$Q_{\text{loss total}}$ diperoleh dari selisih antara total panas masuk dan panas yang terbawa keluar (H_{out} dan $Q_{\text{gas buang}}$):

$$Q_{\text{loss total}} = (H_{in} + Q_{\text{bahan bakar}} + Q_{\text{reaksi}}) - (H_{out} + Q_{\text{gas buang}})$$

Substitusi:

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss total}} &= (16.241,46 + 19.587,6152 + 10.033,46785) \\ &\quad - (29.952,79 + 984,6667121) \\ &= 45.862,543 - 30.937,4567 \\ &= 14.925,0857 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menguraikan komponen Q_{loss} :

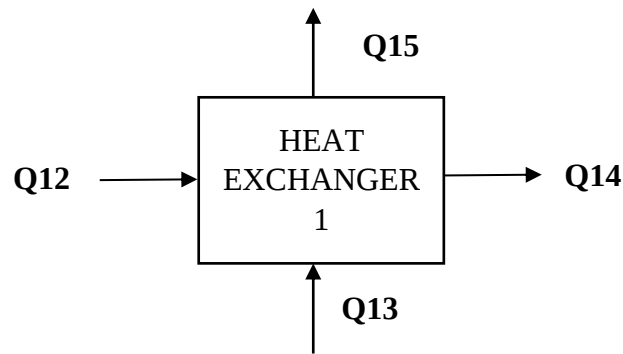
1. $Q_{\text{loss lain}}$, yaitu panas yang diserap oleh reaksi *cracking* endotermik (sama dengan Q_{reaksi} yang telah dihitung pada bagian C.11):
 $Q_{\text{loss lain}} = Q_{\text{reaksi}} = 10.033,46785 \text{ kJ/jam}$
2. $Q_{\text{loss hitung}}$, yaitu panas yang benar-benar hilang ke lingkungan (radiasi/konveksi), diperoleh dari:

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss hitung}} &= Q_{\text{loss total}} - Q_{\text{loss lain}} \\ &= 14.925,0857 - 10.033,46785 \\ &= 4.891,617848 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.34 Neraca Panas Total *Furnace*

Komp.	Input				Output			
	Q							
	Hin	bahan bakar	Q reaksi	Hout	Q gas buang	Q loss hitung	Q loss lain	Q loss total
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	16241,46			14198,68				
VCM				11297,88				
HCl				4456,24				
Q		19587,6	10033,4		984,67	4891,62	10033,47	14925,09
Jumlah	16241,46	19587,6	10033,4	29952,79	984,67	4891,62	10033,47	14925,09
TOTAL		45862,55				45862,55		

B.5 Neraca Panas *Heat Exchanger 1*



Keterangan:

Q12 = Panas Umpan *Heat Exchanger*

Q13 = Panas input demin water

Q14 = Panas output steam

Q15 = Panas Output *Heat Exchanger 1*

Panas Masuk = Panas Keluar

Tabel B.34 Neraca Massa *Heat Exchanger*

Komponen	A2 (kg/jam)	A3 (kg/jam)
EDC	27.283,3668	12.277,5151
VCM	0	9.473,3913
HCl	0	5.532,4605
H ₂ O	0	0
Total	27.283,3668	27.283,3668

➤ Perhitungan *Dew Point Feed*

Aliran A3 merupakan aliran keluaran reaktor (*furnace*) yang terdiri dari campuran EDC, VCM, dan HCl, yang akan mengalami proses pemisahan lebih lanjut. Untuk menentukan kondisi fasa aliran tersebut, dilakukan perhitungan *Dew Point*.

Ditentukan:

Tekanan operasi:

P = 18 atm

= 18 x 760

= 13.680 mmHg

Dicari:

Temperatur *Dew Point*

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{\text{sat}} = C_1 + (C_2/T) + C_3 \ln T + C_4 T^{C_5}$$

Tabel B.35 Data Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1
H ₂ O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan dengan cara *trial* nilai T menggunakan *goal seek*, hingga diperoleh kesetimbangan $\sum y_i = 1$. Berikut contoh perhitungan untuk komponen EDC pada $T = 320,5043541$ K:

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 320,5043541) + (-10,651 \times \ln 320,5043541) + \\ &\quad (0,0000143 \times 320,5043541^2) \\ &= 10,25 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + 4(-5141,70 / 320,5043541) + (-10,98 \times \ln 320,5043541) + \\ &\quad (0,00000914 \times 320,5043541^2) \\ &= 13,50 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 320,5043541) + (-15,05 \times \ln 320,5043541) + \\ &\quad (0,0313400 \times 320,5043541) \\ &= 15,85 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 12277,52$$

$$n_{\text{VCM}} = 9473,391256$$

$$n_{\text{HCl}} = 5532,460494$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 211,4533123 / 13.680 \\ &= 0,02 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 5476,72195 / 13.680 \\ &= 0,40 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 57558,64672 / 13.680 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4,21 \\
 x_i \text{ EDC} &= z_i \\
 &= n \text{ A3 komponen} / n \text{ A3 total} \\
 &= 0,450 \\
 x_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,347 \\
 x_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,203 \\
 y_i \text{ EDC} &= x_i / K_i \\
 &= 0,450 / 0,02 \\
 &= 0,006955701 \\
 y_i \text{ VCM} &= x_i / K_i \\
 &= 0,347 / 0,40 \\
 &= 0,138919775 \\
 y_i \text{ HCl} &= x_i / K_i \\
 &= 0,203 / 4,21 \\
 &= 0,854123193
 \end{aligned}$$

Tabel B.36 Data Perhitungan *Dew Point*

Komp.	n A3 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	x _i	y _i
EDC	12277,52	0,450	10,25	28191,519	211,45	0,02	0,45	0,0069
VCM	9473,39	0,347	13,50	730171,17	5476,72	0,40	0,35	0,1389
HCl	5532,46	0,203	15,85	7673872,3	57558,64	4,21	0,20	0,854
Jumlah	27283,36	1	39,60	8432235,019	63246,82	5	1	1

➤ Panas yang Dilepas

Q loss merupakan panas yang dilepaskan oleh aliran umpan campuran (Aliran A3) saat melalui *heat exchanger* (HE), yaitu dari temperatur masuk HE hingga temperatur keluar HE.

Persamaan yang digunakan:

$$Q_{\text{Loss}} = n (C_p \Delta T)$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} T_{\text{input HE}} &= 803 \text{ K} \\ &= 530 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{output HE}} &= 573 \text{ K} \\ &= 300 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta T = T_{\text{input HE}} - T_{\text{output HE}}$$

$$\Delta T = 803 - 573$$

$$\Delta T = 230 \text{ K}$$

Menghitung laju alir mol tiap komponen aliran A3

Berdasarkan perhitungan sebelumnya (Lampiran A), diperoleh laju alir mol tiap komponen sebagai berikut:

$$\begin{aligned} n_{\text{A3 (EDC)}} &= m_{\text{A3 EDC}} / \text{BM EDC} \\ &= 12.277,51507 / 98,96 \\ &= 124,02 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{A3 (VCM)}} &= m_{\text{A3 VCM}} / \text{BM VCM} \\ &= 9.473,391256 / 62,5 \\ &= 151,57 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{A3 (HCl)}} &= m_{\text{A3 HCl}} / \text{BM HCl} \\ &= 5.532,460494 / 36,5 \\ &= 151,57 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Menghitung panas yang dilepas tiap komponen

Kapasitas panas dihitung menggunakan persamaan Yaws (1999):

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

dengan data komponen fase gas seperti pada Tabel B.1 (EDC Gas, VCM Gas, HCl Gas).

Dari hasil integrasi persamaan C_p pada rentang $T = 803 \text{ K}$ hingga $T = 573 \text{ K}$, diperoleh nilai $\int C_p dT$ sebagai berikut:

$$C_{p\Delta T} \text{EDC} = 71,03 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{VCM} = 47,35 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{HCl} = 29,40 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{\text{EDC}} = 124,02 \times 71,03 = 8808,20 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 151,57 \times 47,35 = 7177,21 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 151,57 \times 29,40 = 4405,99 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.37 Data Perhitungan *Dew Point*

Komponen	n A3 (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q output (kJ/jam)
EDC	124,02	71,03	8808,20
VCM	151,57	47,35	7177,21
HCl	151,57	29,07	4405,99
Jumlah	427,1638239		20391,39

Sehingga total panas yang dilepas oleh Aliran A3 selama melewati *heat exchanger* sebesar:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Loss}} &= Q_{\text{EDC}} + Q_{\text{VCM}} + Q_{\text{HCl}} \\ &= 8.808,20 + 7.177,21 + 4.405,99 \\ &= 20.391,39 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung massa air (media pendingin)

Panas yang dilepas oleh Aliran A3 diserap oleh air sebagai media pendingin pada *heat exchanger*. Laju alir mol air yang dibutuhkan:

$$n_{\text{water}} = 3,64 \text{ kmol/jam}$$

Massa air dihitung menggunakan BM air:

$$BM_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{water}} &= n_{\text{water}} \times BM_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 3,64 \times 18,02 \\ &= 65,58 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

➤ Perhitungan Panas Menghasilkan *Steam*

Panas yang dilepas oleh Aliran A3 ($Q_{\text{Loss}} = 20.391,39 \text{ kJ/jam}$, lihat Bagian B) dimanfaatkan untuk memanaskan air demin (*demin water*) hingga menjadi *steam*, melalui dua tahap: pemanasan sensibel (dari suhu awal hingga titik didih) dan pemanasan laten (penguapan pada titik didih).

Menghitung panas sensible:

Diketahui:

$$T_{\text{input demin water}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{boiling H}_2\text{O}} (1 \text{ atm}) = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ water} = 79,95 \text{ kJ/kmol.K}$$

Persamaan panas sensibel:

$$Q \text{ sensibel} = n C_p (T_{\text{boiling}} - T_{\text{in}})$$

Substitusi (menggunakan n water = 3,64 kmol/jam dari Bagian B):

$$\begin{aligned} Q \text{ sensibel} &= 3,64 \times 80 \times (100 - 30) \\ &= 3,64 \times 80 \times 70 \\ &= 20.391,39 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung panas laten:

hfg (1 atm) di suhu 100°C dapat dilihat pada tabel *Properties of saturated water*

Temp °C	Pres bar	Specific Volume m ³ /kg		Sp. Internal Energy kJ/kg		Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg-K		Temp °C
		vf x 10 ³	vg	uf	ug	hf	hfg	hg	sf	sg	
50	0.12350	1.0121	12.031	209.47	2443.0	209.48	2382.1	2591.6	0.7039	8.0755	50
60	0.19941	1.0170	7.670	251.61	2456.2	251.63	2357.5	2609.1	0.8323	7.9087	60
70	0.31189	1.0227	5.042	293.65	2469.1	293.69	2332.7	2626.3	0.9567	7.7545	70
80	0.47391	1.0289	3.407	335.60	2481.7	335.65	2307.5	2643.2	1.0772	7.6114	80
90	0.70141	1.0359	2.360	377.49	2494.1	377.56	2282.1	2659.6	1.1941	7.4782	90
100	1.0135	1.0434	1.673	419.39	2506.0	419.50	2256.1	2675.6	1.3080	7.3540	100
120	1.9854	1.0604	0.892	503.47	2528.8	503.68	2202.2	2705.8	1.5275	7.1288	120
140	3.6130	1.0800	0.509	588.34	2549.6	588.73	2144.7	2733.4	1.7380	6.9291	140
160	6.1785	1.1022	0.307	674.39	2567.9	675.07	2082.6	2757.6	1.9414	6.7494	160
180	10.022	1.1275	0.194	761.80	2583.2	762.93	2014.8	2777.7	2.1387	6.5849	180
200	15.539	1.1564	0.127	850.66	2594.8	852.46	1940.3	2792.7	2.3307	6.4314	200
220	23.179	1.1897	0.086	941.12	2601.9	943.88	1857.8	2801.7	2.5181	6.2852	220
240	33.443	1.2287	0.060	1033.58	2603.5	1037.69	1765.6	2803.3	2.7021	6.1429	240
260	46.887	1.2753	0.042	1128.80	2598.5	1134.78	1661.6	2796.4	2.8844	6.0010	260
280	64.118	1.3323	0.030	1227.96	2585.5	1236.50	1542.4	2778.9	3.0676	5.8561	280

Gambar B.1 *Properties of saturated water*

$$h_{fg} = 2256,1 \text{ kJ/kg}$$

$$m \text{ water} = 65,58 \text{ kg/jam}$$

Persamaan panas laten:

$$Q \text{ laten} = m \times h_{fg}$$

Substitusi:

$$\begin{aligned} Q \text{ laten} &= 65,58 \times 2256,1 \\ &= 147963,3136 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung panas total penguapan *demin water*

Panas total penguapan demin water merupakan penjumlahan panas sensibel dan panas laten:

$$\begin{aligned} \text{Panas total penguapan demin water} &= Q \text{ sensibel} + Q \text{ laten} \\ &= 20.391,39 + 147.963,3136 \\ &237 \end{aligned}$$

$$= 168354,71 \text{ kJ/jam}$$

➤ Perhitungan Panas yang Diserap *Demin Water*

Diketahui:

$$m \text{ demin water} = 65,58 \text{ kg/jam}$$

$$n \text{ water} = m \text{ water} / \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 65,58 / 18,02$$

$$= 3,64 \text{ kmol/jam}$$

$$T \text{ in demin water} = 303 \text{ K}$$

$$T \text{ out demin water} = 480,092 \text{ K}$$

$$\Delta T = T \text{ out} - T \text{ in}$$

$$\Delta T = 480,092 - 303$$

$$\Delta T = 177,092 \text{ K}$$

$$C_p \text{ demin water } (30^\circ\text{C}) = 79,95 \text{ kJ/kmol.K}$$

$\Delta H \text{ Vapor } (T = 207^\circ\text{C})$ didapatkan dari interpolasi linear dari data hfg

Temp °C	Pres bar	Specific Volume m ³ /kg		Sp. Internal Energy kJ/kg		Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg-K		Temp °C
		vf x 10 ³	vg	uf	ug	hf	hfg	hg	sf	sg	
50	0.12350	1.0121	12.031	209.47	2443.0	209.48	2382.1	2591.6	0.7039	8.0755	50
60	0.19941	1.0170	7.670	251.61	2456.2	251.63	2357.5	2609.1	0.8323	7.9087	60
70	0.31189	1.0227	5.042	293.65	2469.1	293.69	2332.7	2626.3	0.9567	7.7545	70
80	0.47391	1.0289	3.407	335.60	2481.7	335.65	2307.5	2643.2	1.0772	7.6114	80
90	0.70141	1.0359	2.360	377.49	2494.1	377.56	2282.1	2659.6	1.1941	7.4782	90
100	1.0135	1.0434	1.673	419.39	2506.0	419.50	2256.1	2675.6	1.3080	7.3540	100
120	1.9854	1.0604	0.892	503.47	2528.8	503.68	2202.2	2705.8	1.5275	7.1288	120
140	3.6130	1.0800	0.509	588.34	2549.6	588.73	2144.7	2733.4	1.7380	6.9291	140
160	6.1785	1.1022	0.307	674.39	2567.9	675.07	2082.6	2757.6	1.9414	6.7494	160
180	10.022	1.1275	0.194	761.80	2583.2	762.93	2014.8	2777.7	2.1387	6.5849	180
200	15.539	1.1564	0.127	850.66	2594.8	852.46	1940.3	2792.7	2.3307	6.4314	200
220	23.179	1.1897	0.086	941.12	2601.9	943.88	1857.8	2801.7	2.5181	6.2852	220
240	33.443	1.2287	0.060	1033.58	2603.5	1037.69	1765.6	2803.3	2.7021	6.1429	240
260	46.887	1.2753	0.042	1128.80	2598.5	1134.78	1661.6	2796.4	2.8844	6.0010	260
280	64.118	1.3323	0.030	1227.96	2585.5	1236.50	1542.4	2778.9	3.0676	5.8561	280

Gambar B.2 *Properties of saturated water*

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Vapor } (T = 207^\circ\text{C}) &= 1940,3 + ((207,092 - 200) / (220 - 200)) \times (1857,8 - 1940,3) \\ &= 2.252,84444 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Menghitung Panas yang Diserap *Demin Water*

Persamaan yang digunakan:

$$Q \text{ water} = n \text{ water} \times C_p \text{ water} \times (T \text{ out} - T \text{ in}) + \Delta H \text{ Vapor}$$

Substitusi:

$$Q \text{ water} = 3,64 \times 80 \times 177,092 + 2.252,84444$$

$$= 51.587,89 + 2.252,84444$$

$$= 53.840,74 \text{ kJ/jam}$$

➤ Perhitungan Panas Keluar *Heat Exchanger*

Laju massa :

$$m_{EDC} = 12.277,515 \text{ kg/jam}$$

$$m_{VCM} = 9.473,391 \text{ kg/jam}$$

$$m_{HCl} = 5.532,460 \text{ kg/jam}$$

BM

$$BM_{EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{VCM} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = \frac{12277,515}{98,96} = 124,015 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = \frac{9473,391}{62,5} = 151,574 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = \frac{5532,460}{36,5} = 151,574 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}^{EDC} = 77,83 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{VCM} = 52,45 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{HCl} = 29,07 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_{\text{output}} (Q_{14}) = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 124,0150 \times 77,83 = 9651,51 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 151,574 \times 52,45 = 7950,34 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 151,574 \times 29,07 = 4406,85 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{14} = 9651,51 + 7950,34 + 4406,85 = 22008,69 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.38 Data Perhitungan Panas Keluar *Heat Exchanger*

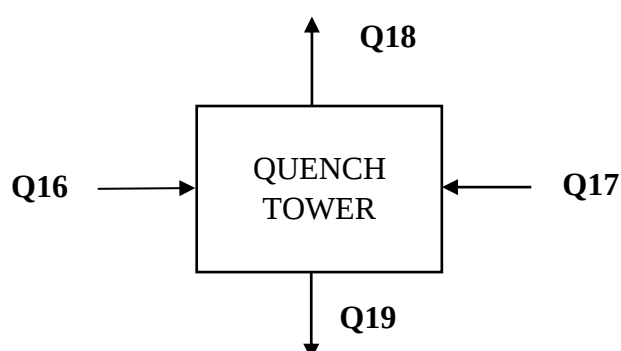
Komponen	n A3 (kmol/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	H output (kJ/jam)
EDC	124,01530	114,49	14198,682
VCM	151,57426	74,54	11297,878
HCL	151,57426	29,40	4456,235
Jumlah	427,16382		29952,79

➤ Neraca Panas Total *Heat Exchanger*

Tabel B.39 Neraca Panas Total *Heat Exchanger*

Komp.	Input		Output		
	Q12	Q13 (Demin in)	Q14	Q15	
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	Demin out kJ/jam	Pendinginan kJ/jam
EDC	14198,68		9651,51		
VCM	11297,88		7950,34		
HCl	4456,24		4406,85		
H2O		168354,71		53498,94	
Q					122799,87
Jumlah	29952,79	168354,7082	22008,69	53498,94	122799,8668
TOTAL		198307,50		198307,50	

B.6 Neraca Panas *Quench Tower*



Keterangan:

- Q16 = Panas umpan *quench tower*
- Q17 = Panas umpan *bottom flash separator*
- Q18 = Panas keluar *quench tower*
- Q19 = Panas keluar menuju *waste water system*

Panas Masuk = Panas Keluar

Quench tower berfungsi untuk mendinginkan produk keluaran furnace sehingga menghentikan reaksi cracking lebih lanjut serta mengkondensasikan sebagian EDC.

Pada quench tower tidak terjadi reaksi kimia sehingga berlaku:

$$\sum m_{masuk} = \sum m_{keluar}$$

Tabel B.40 Neraca Massa *Quench Tower*

Komponen	Input			Output
	A3	A10	A4	Waste
EDC	12277,5	3030,72928	15155,162	153,0824
VCM	9473,39	2338,52568	11693,798	118,1192
HCl	5532,46	0,10954489	5477,2443	55,3257
H2O	0	0	0	0
Jumlah	27283,4	5369,3645	32326,204	326,5273
TOTAL	32652,73132			32652,73132

➤ Menghitung Panas Masuk

Panas masuk Feed 1 merupakan panas keluaran Heat Exchanger (Q14). Oleh karena itu, besar panas yang masuk ke unit sama dengan panas yang keluar dari Heat Exchanger.

Diketahui:

Q14 = Panas keluaran Heat Exchanger

Sehingga,

Q16 = Q14

Tabel B.41 Data Panas Masuk *Feed 1*

Komponen	Q 16 = Output Q14 (kJ/Jam)
EDC	9651,51
VCM	7950,34
HCL	4406,85
Jumlah	22008,69

Panas masuk *feed 2* :

Treff = 25°C

Tinput = 10°C

ΔT = 25 – 10
= 15°C

Laju massa :

$$m_{EDC} = 3030,72928 \text{ kg/jam}$$

$$m_{VCM} = 2338,52568 \text{ kg/jam}$$

$$m_{HCl} = 0,10954489 \text{ kg/jam}$$

BM :

$$BM_{EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{VCM} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = \frac{3030,72928}{98,96} =$$

$$30,613427 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = \frac{2338,52568}{62,5} = 37,416411 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = \frac{0,10954489}{36,5} = 0,0030012 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}^{EDC} = 39,44 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{VCM} = 19,37 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{HCl} = 29,23 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_{17} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 30,613427 \times 39,44 = 1207,31 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HVC} = 37,416411 \times 19,37 = 724,70 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,0030012 \times 29,23 = 0,09 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{14} = 1207,31 + 724,70 + 0,09 = 1932,10 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.42 Data Panas Masuk *Feed* 1

Komponen	A10 (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/kmol)	Q 17 (kJ/jam)
EDC	30,613427	39,44	1207,31
VCM	37,4164108	19,37	724,70
HCL	0,00300123	29,23	0,09
H2O	0	0	0
Jumlah	68,0328391	88,03	1932,10

➤ Menghitung Panas Keluar

1. Q18

Q18 merupakan panas yang dibawa oleh aliran atas quench tower (fase uap) menuju A5 sebagai umpan vaporizer.

Diketahui:

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 130 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 130 - 25 \\ = 105 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Laju massa :

$$m_{EDC} = 15155,16 \text{ kg/jam}$$

$$m_{VCM} = 11693,8 \text{ kg/jam}$$

$$m_{HCl} = 5477,244 \text{ kg/jam}$$

BM :

$$BM_{EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{VCM} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = \frac{15155,16}{98,96} = 153,08244 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = \frac{11693,8}{62,5} = 187,10076 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = \frac{5477,244}{36,5} = 150,06149 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} \text{EDC} = 52,51 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{VCM} = 31,81 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{HCl} = 29,13 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$\Delta H = n(C_p \Delta T)$$

$$\Delta H_{\text{EDC}} = 153,08244 \times 52,51 = 8038,83 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{VCM}} = 187,10076 \times 31,81 = 5951,89 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{HCl}} = 150,06149 \times 29,13 = 4371,22 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{Q18}} = 8038,83 + 5951,89 + 4371,22 = 18361,95 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.43 Data Panas Keluar

Komponen	A4 (kg/jam)	CpdT (kJ/jam)	ΔH (kJ/jam)
EDC	153,082443	52,51	8038,83
VCM	187,100764	31,81	5951,89
HCl	150,061489	29,13	4371,22
Jumlah	490,244696		18361,95

2. Q19 (Waste)

Q19 merupakan panas yang dibawa oleh aliran waste (kondensat cair) yang keluar dari bagian bawah quench tower menuju sistem waste water.

Diketahui:

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 155^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 155 - 25$$

$$= 130^\circ\text{C}$$

Laju massa :

$$m_{\text{EDC}} = 153,082 \text{ kg/jam}$$

$$m_{\text{VCM}} = 118,119 \text{ kg/jam}$$

$$m_{\text{HCl}} = 55,3257 \text{ kg/jam}$$

BM :

$$BM_{\text{EDC}} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$BM_{\text{VCM}} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM\ HCl = 36,5\ kg/kmol$$

Jumlah mol:

$$n\ EDC = \frac{153,082}{98,96} = 1,5462873\ kmol/jam$$

$$n\ VCM = \frac{118,119}{62,5} = 1,8899067\ kmol/jam$$

$$n\ HCl = \frac{55,3257}{36,5} = 1,5157726\ kmol/jam$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase cair:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 95,24\ kJ/kmol$$

$$C_{p\Delta T} VCM = 68,12\ kJ/kmol$$

$$C_{p\Delta T} HCl = 61,69\ kJ/kmol$$

Sehingga:

$$\Delta H = n(C_p\Delta T)$$

$$\Delta H_{EDC} = 1,5462873 \times 95,24 = 147,26\ kJ/jam$$

$$\Delta H_{VCM} = 1,8899067 \times 68,12 = 128,73\ kJ/jam$$

$$\Delta H_{HCl} = 1,5157726 \times 61,69 = 93,50\ kJ/jam$$

$$\Delta H_{Q18} = 147,26 + 128,73 + 93,50 = 369,50\ kJ/jam$$

Tabel B.44 Data Panas Keluar

Komponen	Waste (kg/jam)	CpdT (kJ/jam)	ΔH (kJ/jam)
EDC	1,54628731	95,24	147,26
VCM	1,88990671	68,12	128,73
HCl	1,51577261	61,69	93,50
Jumlah	4,95196663		369,50

➤ Menghitung Q_{loss} dari Feed 1

Q_{loss} merupakan panas yang hilang dari aliran Feed 1 (aliran A3) akibat penurunan temperatur dari 300°C menjadi 100°C. Besarnya panas yang dilepaskan masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

Diketahui :

$$T_{in} = 300^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 300 - 100$$

$$\Delta T = 200^{\circ}\text{C}$$

Menghitung Jumlah Mol (n):

Jumlah mol masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan:

$$n = m/\text{BM}$$

Diketahui:

Laju massa:

$$m_{\text{EDC}} = 12.277,51507 \text{ kg/jam}$$

$$m_{\text{VCM}} = 9.473,391256 \text{ kg/jam}$$

$$m_{\text{HCl}} = 5.532,460494 \text{ kg/jam}$$

BM

$$\text{BM}_{\text{EDC}} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM}_{\text{VCM}} = 62,5 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM}_{\text{HCl}} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = \frac{12.277,51507}{98,96} =$$

$$124,0153037 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = \frac{9.473,391256}{62,5} = 151,5742601 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = \frac{5.532,460494}{36,5} = 151,5742601 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase cair:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T\text{EDC}} = 66,54 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T\text{VCM}} = 43,81 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T\text{HCl}} = 29,07 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{\text{EDC}} = 124,0153037 \times 66,54 = 8.251,56 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{VCM}} = 151,5742601 \times 43,81 = 6.639,85 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 151,5742601 \times 29,07 = 4.406,76 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 8.251,56 + 6.639,85 + 4.406,76 = 19.298,17 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.45 Data Perhitungan Q_{loss}

Komponen	n A3 (kmol/jam)	CpdT (kJ/jam)	Q (kJ/jam)
EDC	124,015304	66,54	8251,56
VCM	151,57426	43,81	6639,85
HCl	151,57426	29,07	4406,76
Jumlah	427,163824		19298,17

➤ Menghitung Panas yang Diserap *Feed 2*

1. Menghitung *Dew Point Feed 2*

Aliran A10 merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl yang akan dipanaskan sehingga perlu ditentukan temperatur dew point untuk mengetahui kondisi awal terjadinya kondensasi pada tekanan operasi.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$P = 9 \text{ atm}$$

$$= 9 \times 760$$

$$= 6.840 \text{ mmHg}$$

Dicari :

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C1 + (C2/T) + C3 \ln T + C4/T^5$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.46 Data Konstanta Antonie (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,36	-6920,40	-10,65	0,000009143	2,00
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,000014318	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,031340000	1,00
H2O	73,65	-7258,20	-7,30	0,000004165	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga diperoleh nilai:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T &= 423,5630819 \text{ K} \\ &= 150,5630819^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Uap Jenuh (P_{sat}) :

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 423,5630819) + (-10,651 \times \ln 423,5630819) + \\ &\quad (0,0000143 \times 423,5630819^2) \\ &= 13,23 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + (-5141,70 / 423,5630819) + (-10,98 \times \ln 423,5630819) + \\ &\quad (0,00000914 \times 423,5630819^2) \\ &= 15,44 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 423,5630819) + (-15,05 \times \ln 423,5630819) + \\ &\quad (0,0313400 \times 423,5630819) \\ &= 17,72 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 3030,7293 \text{ kg/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 2338,5257 \text{ kg/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,1095449 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 4.184,731585 / 6.840 \\ &= 0,61 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 38.101,03398 / 6.840 \\ &= 5,57 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 372.425,1633 / 6.840 \\ &= 54,45 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 0,564 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ VCM} &= z_i \\ &= 0,436 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 y_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,0000200 \\
 x_i \text{ EDC} &= y_i/K_i \\
 &= 0,564 / 0,6118 \\
 &= 0,921865578 \\
 x_i \text{ VCM} &= y_i/K_i \\
 &= 0,436 / 5,5703 \\
 &= 0,078271892 \\
 x_i \text{ HCl} &= y_i/K_i \\
 &= 0,0000200 / 54,447 \\
 &= 0,00000037
 \end{aligned}$$

Tabel B.47 Data Perhitungan *Dew Point Feed 2*

Komp.	n A10 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	yi	xi
EDC	3030,73	0,56	13,23	557919,58	4184,73	0,61	0,56	0,92
VCM	2338,53	0,44	15,44	5079731,49	38101,03	5,57	0,44	0,08
HCl	0,11	0,00	17,72	49652716,22	372425,16	54,45	0,00	0,00
Jumlah	5369,36	1,00	46,39	55290367,28	414710,93	60,63	1,00	1,00

Maka, Temperatur *Dew Point* yang diperoleh melalui hasil *goal seek* adalah

$$\begin{aligned}
 T \text{ Dew Point} &= 423,5630819 \text{ K} \\
 &= 150,5630819^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung *Bubble Point Feed 2*

Aliran A10 merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl yang akan dipanaskan. Untuk mengetahui temperatur saat gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi, dilakukan perhitungan temperatur bubble point.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$\begin{aligned}
 P &= 9 \text{ atm} \\
 &= 9 \times 760 \\
 &= 6.840 \text{ mmHg}
 \end{aligned}$$

Dicari

Temperatur Bubble Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{\text{sat}} = C_1 + (C_2/T) + C_3 \ln T + C_4 T^5$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.48 Data Konstanta Antoine (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,36	-6920,40	-10,65	0,000009143	2,00
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,000014318	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,031340000	1,00
H ₂ O	73,65	-7258,20	-7,30	0,000004165	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T_{\text{Bubble Point}} &= 365,2307676 \text{ K} \\ &= 92,08076759^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Uap Jenuh (P_{sat}) :

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 365,2307676) + (-10,651 \times \ln 365,2307676) + \\ &\quad (0,0000143 \times 365,2307676^2) \\ &= 11,78 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + (-5141,70 / 365,2307676) + (-10,98 \times \ln 365,2307676) + \\ &\quad (0,00000914 \times 365,2307676^2) \\ &= 14,47 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 365,2307676) + (-15,05 \times \ln 365,2307676) + \\ &\quad (0,0313400 \times 365,2307676) \\ &= 16,72 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 30,613427 \text{ kg/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 37,416411 \text{ kg/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,0030012 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 979,69 / 6.840 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,14 \\
 \text{Ki VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 4.436,20 / 6.840 \\
 &= 2,11 \\
 \text{Ki HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 136.255,55 / 6.840 \\
 &= 19,92 \\
 y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\
 &= 0,564440 \times 0,14 \\
 &= 0,08 \\
 y_i \text{ VCM} &= x_i \times K_i \\
 &= 0,435500 \times 2,11 \\
 &= 0,92 \\
 y_i \text{ HCl} &= x_i \times K_i \\
 &= 0,000020 \times 19,92 \\
 &= 0,000406 \\
 x_i \text{ EDC} &= z_i \\
 &= 0,564440 \\
 x_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,435500 \\
 x_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,000020
 \end{aligned}$$

Tabel B.49 Data Perhitungan *Bubble Point Feed 2*

Komp	n A10 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	yi	xi
EDC	3030,73	0,56	13,23	557919,58	4184,73	0,61	0,56	0,92
VCM	2338,53	0,44	15,44	5079731,49	38101,03	5,57	0,44	0,08
HCl	0,11	0,00	17,72	49652716,22	372425,16	54,45	0,00	0,00
Jumlah	5369,36	1,00	46,39	55290367,28	414710,93	60,63	1,00	1,00

3. Menghitung Panas Sensibel Cair

Panas sensible cair merupakan panas yang diperlukan untuk menaikkan temperatur Feed 2 dari temperatur awal hingga mencapai temperatur bubble point.

Diketahui:

$$T_{Bubble\ Point} = 365,2307676\ K$$

$$T_{Initial} = 283,15\ K$$

$$\Delta T = 365,2307676 - 283,15$$

$$\Delta T = 82,08076759\ K$$

Panas sensible cair dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Menghitung jumlah mol:

Jumlah mol masing-masing komponen diperoleh dari hasil perhitungan sebelumnya.

Laju massa EDC:

$$m_{EDC} = 3030,7239\ kg/jam$$

$$m_{VCM} = 2338,5257\ kg/jam$$

$$m_{HCl} = 0,1095449\ kg/jam$$

BM :

$$BM_{EDC} = 98,96\ kg/kmol$$

$$BM_{VCM} = 62,5\ kg/kmol$$

$$BM_{HCl} = 36,5\ kg/kmol$$

Jumlah mol:

$$n = \frac{3030,7239}{98,96} = 30,613427\ kg/jam$$

$$n = \frac{2338,5257}{62,5} = 37,416411\ kg/jam$$

$$n = \frac{0,1095449}{36,5} = 0,0030012\ kg/jam$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 76,42\ kJ/kmol$$

$$C_p \Delta T_{VCM} = 62,45\ kJ/kmol$$

$$C_p \Delta T_{HCl} = 64,33\ kJ/kmol$$

Sehingga panas sensible cair yang diperlukan sebesar:

$$Q_{sensibel} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 30,613427 \times 76,42 = 2.339,60 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 37,416411 \times 62,45 = 2.336,73 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,0030012 \times 64,33 = 0,19 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{sensibel} = 2.339,60 + 2.336,73 + 0,19 = 4667,52 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.50 Data Perhitungan Panas Sensibel Cair

Komponen	A 10 (kg/jam)	CpdT	Q sens cair (kJ/jam)
EDC	30,613427	76,42	2339,60
VCM	37,4164108	62,45	2336,73
HCl	0,00300123	64,33	0,19
Jumlah	68,0328391		4676,52

Perhitungan *Flash Calculation* :

Flash calculation dilakukan untuk menentukan fraksi uap dan fraksi cair yang terbentuk pada kondisi kesetimbangan uap-cair. Perhitungan dilakukan menggunakan persamaan Rachford-Rice sebagai berikut:

$$\sum i = \frac{z_i (K_i - 1)}{1 + \beta(K_i - 1)} = 0$$

Dengan :

$$K_i = \frac{P}{P_{sat}}$$

$$x_i = \frac{z_i}{1 + \beta(K_i - 1)}$$

$$y_i = K_i \times x_i$$

Perhitungan dilakukan secara iterasi menggunakan *Goal Seek* hingga diperoleh nilai fungsi Rachford-Rice sama dengan nol.

Menentukan nilai β

Dari hasil iterasi diperoleh:

$$\beta = 0,992730801$$

Menghitung jumlah aliran uap :

Diketahui:

$$\text{Jumlah umpan (F)} = 5.369,364499 \text{ kmol/jam}$$

Jumlah aliran uap dihitung menggunakan persamaan:

$$V = \beta \times F$$

Substitusi:

$$V = 0,992730801 \times 5.369,364499 \\ = 5.330,333519 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung jumlah aliran cair

Jumlah aliran cair dihitung menggunakan persamaan:

$$L = F - V$$

Substitusi:

$$L = 5.369,364499 - 5.330,333519$$

$$L = 39,0309799 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung presentase fase cair:

Persentase fase cair dihitung menggunakan persamaan:

$$\%L = \frac{L}{F} \times 100\%$$

Substitusi:

$$\%L = \frac{39,0309799}{5.369,364499} \times 100\%$$

$$\%L = 0,726919916\%$$

Menghitung Presentase Fase Uap

Persentase fase uap dihitung menggunakan persamaan:

$$\%V = \frac{V}{F} \times 100\%$$

Substitusi:

$$\%V = \frac{5.330,333519}{5.369,364499} \times 100\%$$

$$\%V = 99,27308008\%$$

Tabel B.51 Data Perhitungan *Flash Calculation*

Komponen	zi	Ki	C	xi (liquid)	yi (Vapor)
EDC	0,5644000	0,6100000	-0,3591766	0,9209657	0,5617891
VCM	0,4355000	5,5700000	0,3594571	0,0786558	0,4381130
HCl	0,0000204	54,4500000	0,0000202	0,0000004	0,0000205
Jumlah	0,9999204	60,6300000	0,0003007	0,9996219	0,9999226

Menghitung Panas Sensibel Cair Hasil *Flash Calculation*

Berdasarkan hasil flash calculation diperoleh fraksi cair sebesar 0,726919916%, sehingga hanya komponen yang berada pada fase cair yang dihitung panas sensible-nya.

Panas sensible dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

Menghitung jumlah mol fase cair:

Jumlah mol fase cair masing-masing komponen diperoleh dari hasil flash calculation.

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 0,222535098 \text{ kg/jam}$$

$$n_{VCM} = 0,271987342 \text{ kg/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,002979413 \text{ kg/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p\Delta T$ sebesar:

$$C_p\Delta T_{EDC} = 18,27 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{VCM} = 22,32 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{HCl} = 0,24 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga panas sensible cair yang diperlukan sebesar:

$$Q_{sensible} = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 0,222535098 \times 18,27 = 4,06479 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 0,271987342 \times 22,32 = 6,07210 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,002979413 \times 0,24 = 0,00073 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{sensible} = 4,06479 + 6,07210 + 0,00073 = 10,13762004 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.52 Data Perhitungan Sensibel Cair Hasil *Flash Calculation*

A 10 Liq			
Komponen	(0.727%)	C_pΔT	Q sens (kJ/jam)
	(kmol/jam)		
EDC	0,2225351	18,27	4,06479
VCM	0,27198734	22,32	6,07210
HCl	0,00297941	0,24	0,00073
Jumlah	0,49750185		10,13762004

4. Menghitung Panas Laten

Panas laten merupakan panas yang dibutuhkan untuk mengubah fase cair menjadi uap pada temperatur konstan (temperatur bubble point). Besarnya panas penguapan masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan Yaws (1999).

Persamaan panas penguapan:

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T_c}{T} \right)^n$$

Diketahui

Temperatur Bubble Point

$$T = 365,2307676 \text{ K}$$

Data konstanta panas penguapan masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.53 Data Perhitungan Sensibel Cair Hasil *Flash Calculation*

Komponen	A	T _c	n
EDC	45,426	561	0,342
VCM	35,586	432	0,483
HCl	30,54	324,65	0,647

Menghitung panas penguapan (λ) :

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{EDC}} &= 45,426 \left(1 - (365,2307676/561) \right)^{0,342} \\ &= 6,201516483 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{VCM}} &= 35,586 \left(1 - (365,2307676/432) \right)^{0,483} \\ &= 2,771895436 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{HCl}} &= 30,54 \left(1 - (365,2307676/324,65) \right)^{0,647} \\ &= -2,418265171 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Menghitung Panas Laten :

Panas laten dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n \times \lambda$$

Jumlah komponen yang diuapkan merupakan hasil flash calculation, yaitu sebesar 0,72% dari total aliran Feed 2.

$$Q_{\text{Laten EDC}} = 0,222535098 \times 6,201516483 = 1,380055079 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Laten VCM}} = 0,271987342 \times 2,771895436 = 0,753920472 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Laten HCl}} = 0,002979413 \times (-2,418265171) = -0,007205011 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.54 Data Perhitungan Panas Laten

Komponen	A10 (0,72%)	λ (kJ/kmol)	Q laten (kJ/jam)
EDC	0,2225351	6,201516483	1,380055079
VCM	0,27198734	2,771895436	0,753920472
HCl	0,00297941	-2,41826517	-0,00720501
Jumlah	0,49750185		2,12677054

5. Menghitung Panas Sendibel Gas

Panas sensible gas merupakan panas yang diperlukan untuk menaikkan temperatur aliran uap Feed 2 dari temperatur bubble point hingga temperatur keluaran vaporizer.

Diketahui:

$$T_{\text{Bubble Point}} = 365,2307676 \text{ K}$$

$$T_{\text{Out}} = 473 \text{ K}$$

$$\Delta T = 473 - 365,2307676$$

$$= 107,7692324 \text{ K}$$

Panas sensible gas dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Menghitung jumlah mol fase gas :

Jumlah mol fase gas diperoleh dari hasil flash calculation, yaitu sebesar 99,27% dari total aliran Feed 2.

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 30,39089194 \times 99,27\% = 30,16898302 \text{ kg/jam}$$

$$n_{VCM} = 37,41641083 \times 99,27\% = 37,14442349 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,00300123 \times 99,27\% = 0,002979413 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 52,92 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{VCM} = 32,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{HCl} = 29,13 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga panas sensible gas yang diperlukan sebesar:

$$Q_{\text{sensibel}} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 30,0898302 \times 52,92 = 1.592,15 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 37,14442349 \times 32,18 = 1.195,21 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,002979413 \times 29,13 = 0,09 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{sensibel} = 1.592,15 + 1.195,21 + 0,09 = 160410,67 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.54 Data Perhitungan Panas Laten

A10			
Komponen	(99.27%)	Cp dT	Q sens gas (kJ/jam)
	(kmol/jam)		
EDC	3008,6983	52,92	159215,37
VCM	37,1444235	32,18	1195,21
HCl	0,00297941	29,13	0,09
Jumlah			160410,67

Menghitung total panas pemanasan :

Total panas pemanasan merupakan jumlah dari panas sensible cair, panas laten, dan panas sensible gas.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q \text{ Total} = Q \text{ Sensible Cair} + Q \text{ Laten} + Q \text{ Sensible Gas}$$

Substitusi:

$$\begin{aligned} Q \text{ Total} &= 4.676,52 + 2,13 + 160.410,67 \\ &= 165.089,31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total panas yang dibutuhkan untuk proses pemanasan Feed 2 adalah:

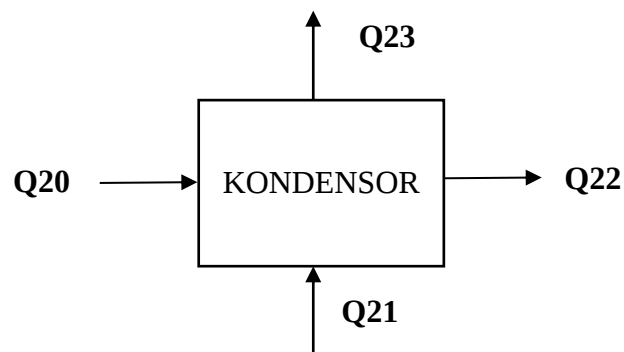
$$Q \text{ Total Pemanasan} = 165.089,31 \text{ kJ/jam}$$

➤ Neraca Massa Total *Quench Tower*

Tabel B.54 Data Perhitungan Panas Laten

Komp.	Input			Output			
	Q16	Q17	Q pemanasan	Q18	Q19	Q Pen-dingin	Q Loss
	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(waste)		
EDC	9651,51	1207,31		8038,83	147,26		8251,56
VCM	7950,34	724,70		5951,89	128,73		6639,85
HCl	4406,85	0,09		4371,22	93,50		4406,76
Q			165089,31			151000,48	
Jumlah	22008,69	1932,10	165089,3134	18361,95	369,50	151000,48	19298,17
TOTAL		189030,11			189030,11		

B.7 Neraca Panas Kondensor



Keterangan:

Q20 = Panas umpan kondensor

Q21 = Panas umpan *cooling water*

Q22 = Panas keluar kondensor

Q23 = Panas keluar *cooling water*

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q20 + Q21 = Q22 + Q23$$

Tabel B.55 Neraca Massa Quench Tower

Komponen	Input			Output
	A3	A10	A4	Waste
EDC	12278	3030,729	15155,162	153,0824
VCM	9473,4	2338,526	11693,798	118,1192
HCl	5532,5	0,109545	5477,2443	55,3257
H ₂ O	0	0	0	0
Jumlah	27283	5369,364	32326,204	326,5273

➤ Menghitung Panas Masuk

Panas masuk merupakan panas yang berasal dari keluaran vaporizer (Q7). Oleh karena itu, besarnya panas yang masuk ke unit sama dengan panas yang keluar dari vaporizer. Berlaku persamaan:

$$Q_{in} = Q_7$$

Diketahui :

Panas keluaran vaporizer (Q7) terdiri atas komponen EDC, VCM, dan HCl.

Tabel B.55 Data Panas Masuk Kondensor

Komponen	Output Q7 kJ/jam
EDC	6258,241
VCM	2457,205
HCl	1616,245
Jumlah	10331,69

➤ Menghitung Kondisi Operasi Umpan

1. Menghitung *Dew Point*

Aliran A4 merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl yang akan memasuki unit proses pada tekanan operasi sebesar 7 atm. Perhitungan dew point dilakukan untuk menentukan temperatur saat uap mulai mengalami kondensasi pada tekanan operasi tersebut.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$P = 7 \text{ atm}$$

$$= 7 \times 760$$

$$= 5320 \text{ mmHg}$$

Dicari

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.56 Data Konstanta Antonie (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,355	-6920,4	-10,651	0,0000091	2,0
VCM	91,432	-5141,7	-10,981	0,0000143	2,0
HCl	104,27	-3731,2	-15,047	0,0313400	1,0
H ₂ O	73,649	-7258,2	-7,3037	0,0000042	2,0

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan Goal Seek hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$T_{\text{Dew Point}} = 403,7199431 \text{ K}$$

$$= 130,7199431^\circ\text{C}$$

Menghitung tekanan uap jenuh :

Menghitung Tekanan Uap Jenuh (P_{sat}) :

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 403,7199431) + (-10,651 \times \ln 403,7199431) + \\ &\quad (0,0000143 \times 403,7199431^2) \\ &= 12,79 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ VCM} &= (91,43) + (-5141,70 / 403,7199431) + (-10,98 \times \ln 403,7199431) + \\ &\quad (0,00000914 \times 403,7199431^2) \\ &= 15,14 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ HCl} &= (104,27) + (-3731,20 / 403,7199431) + (-15,05 \times \ln 403,7199431) + \\ &\quad (0,0313400 \times 403,7199431) \\ &= 17,39 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 15155,1619 \text{ kg/jam}$$

$$n_{VCM} = 11693,7978 \text{ kg/jam}$$

$$n_{HCl} = 5477,24434 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 2.689,49467 / 5.320 \\ &= 0,5055 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 28.090,44613 / 5.320 \\ &= 5,2802 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 266.973,6355 / 5.320 \\ &= 50,1830 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 0,4690 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ VCM} &= z_i \\ &= 0,3620 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ HCl} &= z_i \\ &= 0,1694 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ EDC} &= y_i/K_i \\ &= 0,4690 / 0,5055 \\ &= 0,927713309 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ VCM} &= y_i/K_i \\ &= 0,3620 / 5,2802 \\ &= 0,068558541 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ HCl} &= y_i/K_i \\ &= 0,1694 / 50,1830 \\ &= 0,003375644 \end{aligned}$$

Tabel B.57 Data Perhitungan *Dew Point*

Komp.	n A4 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	y _i	x _i
EDC	15155,16	0,47	12,79	358570,60	2689,49	0,51	0,47	0,93
VCM	11693,80	0,36	15,14	3745093,21	28090,45	5,28	0,36	0,07
HCl	5477,24	0,17	17,39	35593637,25	266973,64	50,18	0,17	0,0034
Jumlah	32326,20	1,00	45,31	39697301,06	297753,58	55,97	1,00	1,00

Maka temperatur Dew Point yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$\begin{aligned} T_{\text{Dew Point}} &= 403,7199431 \text{ K} \\ &= 130,7199431^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

2. Menghitung *Bubble Point*

Aliran A4 merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl yang akan memasuki unit proses pada tekanan operasi sebesar 7 atm. Perhitungan bubble point dilakukan untuk menentukan temperatur saat gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi tersebut. Diketahui:

Tekanan operasi:

$$\begin{aligned} P &= 7 \text{ atm} \\ &= 7 \times 760 \\ &= 5.320 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Dicari

Temperatur Bubble Point?

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.58 Data Konstanta Antonie (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,355	-6920,4	-10,651	0,0000091	2,0
VCM	91,432	-5141,7	-10,981	0,0000143	2,0
HCl	104,27	-3731,2	-15,047	0,0313400	1,0
H ₂ O	73,649	-7258,2	-7,3037	0,0000042	2,0

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T_{\text{Bubble Point}} &= 286,3893437 \text{ K} \\ &= 13,23934374^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Uap Jenuh (P_{sat}) :

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 286,3893437) + (-10,651 \times \ln 286,3893437) + \\ &\quad (0,0000143 \times 286,3893437^2) \\ &= 8,68 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + (-5141,70 / 286,3893437) + (-10,98 \times \ln 286,3893437) + \\ &\quad (0,00000914 \times 286,3893437^2) \\ &= 12,53 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 286,3893437) + (-15,05 \times \ln 286,3893437) + \\ &\quad (0,0313400 \times 286,3893437) \\ &= 15,09 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$n_{\text{EDC}} = 15155,1619 \text{ kg/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 11693,7978 \text{ kg/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 5477,24434 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 44,31520509 / 5.320 \\ &= 0,008329926 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 2.072,804464 / 5.320 \\ &= 0,389624899 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 26.851,39617 / 5.320 \\ &= 5,047254919 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\ &= 0,468820 \times 0,008329926 \\ &= 0,003905236 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ VCM} &= x_i \times K_i \\ &= 0,361744 \times 0,389624899 \\ &= 0,140944470 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ HCl} &= x_i \times K_i \\ &= 0,169437 \times 5,047254919 \\ &= 0,855191732 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 0,468820 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ VCM} &= z_i \\ &= 0,361744 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ HCl} &= z_i \\ &= 0,169437 \end{aligned}$$

Tabel B.58 Data Perhitungan *Bubble Point*

Komp.	n A4 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
EDC	15155,16	0,47	8,68	5908,22	44,32	0,01	0,47	0,003905
VCM	11693,80	0,36	12,53	276351,82	2072,80	0,39	0,36	0,14
HCl	5477,24	0,17	15,09	3579899,76	26851,40	5,05	0,17	0,86
Jumlah	32326,20	1,00					1,00	1,00

Maka temperatur *Bubble Point* yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$T \text{ Bubble Point} = 286,3893437 \text{ K}$$

$$= 13,23934374^{\circ}\text{C}$$

➤ Menghitung Panas Sensibel Gas

Panas sensible gas merupakan panas yang dilepaskan oleh aliran gas akibat penurunan temperatur dari temperatur masuk menuju temperatur dew point pada tekanan operasi.

Panas sensible gas dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

Temperatur masuk:

$$T_{in} = 50^{\circ}\text{C}$$

Temperatur *dew point*:

$$T \text{ Dew Point} = 130,7199431^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 130,7199431 - 50$$

$$= 80,7199431^{\circ}\text{C}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 153,0824435 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 187,1007642 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 150,0614887 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 48,97 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{VCM} = 28,56 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{HCl} = 29,15 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga panas sensible gas yang diperlukan sebesar:

$$Q_{\text{sensibel}} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{\text{EDC}} = 153,0824435 \times 48,97 = 7.496,08 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{VCM}} = 187,1007642 \times 28,56 = 5.343,17 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{HCl}} = 150,0614887 \times 29,15 = 4.374,61 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{sensibel}} = 7.496,08 + 5.343,17 + 4.374,61 = 17213,87 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.59 Data Perhitungan Panas Sensibel Gas

Komponen	A4 gas (kmol/jam)	CpdT	Q sens gas (kJ/jam)
EDC	153,082443	48,97	7496,08
VCM	187,100764	28,56	5343,17
HCl	150,061489	29,15	4374,61
Jumlah	490,244696		17213,87

➤ Menghitung Panas Laten

Panas laten merupakan panas yang dilepaskan oleh komponen saat mengalami perubahan fase dari uap menjadi cair pada temperatur konstan. Besarnya panas laten masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan Yaws (1999).

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Diketahui

Temperatur kondensasi:

$$T = 403,7199431 \text{ K (Temperatur Dew Point)}$$

Data konstanta panas penguapan masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.59 Data Perhitungan Panas Sensibel Gas

Komponen	A	Tc	N
EDC	45,426	561	0,342
VCM	35,586	432	0,483
HCl	30,540	324,65	0,647

Menghitung panas penguapan (λ) :

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{EDC}} &= 45,426 \left(1 - (403,7199431/561)\right)^{0,342} \\ &= 17,82351956 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\lambda_{\text{VCM}} = 35,586 \left(1 - (403,7199431/432)\right)^{0,483}$$

$$\begin{aligned}
 &= 15,60884504 \text{ kJ/kmol} \\
 \lambda_{\text{HCl}} &= 30,540 (1 - (403,7199431/324,65))^{0,647} \\
 &= 13,58661435 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Menghitung Panas Laten :

Panas laten dihitung menggunakan persamaan:

$$Q = n \times \lambda$$

Jumlah komponen yang diuapkan merupakan hasil flash calculation, yaitu sebesar 0,72% dari total aliran Feed 2.

$$Q_{\text{Laten EDC}} = 153,0824435 \times 17,82351956 = 2.728,467925 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Laten VCM}} = 187,1007642 \times 15,60884504 = 2.920,426836 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Laten HCl}} = 150,0614887 \times 13,58661435 = 2.038,827576 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.59 Data Perhitungan Panas Sensibel Gas

Komponen	Aliran 4 (kmol/jam)	λ (kJ/kmol)	Q laten (kJ/jam)
EDC	153,082443	17,82351956	2728,467925
VCM	187,100764	15,60884504	2920,426836
HCl	150,061489	13,58661435	2038,827576
Jumlah			5648,894762

Total panas kondensasi merupakan jumlah panas laten yang dilepaskan oleh komponen yang mengalami kondensasi dan panas sensible gas yang dilepaskan selama proses pendinginan. Pada proses kondensasi ini, komponen yang mengalami perubahan fase menjadi cair adalah EDC dan VCM, sedangkan HCl tetap berada pada fase gas. Oleh karena itu, total panas kondensasi dihitung menggunakan persamaan:

$$Q_{\text{kondensasi}} = Q_{\text{kondensasi EDC}} + Q_{\text{kondensasi VCM}} + Q_{\text{sensible}}$$

Substitusi:

$$Q_{\text{kondensasi}} = 2.728,467925 + 2.920,426836 + 17.213,87$$

$$Q_{\text{kondensasi}} = 22.862,76 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga, total panas yang dilepaskan selama proses kondensasi adalah:

$$Q_{\text{Kondensasi}} = 22.862,76 \text{ kJ/jam}$$

➤ Menghitung Panas Keluar

Panas keluar merupakan panas yang dibawa oleh aliran keluar setelah mengalami proses kondensasi. Panas keluaran dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen pada temperatur keluaran.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{out} = 10^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 25 - 10$$

$$\Delta T = 15^\circ\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 153,0824435 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 187,1007642 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 150,0614887 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 37,46 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} VCM = 49,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} HCl = 72,05 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 153,08244 \times 37,46 = 5.734,02 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 187,10076 \times 49,43 = 9.249,24 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,06149 \times 72,05 = 10.811,80 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{Keluar} = 8038,83 + 5951,89 + 4371,22 = 18361,95 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.59 Data Perhitungan Panas Keluar

Komponen	A4 liq (kmol/jam)	CpdT	Q (kJ/jam)
EDC	153,082443	37,46	5734,02
VCM	187,100764	49,43	9249,24
HCl	150,061489	72,05	10811,80
Jumlah	490,244696		25795,06

➤ Menghitung Q_{loss} dari *Feed* 1

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui :

$$T_{in} = 50^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 10^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 50 - 10$$

$$= 40^\circ\text{C}$$

Menghitung Jumlah Mol (n):

Jumlah mol masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan:

$$n_{EDC} = 153,0824435 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 187,1007642 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 150,0614887 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 53,95 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} VCM = 55,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} HCl = 68,88 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 153,0824435 \times 53,95 = 8.258,65 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 187,1007642 \times 55,18 = 10.325,01 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0614887 \times 68,88 = 10.335,57 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 8.258,65 + 10.325,01 + 10.335,57 = 28.919,23 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.60 Data Perhitungan Panas Keluar

Komponen	A4 liq (kmol/jam)	CpdT	Q loss (kJ/jam)
EDC	153,082443	53,95	8258,65
VCM	187,100764	55,18	10325,01
HCl	150,061489	68,88	10335,57
Jumlah	490,244696		28919,23

➤ Menghitung Kebutuhan *Cooling Water* dari *Cooling Tower (Chilled Water)*

Media pendingin yang digunakan pada kondensor adalah chilled water. Air pendingin mengalami kenaikan temperatur dari 5°C menjadi 20°C akibat menyerap panas dari aliran proses. Kebutuhan chilled water dihitung berdasarkan neraca panas antara aliran proses dan media pendingin.

Panas yang diserap oleh chilled water dihitung menggunakan persamaan :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Temperatur masuk chilled water:

$$T_{in} = 5^{\circ}\text{C}$$

Temperatur keluar chilled water:

$$T_{out} = 20^{\circ}\text{C}$$

Sehingga,

$$\Delta T = 20 - 5$$

$$= 15^{\circ}\text{C}$$

Kapasitas panas air:

$$C_p \text{ air} = 8,01 \times 10^1 \text{ kJ/kmol.K}$$

Panas yang dilepaskan pada proses kondensasi:

$$Q_{\text{kondensasi}} = 22.862,76 \text{ kJ}$$

Panas total yang diserap chilled water:

$$Q_{\text{air}} = 411.529,72 \text{ kJ}$$

Menghitung kebutuhan *chilled water* :

Kebutuhan chilled water dihitung menggunakan persamaan :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Sehingga,

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

Substitusi :

$$m = \frac{411.529,72}{8,01 \times 10^1 \times 15}$$

$$m = 342,32 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan chilled water yang digunakan adalah:

$$m_{\text{air pendingin}} = 342,32 \text{ kg/jam}$$

Menghitung panas masuk *chilled water* (Q21)

Panas masuk chilled water dihitung menggunakan persamaan :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Substitusi:

Q21

$$= 342,32 \times (8,01 \times 10^1) \times 15$$

$$= 7.620,92 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga,

$$Q \text{ in CW (Q21)} = 7.620,92 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.61 Data Perhitungan Kebutuhan *Chilled Water*

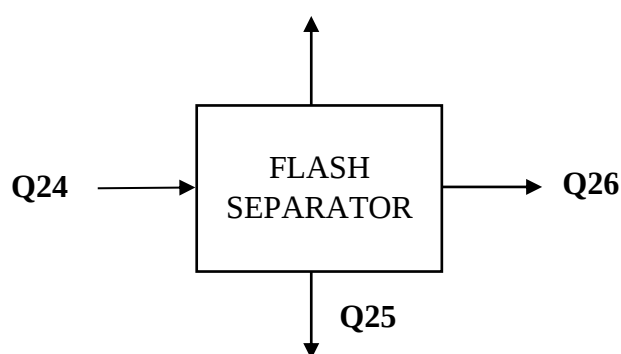
Parameter	Nilai
Temperatur masuk chilled water	5°C
Temperatur keluar chilled water	20°C
ΔT	15°C
Cp air	$8,01 \times 10^1 \text{ kJ/kmol.K}$
Q kondensasi	22.862,76 kJ
Q air	411.529,72 kJ
Kebutuhan chilled water	342,32 kg/jam
Q in CW (Q21)	7.620,92 kJ/jam

➤ Neraca Panas Total Kondensor

Tabel B.62 Neraca Panas Kondensor Total

Komp.	Input		Output		
	Q20 kJ/Jam	Q21 (CW) kJ/Jam	Q22 kJ/Jam	Q Pendinginan kJ/jam	Q Loss kJ/Jam
EDC	6258,24		5734,02		
VCM	2457,21		9249,24		
HCl	1616,25		10811,80		
Q		7620,92		-36761,68	28919,23
Jumlah	10331,69	7620,92	25795,06	-36761,68	28919,23
TOTAL	17952,61		Q27	17952,61	

B.8 Neraca Panas *Flash Separator*



Keterangan:

Q24 = Panas keluaran kondensor

Q25 = Panas keluar *Flash separator*

Q26 = Panas hilang *Flash separator*

Q27 = Panas gas keluar *Flash separator*

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q24 = Q25 + Q26 + Q27$$

Tabel B.62 Data Neraca Massa *Quench Tower*

Komponen	Input			Output
	A3	A10	A4	Waste
EDC	12277,5151	3030,72928	15155,1619	153,082443
VCM	9473,39126	2338,52568	11693,79776	118,119169
HCl	5532,46049	0,10954489	5477,244338	55,3257004
H ₂ O	0	0	0	0
Jumlah	27283,3668	5369,3645	32326,204	326,527313

Tabel B.63 Data Neraca Massa *Flash Separator*

Komponen	Input	Output	
	A4	A5 (Prod atas)	A6 (Prod bawah)
EDC	15155,1619	1,51551619	15153,64639
VCM	11693,79776	1,169379776	11692,62838
HCl	5477,244338	5476,696614	0,547724434
H ₂ O	0	0	0
Jumlah	32326,204	5479,38151	26846,82249

➤ Menghitung Panas Masuk

Panas masuk pada flash separator merupakan panas yang berasal dari keluaran kondensor. Oleh karena itu, besarnya panas yang masuk ke flash separator sama dengan panas yang keluar dari kondensor.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$Q_{in} = Q_{keluar \text{ kondensor}}$$

Diketahui

Temperatur masuk:

$$T_{in} = 10^{\circ}\text{C}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 25 - 10$$

$$= 15^{\circ}\text{C}$$

Menghitung jumlah mol :

Menghitung Jumlah Mol (n):

Jumlah mol masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan:

$$n = \frac{m}{BM}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 153,0824435 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 187,1007642 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 150,0614887 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}^{EDC} = 37,46 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{VCM} = 49,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{HCl} = 72,05 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 153,0824435 \times 37,46 = 5.734,02 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 187,1007642 \times 49,43 = 9.249,24 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0614887 \times 72,05 = 10.811,80 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{masuk} = 5.734,02 + 9.249,24 + 10.811,80 = 25795,06 \text{ kJ/jam}$$

➤ Menghitung Panas Keluar

Panas keluaran produk atas (Q27) merupakan panas yang dibawa oleh komponen yang keluar melalui aliran atas flash separator. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 10^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 25 - 10$$

$$\Delta T = 15^\circ\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 0,015308244 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 0,018710076 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 150,0464826 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 39,44 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} VCM = 19,37 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} HCl = 29,23 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q27)

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 0,015308244 \times 39,44 = 0,60 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 0,018710076 \times 19,37 = 0,36 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0464826 \times 29,23 = 4.385,16 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{27} = 0,60 + 0,36 + 4.385,16 = 4386,13 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.64 Data Perhitungan Panas Keluar Q27

Komponen	A5 gas (kmol/jam)	CpdT	Q27 (kJ/jam)
EDC	0,015308244	39,44	0,60
VCM	0,018710076	19,37	0,36
HCl	150,0464826	29,23	4385,16
Jumlah	150,0805009		4386,13

Menghitung panas produk atas (Q25)

Jumlah mol masing-masing komponen diperoleh dari hasil perhitungan flash separator. Persamaan yang digunakan adalah :

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 10^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 25 - 10$$

$$= 15^\circ\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 153,0671352 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 187,0820541 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,015006149 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 37,46 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} VCM = 49,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} HCl = 72,05 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q27)

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 153,0671352 \times 37,46 = 5.733,44 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 187,0820541 \times 49,43 = 9.248,32 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,015006149 \times 72,05 = 1,08 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{25} = 5.733,44 + 9.248,32 + 1,08 = 14982,84 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.65 Data Perhitungan Panas Keluar Q25

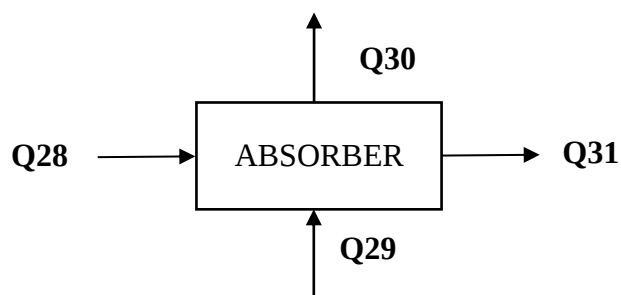
Komponen	A6 liq (kmol/jam)	CpdT	Q25 (kJ/jam)
EDC	153,0671352	37,46	5733,44
VCM	187,0820541	49,43	9248,32
HCl	0,015006149	72,05	1,08
Jumlah	340,1641955		14982,84

➤ Neraca Panas Total *Flash Separator*

Tabel B.66 Neraca Panas Total *Flash Separator*

Komponen	Input		Output	
	Q24	Q25	Q27	Q loss (Q26)
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	5734,02	5733,44	0,60	
VCM	9249,24	9248,32	0,36	
HCl	10811,80	1,08	4385,16	
Q				6426,09
Jumlah	25795,06	14982,84	4386,13	6426,087731
TOTAL	25795,06		25795,06	

B.9 Neraca Panas Absorber



Keterangan:

Q28 = Panas gas keluar dari *flash separator*

Q29 = Panas umpan *process water*

Q30 = Panas gas keluar dari *absorber*

Q31 = Panas larutan HCl

Panas Masuk = Panas Keluar

Tabel B.67 Neraca Massa Absorber

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	A5	A7	A8	A9
EDC	1,516	0	0	1,51551619
VCM	1,169	0	1,1693798	0
HCl	5477	0	0,5476697	5476,148944
H ₂ O	0	17114,677	1,7114677	17112,96545
Jumlah	5479	17114,677	3,4285171	22590,62991
TOTAL	22594,05843			22594,05843

➤ Menghitung Panas Masuk

Menghitung panas *feed* 1 (keluaran *flash separato*) (Q₂₈) :

Panas masuk Feed 1 merupakan panas yang berasal dari keluaran atas flash separator (aliran A5). Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 10^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}\Delta T &= 25 - 10 \\ &= 15^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 0,015308244 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 0,018710076 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 150,0464826 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} \text{EDC} = 39,44 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{VCM} = 19,37 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{HCl} = 29,23 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q₂₈) :

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 0,015308244 \times 39,44 = 0,60 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 0,018710076 \times 19,37 = 0,36 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0464826 \times 29,23 = 4.385,16 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{28} = 0,60 + 0,36 + 4.385,16 = 4386,13 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung panas masuk *process water* (Q29) :

Process water digunakan sebagai media pencuci pada scrubber. Panas masuk process water dihitung berdasarkan laju alir, kapasitas panas, dan perubahan temperatur.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$Q = n \times C_p \times \Delta T$$

Diketahui

$$TP_{Win} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 30 - 25$$

$$= 5^\circ\text{C}$$

Jumlah mol air:

$$n_{\text{air}} = 17.114,67692 \text{ kmol/jam}$$

Kapasitas panas air:

$$C_p \text{ air} = 8,01 \times 10^1 \text{ kJ/kmol.K}$$

Panas process water dihitung menggunakan persamaan :

$$Q = n \times C_p \times \Delta T$$

Substitusi :

$$Q_{29} = 17.114,67692 \times (8,01 \times 10^1) \times 5$$

$$= 6.858.276,49 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.68 Data Perhitungan Panas Masuk *Process Water* (Q29)

Parameter	Nilai
Temperatur <i>Process Water</i> Masuk	30°C
Temperatur Referensi	25°C
ΔT	5°C
Jumlah Mol Air	17.114,67692 kmol/jam
C_p Air	$8,01 \times 10^1$ kJ/kmol.K
Q29	6.858.276,49 kJ/jam

➤ Menghitung Panas Keluar

Panas *produk bottom* (Q31) :

Panas produk bawah (Q31) merupakan panas yang dibawa oleh aliran cair yang keluar dari scrubber. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 38^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}\Delta T &= 38 - 25 \\ &= 13^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 0,015308244 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 0 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 150,0314779 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{H}^2\text{O}} = 950,7203028 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} \text{EDC} = 36,03 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{VCM} = 48,92 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{HCl} = 72,31 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{H}_2\text{O} = 91,50 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk *bottom* (Q31) :

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 0,015308244 \times 36,034 = 0,55 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 0 \times 48,92 = 0,00 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 150,0314779 \times 72,31 = 10.848,54 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 950,7203028 \times 91,50 = 86.990,07 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{31} = 0,55 + 0,00 + 10.848,5 + 86.990,07 = 97839,17 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.68 Data Perhitungan Panas Keluar Produk *Bottom* (Q31)

Komponen	A9 liq (kmol/jam)	CpdT	Q31 (kJ/jam)
EDC	0,015308244	36,03	0,55
VCM	0	48,92	0,00
HCl	150,0314779	72,31	10848,54
H ₂ O	950,7203028	91,50	86990,07
Jumlah	1100,767089		97839,17

Panas produk atas (Q30) :

Panas produk atas (Q30) merupakan panas yang dibawa oleh aliran gas yang keluar dari scrubber. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$Q = n(C_p.\Delta T)$$

Diketahui

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 45^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 45 - 25$$

$$= 20^\circ\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 0 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 0,018710076 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,015004648 \text{ kmol/jam}$$

$$n \text{ H}_2\text{O} = 0,095081538 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} \text{EDC} = 40,16 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{VCM} = 20,09 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{HCl} = 29,22 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} \text{H}_2\text{O} = 33,78 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk *bottom* (Q30) :

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{\text{EDC}} = 0 \times 40,16 = 0,00 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{VCM}} = 0,018710076 \times 20,09 = 0,38 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{HCl}} = 0,015004648 \times 29,22 = 0,44 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 0,095081538 \times 33,78 = 3,21 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{30} = 0,00 + 0,38 + 0,44 + 3,21 = 4,03 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.69 Data Perhitungan Panas Produk Atas (Q30)

Komponen	A8 Vap (kmol/jam)	CpdT	Q30 (kJ/jam)
EDC	0	40,16	0,00
VCM	0,018710076	20,09	0,38
HCl	0,015004648	29,22	0,44
H2O	0,095081538	33,78	3,21
Jumlah	0,033714725		0,81

➤ Menghitung ΔH *solution* HCl

Panas pelarutan (ΔH *solution*) merupakan panas yang dilepaskan atau diserap ketika gas HCl dilarutkan ke dalam air sehingga membentuk larutan HCl. Besarnya panas pelarutan dihitung berdasarkan selisih entalpi pembentukan standar HCl dalam fase cair (aqueous) dan fase gas.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$\Delta H \text{ Solution} = \Delta H_s \times n$$

dengan:

$$\Delta H_s = \Delta H_f^\circ \text{ HCl(aq)} - \Delta H_f^\circ \text{ HCl(g)}$$

Menghitung Menghitung ΔH_s HCl :

Diketahui:

Entalpi pembentukan standar HCl(aq):

$$\begin{aligned}\Delta H_f^\circ \text{ HCl(aq)} &= -39,952 \text{ kcal/gmol} \\ &= -167.159,168 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Entalpi pembentukan standar HCl(g):

$$\begin{aligned}\Delta H_f^\circ \text{ HCl(g)} &= -22,062 \text{ kcal/gmol} \\ &= -92.307,408 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\Delta H_s &= \Delta H_f^\circ \text{ HCl(aq)} - \Delta H_f^\circ \text{ HCl(g)} \\ &= (-167.159,168) - (-92.307,408) \\ &= -74.851,76 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Menghitung panas pelarutan HCl :

Diketahui:

Jumlah HCl yang terlarut = 150,03 kmol/jam

Panas pelarutan dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta H_{\text{Solution}} = \Delta H_s \times n$$

Substitusi:

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{Solution}} &= (-74.851,76) \times 150,03 \\ &= -11.230.120,18 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.70 Data Perhitungan Panas Pelarutan HCl

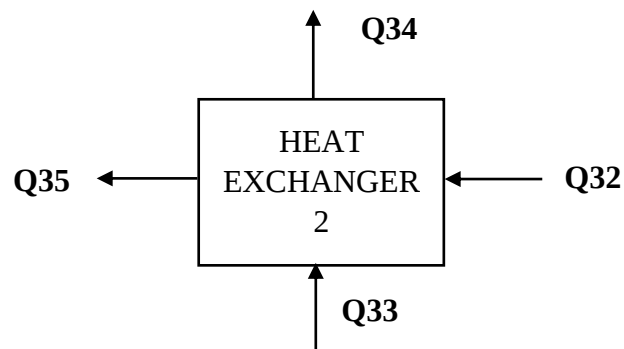
Parameter	Nilai
$\Delta H_f^\circ \text{ HCl(aq)}$	-167.159,168 kJ/kmol
$\Delta H_f^\circ \text{ HCl(g)}$	-92.307,408 kJ/kmol
ΔH_s	-74.851,76 kJ/kmol
HCl Terlarut	150,03 kmol/jam
$\Delta H_{\text{Solution}}$	-11.230.120,18 kJ/jam

➤ Neraca Panas Total Absorber

Tabel B.71 Neraca Panas Total Absorber

Komp.	Input			Output		
	Q28	Q29	ΔH pelarutan	Q30	Q31	Q serap
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	0,60			0,00	0,55	
VCM	0,36			0,38	0,00	
HCl	4385,16			0,44	10848,54	
H ₂ O		6858276,49		3,21	86990,07	
Q			11230120,18			
Jumlah	4386,13	6858276,49	11230120,18	4,03	97839,17	17994939,61
TOTAL		18092782,80			18092782,80	

B.10 Neraca Panas Heat Exchanger 2



Keterangan:

Q32 = Panas umpan *heat exchanger 2*

Q33 = Panas umpan *Ethylene Dichloride recycle*

Q34 = Panas keluar *heat exchanger 2*

Q35 = Panas keluar EDC *recycle*

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q32 + Q33 = Q34 + Q35$$

Tabel B.72 Neraca Massa *Tee Valve*

Komponen	Input		Output
	A6	A10	A11
EDC	15153,646	3030,72928	12122,917
VCM	11692,628	2338,52568	9354,1027
HCl	0,5477244	0,10954489	0,4381795
H2O	0	0	0
Jumlah	26846,822	5369,3645	21477,458
TOTAL	26846,822		26846,82249

Tabel B.73 Neraca Massa *Reboiler*

Komponen	Input		Output
	A13	A15	A16
EDC	12111,4	10282,5784	1828,821364
VCM	9,84591	9,8459057	0
HCl	0,00046	0,00046122	0
H2O	0		0
Jumlah	12121,2	10292,4248	1828,821364
TOTAL	12121,2		12121,24613

➤ Menghitung Kondisi *Feed*1. *Dew Point Tube*

Aliran A11 merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl yang mengalir pada sisi tube heat exchanger. Perhitungan dew point dilakukan untuk menentukan temperatur saat uap mulai mengalami kondensasi pada tekanan operasi.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$P = 7 \text{ atm}$$

$$= 7 \times 760$$

$$= 5.320 \text{ mmHg}$$

Dicari

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C_1 + \frac{C_2}{T} + C_3 \ln T + C_4 T^{C_5}$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.74 Data konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H ₂ O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan Goal Seek hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$T_{Dew\ Point} = 411,7944321\ K$$

$$= 138,7944321^\circ C$$

Menghitung tekanan uap jenuh:

Dengan menggunakan persamaan Antoine diperoleh:

$$\begin{aligned} \ln P_{sat\ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 411,7944321) + (-10,651 \times \ln 411,7944321) + \\ &\quad (0,0000143 \times 411,7944321^2) \\ &= 12,98\text{Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat\ VCM} &= (91,43) + 4(-5141,70 / 411,7944321) + (-10,98 \times \ln 411,7944321) + \\ &\quad (0,00000914 \times 411,7944321^2) \\ &= 15,26\ Pa \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat\ HCl} &= (104,27) + (-3731,20 / 411,7944321) + (-15,05 \times \ln 411,7944321) + \\ &\quad (0,0313400 \times 411,7944321) \\ &= 17,52\ Pa \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 12122,91711\ \text{kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 9354,10271\ \text{kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,43817955\ \text{kmol/jam}$$

$$K_i\ EDC = P_{sat}/P$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.237,330809 / 5.320 \\
 &= 0,6085 \\
 \text{Ki VCM} &= \text{Psat}/P \\
 &= 31.880,06826 / 5.320 \\
 &= 5,9925 \\
 \text{Ki HCl} &= \text{Psat}/P \\
 &= 305.958,5464 / 5.320 \\
 &= 57,5110 \\
 y_i \text{ EDC} &= z_i \\
 &= 0,5644 \\
 y_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,4355 \\
 y_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,0000204 \\
 x_i \text{ EDC} &= y_i/\text{Ki} \\
 &= 0,5644 / 0,6085 \\
 &= 0,9275 \\
 x_i \text{ VCM} &= y_i/\text{Ki} \\
 &= 0,4355 / 5,9925 \\
 &= 0,0727 \\
 x_i \text{ HCl} &= y_i/\text{Ki} \\
 &= 0,0000204 / 57,5110 \\
 &= 0,00000035
 \end{aligned}$$

Tabel B.75 Data Perhitungan *Dew Point Tube*

Komp.	n A11 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	yi	xi
EDC	12122,9171	0,5644	12,98	431609,579	3237,33	0,6085	0,564	0,92
VCM	9354,10271	0,4355	15,26	4250335,74	31880,1	5,9925	0,436	0,073
HCl	0,43817955	0,000	17,52	40791209,6	305959	57,5110	0,000	0,00
Jumlah	21477,458	1,000	45,76	45473154,9	341076	64	1	1

2. Bubble Point Tube

Aliran A11 merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl yang mengalir pada sisi tube heat exchanger. Perhitungan bubble point dilakukan untuk menentukan temperatur saat gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$\begin{aligned} P &= 7 \text{ atm} \\ &= 7 \times 760 \\ &= 5.320 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Dicari

Temperatur Bubble Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.76 Data Konstanta Antonie (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H ₂ O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T \text{ Bubble Point} &= 352,9063268 \text{ K} \\ &= 79,75632682^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Uap Jenuh (P_{sat}) :

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 352,9063268) + (-10,651 \times \ln 352,9063268) + \\ &\quad (0,0000143 \times 352,9063268^2) \\ &= 11,40 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ VCM} &= (91,43) + (-5141,70 / 352,9063268) + (-10,98 \times \ln 352,9063268) + \\ &\quad (0,00000914 \times 352,9063268^2) \\ &= 14,23 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 352,9063268) + (-15,05 \times \ln 352,9063268) + \\ &\quad (0,0313400 \times 352,9063268) \\ &= 16,49 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 12122,91711 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 9354,10271 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,43817955 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 671,9692876 / 5.320 \\ &= 0,126310016 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 11.339,78508 / 5.320 \\ &= 2,131538549 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 108.638,7373 / 5.320 \\ &= 20,42081529 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\ &= 0,564400 \times 0,126310016 \\ &= 0,071289373 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ VCM} &= x_i \times K_i \\ &= 0,435500 \times 2,131538549 \\ &= 0,928285038 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ HCl} &= x_i \times K_i \\ &= 0,0000204 \times 20,42081529 \\ &= 0,000416585 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 0,564400 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ VCM} &= z_i \\ &= 0,435500 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ HCl} &= z_i \\ &= 0,0000204 \end{aligned}$$

Tabel B.77 Data Perhitungan *Bubble Point Tube*

Komp.	n A11 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	Yi
EDC	12122,91	0,56	11,40	89588,737	671,969	0,126	0,5644	0,07
VCM	9354,10	0,44	14,23	1511850,4	11339,8	2,131	0,4355	0,928
HCl	0,438179	0,00	16,49	14484006,3	108639	20,42	0,0000	0,00
Jumlah	21477,458	1,00					1,000	1,00

3. Dew Point Shel

Aliran A16 merupakan EDC murni yang mengalir pada sisi shell heat exchanger. Perhitungan dew point dilakukan untuk menentukan temperatur saat uap mulai mengalami kondensasi pada tekanan operasi.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$P = 5 \text{ atm}$$

$$= 5 \times 760$$

$$= 3.800 \text{ mmHg}$$

Dicari

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan

Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln Psat = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.78 Data konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H ₂ O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan Goal Seek hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T_{\text{Dew Point}} &= 419,0465761 \text{ K} \\ &= 146,0465761^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan uap jenuh:

Dengan menggunakan persamaan Antoine diperoleh:

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 419,0465761) + (-10,651 \times \ln 419,0465761) + \\ &\quad (0,0000143 \times 419,0465761^2) \\ &= 12,98 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 1828,821364 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 3.798,986194 / 3.800 \\ &= 0,9997 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 1,0000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ EDC} &= y_i/K_i \\ &= 1,0000 / 0,9997 \\ &= 0,9275 \end{aligned}$$

Tabel B.79 Data Perhitungan *Dew Point Shell*

Komponen	n A16 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	y _i	x _i
EDC	1828,821364	1,0000	13,14	506490,9732	3798,986194	0,9997	1,000	1,0003
VCM	0							
HCl	0							
Jumlah	1828,821364	1,000	13,14	506490,9732	3798,986194	1	1	1

4. *Bubble Point Shell*

Aliran A16 merupakan EDC murni yang mengalir pada sisi shell heat exchanger. Perhitungan bubble point dilakukan untuk menentukan temperatur saat gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi.

Diketahui

Tekanan operasi:

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ atm} \\ &= 5 \times 760 \\ &= 3.800 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Dicari

Temperatur Bubble Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Data konstanta Antoine masing-masing komponen ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel B.80 Data Konstanta Antonie (Perry, 1984)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
VCM	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H2O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T \text{ Bubble Point} &= 419,0991831 \text{ K} \\ &= 145,9491831^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Uap Jenuh (P_{sat}) :

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 419,0991831) + (-10,651 \times \ln 419,0991831) + \\ &\quad (0,0000143 \times 419,0991831^2) \\ &= 13,14\text{Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 1828,821364 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 3.803,315938 / 3.800 \\ &= 1,000872615 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\ &= 1,0000 \times 1,000872615 \\ &= 1,000872615 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 1,0000 \end{aligned}$$

Tabel B.81 Data Perhitungan *Bubble Point Shell*

Komponen	n A16 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	x _i	y _i
EDC	1828,821364	1	13,14	507068,2263	3803,315938	1,00087	1,000000	1,00087
VCM	0							
HCl	0							
Jumlah	1828,821364	1,000				1,00087	1,000	1,0009

➤ Menghitung Panas Masuk

1. *Tube Side* (Campuran VCM)

Panas masuk pada sisi tube merupakan panas yang dibawa oleh campuran VCM yang mengalir di dalam tube heat exchanger. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 10^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 25 - 10$$

$$= 15^\circ\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 122,453708 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 149,6656433 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,012004919 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}^{EDC} = 37,46 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{VCM} = 49,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{HCl} = 72,05 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q28) :

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 122,4537082 \times 37,46 = 4.586,76 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 149,6656433 \times 49,43 = 7.398,65 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,012004919 \times 72,05 = 0,86 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{33} = 4.586,76 + 7.398,65 + 0,86 = 11.986,27 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.81 Data Perhitungan Panas Masuk Tube Side

Komponen	A11 (kmol/jam)	CpdT	Q33 (kJ/jam)
EDC	122,453708	37,46	4586,76
VCM	149,665643	49,43	7398,65
HCl	0,01200492	72,05	0,86
H2O			
Jumlah	272,131356		11986,27

2. Shell Side (EDC recycle)

Panas masuk pada sisi shell merupakan panas yang dibawa oleh aliran *EDC recycle* yang mengalir pada sisi shell heat exchanger. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible EDC.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{in} = 140^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 140 - 25$$

$$= 115^{\circ}\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 18,47294307 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 90,03 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q28) :

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{32} = 18,47294307 \times 90,03 = 1.663,08 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.82 Data Perhitungan Panas Masuk *Shell Side*

Komponen	A16 (kmol/jam)	C _p ΔT	Q32 (kJ/jam)
EDC	18,4729431	90,03	1663,08
VCM			
HCl			
H2O			
Jumlah	18,4729431		1663,08

➤ Menghitung Panas Keluar

1. *Tube Side* (Campuran VCM)

Panas keluar pada sisi tube merupakan panas yang dibawa oleh campuran VCM setelah mengalami proses pemanasan di dalam heat exchanger. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 80 - 25$$

$$= 55^{\circ}\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 122,453708 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 149,6656433 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,012004919 \text{ kmol}$$

/jam

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}^{EDC} = 62,68 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{VCM} = 58,09 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T}^{HCl} = 67,10 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q28) :

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 122,4537082 \times 62,68 = 7.675,21 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 149,6656433 \times 58,09 = 8.693,57 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,012004919 \times 67,10 = 0,81 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{34} = 7.675,21 + 8.693,57 + 0,81 = 16.369,59 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.83 Data Perhitungan Panas Keluar Tube Side

Komponen	A11 (kmol/jam)	CpdT	Q33 (kJ/jam)
EDC	122,453708	37,46	4586,76
VCM	149,665643	49,43	7398,65
HCl	0,01200492	72,05	0,86
H2O			
Jumlah	272,131356		11986,27

2. Shell Side (EDC recycle)

Panas keluar pada sisi shell merupakan panas yang dibawa oleh aliran *EDC recycle* setelah mengalami proses perpindahan panas di dalam heat exchanger. Besarnya panas dihitung berdasarkan panas sensible EDC.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q = n(C_p \cdot \Delta T)$$

Diketahui

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 73^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 73 - 25$$

$$= 48^{\circ}\text{C}$$

Menghitung jumlah mol

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 18,47294307 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T}^{\text{EDC}} = 58,71 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas produk atas (Q28) :

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{35} = 18,47294307 \times 58,71 = 1.084,52 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.84 Data Perhitungan Panas Keluar *Shell Side*

Komponen	A16 (kmol/jam)	$C_{p\Delta T}$	Q35 (kJ/jam)
EDC	18,4729431	58,71	1084,52
VCM			
HCl			
H2O			
Jumlah	18,4729431		1084,52

➤ Menghitung Q_{loss}

Q_{loss} merupakan panas yang hilang dari feed campuran (aliran A11) selama proses perpindahan panas di heat exchanger. Besarnya panas yang hilang dihitung berdasarkan panas sensible masing-masing komponen.

$$Q = n(C_p\Delta T)$$

Diketahui :

$$T_{\text{in}} = 10^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 00^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 80 - 10$$

$$= 70^{\circ}\text{C}$$

Menghitung Jumlah Mol (n):

Jumlah mol masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan:

$$n = \frac{m}{BM}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 122,4537082 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 149,6656433 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,012004919 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_{p\Delta T}$ sebesar:

$$C_{p\Delta T} EDC = 70,60 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} VCM = 60,63 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{p\Delta T} HCl = 65,48 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 122,4537082 \times 70,60 = 8.645,02 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 149,6656433 \times 60,63 = 9.074,51 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,012004919 \times 65,48 = 0,79 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = 8.645,02 + 9.074,51 + 0,79 = 28.919,23 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.85 Data Perhitungan Q_{loss}

Komponen	A11 (kmol/jam)	C_{pdT}	Q_{loss} (kJ/jam)
EDC	122,453708	70,60	8645,02
VCM	149,665643	60,63	9074,51
HCl	0,01200492	65,48	0,79
H2O			
Jumlah	272,131356		17720,31

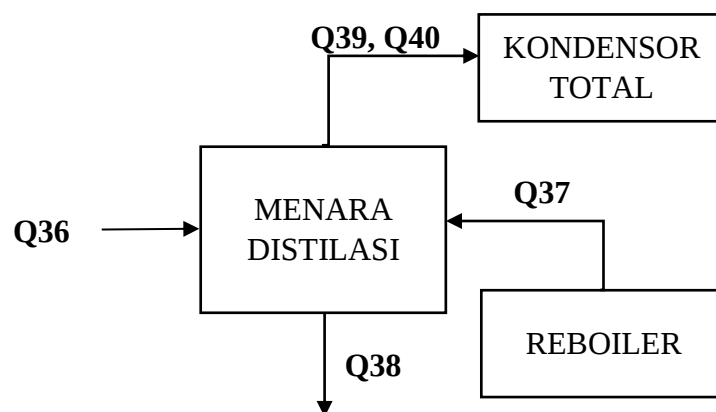
➤ Neraca Panas Total *Heat Exchanger*

Tabel B.86 Data Perhitungan Q_{loss}

Komp.	Input			Output		
	Q32	Q33	Q pemanasan	Q34	Q35	Q_{loss}
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	1084,52	4586,76		7675,21	1084,52	

VCM		7398,65		8693,57		
HCl		0,86		0,81		
H2O						
Q			22103,63			17720,31
Jumlah	1084,52	11986,27	22103,63	16369,59	1084,52	17720,31048
TOTAL		35174,42			35174,42	

B.11 Neraca Panas Destilasi



Keterangan:

Q36 = Panas gas keluar dari *flash separator*

Q37 = Panas umpan *process water*

Q38 = Panas keluar produk bawah

Q39 = Panas hilang

Q40 = Panas keluaran kondensor produk atas

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q36 + Q37 = Q38 + Q39 + Q40$$

Tabel B.87 Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Input	Output
----------	-------	--------

	A11	A12	A13
EDC	12123,5	12,123523	12111,39976
VCM	9845,91	9836,0598	9,845905697
HCl	0,46122	0,4607561	0,000461217
H2O	0	0	0
Jumlah	21969,9	9848,6441	12121,24613
TOTAL	21969,9	21969,8902	

Tabel B.88 Neraca Massa Refluks Akumulator

Komponen	Input	Output	
	A12	A14	Refluks
EDC	12,1235	11,517347	0,606176164
VCM	9836,06	9344,2568	491,8029896
HCl	0,46076	0,4377183	0,023037807
H2O	0	0	0
Jumlah	9848,64	9356,2119	492,4322035
TOTAL	9848,64	9848,644071	

Tabel B.89 Neraca Massa *Reboiler* Destilasi

Komponen	Input	Output	
	A13	A15	A16
EDC	12111,3998	10282,5784	1828,821364
VCM	9,8459057	9,845905697	0
HCl	0,00046122	0,000461217	0
H2O	0		0
Jumlah	12121,2461	10292,42476	1828,821364
TOTAL	12121,2461	12121,24613	

➤ Penentuan Kondisi Umpan

Aliran umpan (A11) yang memasuki menara destilasi merupakan campuran EDC, VCM, dan HCl pada tekanan operasi 7 atm. Penentuan kondisi umpan dilakukan dengan menghitung temperatur *bubble point* dan *dew point* menggunakan hubungan kesetimbangan uap-cair (VLE). Nilai temperatur tersebut digunakan untuk mengetahui kondisi fasa umpan sebelum memasuki kolom destilasi.

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$P_{in} = 7 \text{ atm}$$

$$= 7 \times 760$$

$$= 5320 \text{ mmHg}$$

1. Perhitungan *Bubble Point*

Bubble point merupakan temperatur ketika gelembung uap pertama mulai terbentuk dari campuran cair pada tekanan tertentu.

Perhitungan tekanan uap jenuh masing-masing komponen dilakukan menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.90 Data Konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
HK					
VCM LK	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H ₂ O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Temperatur ditentukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga memenuhi syarat:

$$\sum y_i = 1$$

Sehingga diperoleh:

$$T_{Bubble Point} = 352,9008511 \text{ K}$$

$$= 79,75085105^\circ\text{C}$$

Perhitungan Tekanan Uap Jenuh :

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 352,9063268) + (-10,651 \times \ln 352,9063268) + \\ &\quad (0,0000091 \times 352,9063268^2) \\ &= 11,40 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ VCM} &= (91,43) + (-5141,70 / 352,9008511) + (-10,98 \times \ln 352,9008511) + \\ &\quad (0,0000143 \times 352,9008511^2) \\ &= 14,23 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ HCl} &= (104,27) + (-3731,20 / 352,9008511) + (-15,05 \times \ln 352,9008511) + \\ &\quad (0,0313400 \times 352,9008511) \\ &= 16,49 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ H}_2\text{O} &= (73,649) + (-7258, / 352,9008511) + (-7,3037 \times \ln 352,9008511) + \\ &\quad (0,0000042 \times 352,9008511^2) \end{aligned}$$

$$= 10,76 \text{ Pa}$$

Jumlah mol:

$$n_{EDC} = 12123,523 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 9845,9057 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,4612174 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{H_2O} = 0 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 671,8521442 / 5.320 \\ &= 0,126310016 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 11.338,5262 / 5.320 \\ &= 2,131301918 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 108.638,7373 / 5.320 \\ &= 20,42081529 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ H}_2\text{O} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 351,7248276 / 5.320 \\ &= 20,42081529 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\ &= 0,126287997 \times 0,564448 \\ &= 0,071283058 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ VCM} &= x_i \times K_i \\ &= 2,131301918 \times 0,435532 \\ &= 0,928250400 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ HCl} &= x_i \times K_i \\ &= 20,41872863 \times 0,000020 \\ &= 0,000416542 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ H}_2\text{O} &= x_i \times K_i \\ &= 0,066113689 \times 0 \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_i \text{ EDC} &= z_i \\ &= 0,564400 \end{aligned}$$

$$x_i \text{ VCM} = z_i$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,435500 \\
 x_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,0000204 \\
 x_i \text{ H}_2\text{O} &= z_i \\
 &= 0,0000204
 \end{aligned}$$

Tabel B.91 Data Perhitungan *Bubble Point*

Komponen	n A11 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	x _i	y _i
EDC	12123,523	0,56	11,40	89573,12	671,852	0,126288	0,564448	0,0712831
VCM	9845,9057	0,44	14,23	1511682,6	11338,5	2,1313019	0,435532	0,9282504
HCl	0,4612174	0,00	16,49	14482526	108628	20,418729	0,000020	0,0004165
H ₂ O	0	0,00	10,76	46892,892	351,725	0,0661137	0,000000	0
Jumlah	21969,89	1,000	52,88	16130675	120990	22,742432	1,000	1,0000

Maka temperatur *Bubble Point* yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$T \text{ Bubble Point} = 352,9008511 \text{ K}$$

$$= 79,75085105^\circ\text{C}$$

2. Perhitungan *Dew Point*

Aliran A11 merupakan campuran EDC, VCM, HCl, dan H₂O yang akan memasuki menara distilasi. Perhitungan dew point dilakukan untuk menentukan temperatur ketika uap mulai mengalami kondensasi pada tekanan operasi.

Diketahui :

$$P = 7 \text{ atm}$$

$$= 7 \times 760$$

$$= 5.320 \text{ mmHg}$$

Dicari

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{\text{sat}} = C_1 + \frac{C_2}{T} + C_3 \ln T + C_4 T^{C_5}$$

Data konstanta Antoine untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut.

Tabel B.92 Data Konstanta Antoine

Komponen	n A11 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
EDC	12123,52	0,56	12,98	431687,26	3237,91	0,61	0,93	0,56
VCM	9845,91	0,44	15,26	4250861,52	31884,01	5,99	0,07	0,44
HCl	0,46	0,00	17,52	40796698,66	305999,72	57,52	0,00000035	0,00002040
H2O	0,00	0,00	12,76	347204,65	2604,24	0,49	0,00000000	0,00000000
Jumlah	21969,89	1,00	58,52	45826452,10	343725,89	64,61	1,00	1,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan **Goal Seek** hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T \text{ Dew Point} &= 411,8024399 \text{ K} \\ &= 138,6524399^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Perhitungan tekanan uap jenuh (Psat) :

Dengan menggunakan persamaan Antoine diperoleh:

$$\begin{aligned} \ln Psat \text{ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 411,8024399) + (-10,651 \times \ln 411,8024399) + \\ &\quad (0,0000143 \times 411,8024399^2) \\ &= 12,98 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln Psat \text{ VCM} &= (91,43) + 4(-5141,70 / 411,8024399) + (-10,98 \times \ln 411,8024399) + \\ &\quad (0,00000914 \times 411,8024399^2) \\ &= 15,26 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln Psat \text{ HCl} &= (104,27) + (-3731,20 / 411,8024399) + (-15,05 \times \ln 411,8024399) + \\ &\quad (0,0313400 \times 411,8024399) \\ &= 17,52 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln Psat \text{ HCl} &= (73,65) + (-7258,20 / 411,8024399) + (-7,30 \times \ln 411,8024399) + \\ &\quad (0,0000042 \times 411,8024399) \\ &= 12,76 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n \text{ EDC} = 12123,523 \text{ kmol/jam}$$

$$n \text{ VCM} = 9845,9057 \text{ kmol/jam}$$

$$n \text{ HCl} = 0,4612174 \text{ kmol/jam}$$

$$n \text{ H}_2\text{O} = 0 \text{ kmol/jam}$$

Ki EDC	= P_{sat}/P
	= $3.237,91 / 5.320$
	= 0,61
Ki VCM	= P_{sat}/P
	= $31.884,01 / 5.320$
	= 5,99
Ki HCl	= P_{sat}/P
	= $305.999,72 / 5.320$
	= 57,52
Ki H ₂ O	= P_{sat}/P
	= $2.604,24 / 5.320$
	= 0,49
yi EDC	= z_i
	= 0,56
yi VCM	= z_i
	= 0,44
yi HCl	= z_i
	= 0,0000204
yi H ₂ O	= z_i
	= 0,00000000
xi EDC	= y_i/K_i
	= $0,56 / 0,61$
	= 0,93
xi VCM	= y_i/K_i
	= $0,44 / 5,99$
	= 0,07
xi HCl	= y_i/K_i
	= $0,00002040 / 57,52$
	= 0,00000035
xi H ₂ O	= y_i/K_i
	= $0,00002040 / 57,52$
	= 0,00000035

Tabel B.93 Data Perhitungan *Dew Point*

Komponen	n A11 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
EDC	12123,52	0,56	12,98	431687,26	3237,91	0,61	0,93	0,56
VCM	9845,91	0,44	15,26	4250861,52	31884,01	5,99	0,07	0,44
HCl	0,46	0,00	17,52	40796698,66	305999,72	57,52	0,00000035	0,00002040
H2O	0,00	0,00	12,76	347204,65	2604,24	0,49	0,00000000	0,00000000
Jumlah	21969,89	1,00	58,52	45826452,10	343725,89	64,61	1,00	1,00

Maka temperatur *Dew Point* yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$T_{Dew Point} = 411,8024399 \text{ K}$$

$$= 138,6524399^{\circ}\text{C}$$

➤ Penentuan Kondisi Puncak Kolom

1. *Dew Point* Produk Atas

Produk atas merupakan aliran yang keluar dari bagian atas menara distilasi dan didominasi oleh komponen VCM. Perhitungan dew point dilakukan untuk menentukan temperatur saat uap mulai mengalami kondensasi pada tekanan operasi.

Diketahui

$$P = 5 \text{ atm}$$

$$= 5 \times 760$$

$$= 3.800 \text{ mmHg}$$

Dicari

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln Psat = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Data konstanta Antoine untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut.

Tabel B.94 Data Konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,36	-6920,40	-10,65	0,00000091	2,00
HK					
VCM LK	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H2O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan **Goal Seek** hingga diperoleh:

$$\sum y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$\begin{aligned} T_{\text{Dew Point}} &= 308,0204659 \text{ K} \\ &= 34,87046594^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan uap jenuh (P_{sat}) :

Dengan menggunakan persamaan Antoine diperoleh:

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 308,0204659) + (-10,651 \times \ln 308,0204659) + \\ &\quad (0,0000143 \times 308,0204659^2) \\ &= 9,72 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + 4(-5141,70 / 308,0204659) + (-10,98 \times \ln 308,0204659) + \\ &\quad (0,00000914 \times 308,0204659^2) \\ &= 13,17 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 308,0204659) + (-15,05 \times \ln 308,0204659) + \\ &\quad (0,0313400 \times 308,0204659) \\ &= 15,59 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat H}_2\text{O}} &= (73,65) + (-7258,20 / 308,0204659) + (-7,30 \times \ln 308,0204659) + \\ &\quad (0,0000042 \times 308,0204659) \\ &= 8,63 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 12123,523 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 9845,9057 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,4612174 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 0 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 125,25 / 3.800 \\ &= 0,03 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 3.952,07 / 3.800 \\ &= 1,04 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 44.147,74 / 3.800 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 11,62 \\
 K_i \text{ H}_2\text{O} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 41,93 / 3.800 \\
 &= 0,01 \\
 y_i \text{ EDC} &= z_i \\
 &= 0,00129556 \\
 y_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,99865766 \\
 y_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,00004678 \\
 y_i \text{ H}_2\text{O} &= z_i \\
 &= 0,00000000 \\
 x_i \text{ EDC} &= y_i/K_i \\
 &= 0,00129556 / 0,03 \\
 &= 0,039306564 \\
 x_i \text{ VCM} &= y_i/K_i \\
 &= 0,99865766 / 1,04 \\
 &= 0,960231796 \\
 x_i \text{ HCl} &= y_i/K_i \\
 &= 0,00004678 / 11,62 \\
 &= 0,000004027 \\
 x_i \text{ H}_2\text{O} &= y_i/K_i \\
 &= 0,00000000 / 0,01 \\
 &= 0,000000000
 \end{aligned}$$

Tabel B.95 Data Perhitungan *Dew Point*

Komponen	n A12 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	y _i	x _i
EDC HK	12,12	0,00129556	9,72	16698,60	125,25	0,03	0,00129556	0,039306564
VCM LK	9836,06	0,99865766	13,17	526899,94	3952,07	1,04	0,99865766	0,960231796
HCl	0,46	0,00004678	15,59	5885894,96	44147,74	11,62	0,00004678	0,000004027

H2O	0,00	0,000000000	8,63	5590,12	41,93	0,01	0,000000000	0,000000000
Jumlah	9848,64	1,00	47,11	6435083,61	48266,99	12,70	1,00	1,00

Maka temperatur *Dew Point* Produk Atas yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$T_{Dew Point} = 308,0204659 \text{ K}$$

$$= 34,87046594^{\circ}\text{C}$$

2. *Bubble Point* Produk Atas

Produk atas merupakan aliran yang keluar dari bagian atas menara distilasi dan didominasi oleh komponen VCM. Perhitungan bubble point dilakukan untuk menentukan temperatur ketika gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi.

Diketahui

$$P = 5 \text{ atm}$$

$$= 5 \times 760$$

$$= 3.800 \text{ mmHg}$$

Dicari

Temperatur Bubble Point

Perhitungan tekanan uap jenuh masing-masing komponen dilakukan menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{sat} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.96 Data Konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)					
HK	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
VCM LK	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H2O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Temperatur ditentukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga memenuhi syarat:

$$\sum y_i = 1$$

Sehingga diperoleh:

$$T_{Bubble Point} = 306,6233831 \text{ K}$$

$$= 33,47338311^{\circ}\text{C}$$

Perhitungan Tekanan Uap Jenuh :

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ EDC} &= (92,355) + (-6920,4 / 306,6233831) + (-10,651 \times \ln 306,6233831) + \\ &\quad (0,0000091 \times 306,6233831^2) \\ &= 9,66 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ VCM} &= (91,43) + (-5141,70/306,6233831) + (-10,98 \times \ln 306,6233831) + \\ &\quad (0,0000143 \times 306,6233831^2) \\ &= 13,14 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{sat} \text{ HCl} &= (104,27) + (-3731,20 / 306,6233831) + (-15,05 \times \ln 306,6233831) + \\ &\quad (0,0313400 \times 306,6233831) \\ &= 15,56 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n \text{ EDC} = 12123,523 \text{ kmol/jam}$$

$$n \text{ VCM} = 9845,9057 \text{ kmol/jam}$$

$$n \text{ HCl} = 0,4612174 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{sat}/P \\ &= 117,7433724 / 3.800 \\ &= 0,031 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{sat}/P \\ &= 3.803,056846 / 3.800 \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ HCl} &= P_{sat}/P \\ &= 42.818,38907 / 3.800 \\ &= 11,27 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\ &= 0,00129556 \times 0,031 \\ &= 0,0000401 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ VCM} &= x_i \times K_i \\ &= 0,99865766 \times 1,00 \\ &= 0,9987 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_i \text{ HCl} &= x_i \times K_i \\ &= 0,00004678 \times 11,27 \\ &= 0,000527117 \end{aligned}$$

$$x_i \text{ EDC} = z_i$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,00129556 \\
 x_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,99865766 \\
 x_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,00004678
 \end{aligned}$$

Tabel B.97 Data Perhitungan *Bubble Point*

Komponen	n A12 (kg/jam)	z _i	ln P _{sat} (Pa)	P _{sat} (Pa)	P _{sat} (mmHg)	K _i	x _i	y _i
EDC HK	12,12	0,0012956	9,66	15697,86	117,74	0,03	0,001296	0,000040
VCM LK	9836,06	0,9986577	13,14	507033,68	3803,06	1,00	0,998658	0,999461
HCl	0,46	0,0000468	15,56	5708661,85	42818,39	11,27	0,000047	0,000527
H ₂ O								
Jumlah	9848,64	1,00	38,36	6231393,39	46739,19	12,30	1,00	1,00

Maka temperatur *Bubble Point* Produk Atas yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$\begin{aligned}
 T \text{ Bubble Point} &= 306,6233831 \text{ K} \\
 &= 33,47338311^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

➤ Penentuan Kondisi Dasar Kolom

1. *Dew Point* Produk Bawah

Produk bawah merupakan aliran yang keluar dari bagian bawah menara distilasi dan didominasi oleh komponen EDC. Perhitungan bubble point dilakukan untuk menentukan temperatur ketika gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi.

Diketahui

$$\begin{aligned}
 P &= 5 \text{ atm} \\
 &= 5 \times 760 \\
 &= 3.800 \text{ mmHg}
 \end{aligned}$$

Dicari

Temperatur Dew Point

Tekanan uap jenuh dihitung menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{\text{sat}} = C_1 + \frac{C_2}{T} + C_3 \ln T + C_4 T^{C_5}$$

Data konstanta Antoine untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut.

Tabel B.98 Data Konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)					
HK	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
VCM LK	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H2O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Perhitungan tekanan uap jenuh dilakukan secara trial menggunakan **Goal Seek** hingga diperoleh:

$$\Sigma y_i = 1$$

Pada temperatur:

$$T \text{ Dew Point} = 419,0433532 \text{ K}$$

$$= 145,8933532^\circ\text{C}$$

Menghitung tekanan uap jenuh (P_{sat}) :

Dengan menggunakan persamaan Antoine diperoleh:

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 419,0433532) + (-10,651 \times \ln 419,0433532) + \\ &\quad (0,0000143 \times 419,0433532^2) \\ &= 13,14 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + 4(-5141,70 / 419,0433532) + (-10,98 \times \ln 419,0433532) + \\ &\quad (0,00000914 \times 419,0433532^2) \\ &= 15,37 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 419,0433532) + (-15,05 \times \ln 419,0433532) + \\ &\quad (0,0313400 \times 419,0433532) \\ &= 17,65 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 12111,3998 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 9,8459 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,0005 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 3.798,72 / 3.800 \\ &= 1,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\ &= 35.608,61 / 3.800 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 9,37 \\
 K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 345.433,44 / 3.800 \\
 &= 90,90 \\
 y_i \text{ EDC} &= z_i \\
 &= 0,99922820 \\
 y_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,00077180 \\
 y_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,00000004 \\
 x_i \text{ EDC} &= y_i/K_i \\
 &= 0,99922820 / 1,00 \\
 &= 0,9995646175 \\
 x_i \text{ VCM} &= y_i/K_i \\
 &= 0,00077180 / 9,37 \\
 &= 0,0000823632 \\
 x_i \text{ HCl} &= y_i/K_i \\
 &= 0,00000004 / 90,90 \\
 &= 0,000004027
 \end{aligned}$$

Tabel B.99 Data Konstanta Antoine

Komponen	n A13 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	yi	xi
EDC HK	12111,3998	0,99922820	13,14	506455,62	3798,72	1,00	0,99922820	0,9995646175
VCM LK	9,8459	0,00077180	15,37	4747435,25	35608,61	9,37	0,00077180	0,0000823632
HCl	0,0005	0,00000004	17,65	46054107,24	345433,44	90,90	0,00000004	0,0000000004
H2O	0,0000	0,000000000						
Jumlah	12121,25	1,00	46,15	51307998,11	384840,77	101,27	1,00	1,00

Maka temperatur *Dew Point* Produk Bawah yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$\begin{aligned}
 T \text{ Dew Point} &= 419,0433532 \text{ K} \\
 &= 145,8933532^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

2. Bubble Point Produk Bawah

Produk atas merupakan aliran yang keluar dari bagian atas menara distilasi dan didominasi oleh komponen VCM. Perhitungan bubble point dilakukan untuk menentukan temperatur ketika gelembung uap pertama mulai terbentuk pada tekanan operasi.

Diketahui

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ atm} \\ &= 5 \times 760 \\ &= 3.800 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Dicari

Temperatur Bubble Point

Perhitungan tekanan uap jenuh masing-masing komponen dilakukan menggunakan persamaan Antoine (Yaws, 1999):

$$\ln P_{\text{sat}} = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5}$$

Tabel B.100 Data Konstanta Antoine

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
EDC (1,2 Dichloroethane)	92,36	-6920,40	-10,65	0,0000091	2,00
HK					
VCM LK	91,43	-5141,70	-10,98	0,0000143	2,00
HCl	104,27	-3731,20	-15,05	0,0313400	1,00
H2O	73,65	-7258,20	-7,30	0,0000042	2,00

Temperatur ditentukan secara trial menggunakan *Goal Seek* hingga memenuhi syarat:

$$\sum y_i = 1$$

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} T_{\text{Bubble Point}} &= 418,7623684 \text{ K} \\ &= 145,6123684^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Perhitungan Tekanan Uap Jenuh :

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat EDC}} &= (92,355) + (-6920,4 / 418,7623684) + (-10,651 \times \ln 418,7623684) + \\ &\quad (0,0000091 \times 418,7623684^2) \\ &= 13,13 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln P_{\text{sat VCM}} &= (91,43) + (-5141,70/418,7623684) + (-10,98 \times \ln 418,7623684) + \\ &\quad (0,0000143 \times 418,7623684^2) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 15,37 \text{ Pa} \\
 \ln P_{\text{sat HCl}} &= (104,27) + (-3731,20 / 418,7623684) + (-15,05 \times \ln 418,7623684) + \\
 &\quad (0,0313400 \times 418,7623684) \\
 &= 17,64 \text{ Pa}
 \end{aligned}$$

Jumlah mol:

$$n_{\text{EDC}} = 12111,3998 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 9,8459 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,0005 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 K_i \text{ EDC} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 3.775,66 / 3.800 \\
 &= 0,99
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_i \text{ VCM} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 35.458,02 / 3.800 \\
 &= 9,33
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_i \text{ HCl} &= P_{\text{sat}}/P \\
 &= 343.817,96 / 3.800 \\
 &= 90,48
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 y_i \text{ EDC} &= x_i \times K_i \\
 &= 0,99922820 \times 0,99 \\
 &= 0,9928279
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 y_i \text{ VCM} &= x_i \times K_i \\
 &= 0,00077180 \times 9,33 \\
 &= 0,0072017
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 y_i \text{ HCl} &= x_i \times K_i \\
 &= 0,00000004 \times 90,48 \\
 &= 0,00000033
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x_i \text{ EDC} &= z_i \\
 &= 0,99922820
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x_i \text{ VCM} &= z_i \\
 &= 0,00077180
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x_i \text{ HCl} &= z_i \\
 &= 0,00000004
 \end{aligned}$$

Tabel B.101 Data Perhitungan *Bubble Point* Produk Bawah

Komponen	n A13 (kg/jam)	zi	ln Psat (Pa)	Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki	xi	yi
EDC HK	12111,3998	0,99922820	13,13	503381,10	3775,66	0,99	0,99922820	0,9928279
VCM LK	9,8459	0,00077180	15,37	4727357,97	35458,02	9,33	0,00077180	0,0072017
HCl	0,0005	0,00000004	17,64	45838728,00	343817,96	90,48	0,00000004	0,0000033
H2O							0,00	0,00
Jumlah	12121,25	1,00	46,14	51069467,07	383051,64	100,80	1,00	1,00

Maka temperatur *Bubble Point* Produk Bawah yang diperoleh melalui hasil *Goal Seek* adalah:

$$T \text{ Bubble Point} = 418,7623684 \text{ K}$$

$$= 145,6123684^{\circ}\text{C}$$

3. Fraksi Massa Komponen

Tabel B.102 Data Perhitungan Fraksi Massa Komponen

Komponen	Input		Destilat		Bottom	
	Xf	nf	Xd	nd	Xb	nb
EDC	0,564448	12123,52328	0,000040	12,12352328	0,99956	12111,39976
VCM	0,435532	9845,905697	0,999461	9836,059791	0,00008	9,845905697
HCl	0,000020	0,461217354	0,000527	0,460756137	0,00000	0,000461217
Jumlah	1,000001	21969,890199	1,000028	9848,644071	0,999647	12121,24612849

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh bahwa komponen VCM lebih dominan berada pada aliran destilat, sedangkan komponen EDC lebih dominan berada pada aliran produk bawah. Hal ini menunjukkan bahwa proses distilasi telah menghasilkan pemisahan yang sesuai antara komponen *light key* (VCM) dan *heavy key* (EDC), sedangkan HCl hanya terdapat dalam jumlah yang sangat kecil pada kedua aliran produk.

4. Penentuan Fraksi Mol Komponen

Setelah diperoleh distribusi komponen pada aliran destilat dan produk bawah, selanjutnya dilakukan rekapitulasi jumlah mol masing-masing komponen pada aliran

umpan (feed), destilat, dan produk bawah. Data ini digunakan untuk memverifikasi bahwa neraca mol pada kolom distilasi telah terpenuhi.

Diketahui

$$\text{Jumlah mol total umpan (feed)} = 280,0069584 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Jumlah mol total destilat} = 157,5120399 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Jumlah mol total produk bawah} = 122,4949058 \text{ kmol/jam}$$

Jumlah mol komponen pada aliran umpan (*feed*) :

Jumlah mol masing-masing komponen pada aliran umpan diperoleh dari hasil konversi laju massa menjadi laju mol berdasarkan berat molekul masing-masing komponen.

$$n_f \text{ EDC} = 122,4598312 \text{ kmol/jam}$$

$$n_f \text{ VCM} = 157,5344912 \text{ kmol/jam}$$

$$n_f \text{ HCl} = 0,012636092 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol umpan} &= 122,4598312 + 157,5344912 + 0,012636092 \\ &= 280,0069584 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Jumlah mol komponen pada aliran destilat :

Jumlah mol komponen pada aliran destilat merupakan hasil pemisahan pada bagian atas kolom distilasi.

$$n_d \text{ EDC} = 0,122459831 \text{ kmol/jam}$$

$$n_d \text{ VCM} = 157,3769567 \text{ kmol/jam}$$

$$n_d \text{ HCl} = 0,012623456 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol destilat} &= 0,122459831 + 157,3769567 + 0,012623456 \\ &= 157,5120399 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Jumlah mol komponen produk bawah :

Jumlah mol komponen pada aliran produk bawah merupakan hasil pemisahan pada bagian bawah kolom distilasi.

$$n_b \text{ EDC} = 122,3373713 \text{ kmol/jam}$$

$$n_b \text{ VCM} = 0,157534491 \text{ kmol/jam}$$

$$n_b \text{ HCl} = 1,26361 \times 10^{-5} \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol produk bawah} &= 122,3373713 + 0,157534491 + 1,26361 \times 10^{-5} \\ &= 122,4949058 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.103 Data Perhitungan Fraksi Mol Komponen

Komponen	nf (feed) (kmol)	nd (distilat) (kmol)	nb bottom (kmol)
EDC	122,4598312	0,122459831	122,337371
VCM	157,5344912	157,3769567	0,15753449
HCl	0,012636092	0,012623456	1,2636E-05
Jumlah	280,0069584	157,5120399	122,494906
Total	280,0069584	280,0069458	

➤ Penentuan Jumlah *Stage* Minimum

Penentuan jumlah stage minimum dilakukan menggunakan Persamaan Fenske berdasarkan metode yang dikemukakan oleh Geankoplis (2003). Perhitungan ini digunakan untuk menentukan jumlah tray teoritis minimum yang dibutuhkan pada kondisi total refluks.

Diketahui

Fraksi *Light Key* (LK) pada destilat

$$X_{LD} = 0,999461$$

Fraksi *Heavy Key* (HK) pada destilat

$$X_{HD} = 0,000040$$

Fraksi *Light Key* (LK) pada produk bawah

$$X_{LW} = 0,000082$$

Fraksi *Heavy Key* (HK) pada produk bawah

$$X_{HW} = 0,999565$$

Relatif volatilitas komponen *Light Key* pada destilat

$$\alpha_{LD} = 3,16 \times 10^1$$

Relatif volatilitas komponen *Light Key* pada produk bawah

$$\alpha_{LW} = 9,37$$

Perhitungan rata – rata relative volatilitas :

$$\alpha_{av} = \sqrt{LD \times LW}$$

Substitusi nilai:

$$\alpha_{av} = \sqrt{(31,6) \times (9,37)}$$

$$\alpha_{av} = 17,2$$

Perhitungan jumlah stage minimum (N_m) :

Jumlah stage minimum dihitung menggunakan Persamaan Fenske:

$$N_m = \frac{(\log \frac{0,999461}{0,000040}) (\frac{0,999565}{0,000082})}{\log(17,2)}$$

$$Nm = 6,86$$

Tabel B.104 Data Penentuan *Stage* Minimum

Parameter	Nilai
Fraksi LK Destilat (XLD)	0,999461
Fraksi HK Destilat (XHD)	0,000040
Fraksi LK Bottom (XLW)	0,000082
Fraksi HK Bottom (XHW)	0,999565
Relatif Volatilitas LK Destilat (α_{LD})	$3,16 \times 10^1$
Relatif Volatilitas LK Bottom (α_{LW})	9,37
Rata-rata Relatif Volatilitas (α_{av})	$1,72 \times 10^1$

Maka berdasarkan Persamaan Fenske, jumlah stage minimum (N_m) yang diperoleh adalah:

$$Nm = 6,86 \text{ stage}$$

➤ Penentuan Refluks Minimum

Penentuan refluks minimum dilakukan menggunakan metode Underwood berdasarkan persamaan yang dikemukakan oleh Geankoplis (2003) halaman 686. Perhitungan ini bertujuan untuk menentukan refluks minimum (R_m) yang digunakan sebagai dasar penentuan refluks operasi kolom distilasi.

Diketahui

$$\text{Temperatur Dew Point Destilat} = 34,87046594^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatur Bubble Point Bottom} = 145,6123684^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatur rata-rata umpan} &= T_{\text{feed}} \frac{T_{\text{Dew}} + T_{\text{Bubble}}}{2} \\ &= \frac{34,87046594 + 145,6123684}{2} \\ &= 90,24141716^\circ\text{C} \\ &= 363,2414172 \text{ K} \end{aligned}$$

Tekanan operasi

$$P = 7 \text{ atm}$$

$$= 7 \times 760$$

$$= 5.320 \text{ mmHg}$$

Penentuan Nilai θ (Theta):

Nilai θ diperoleh melalui proses trial menggunakan *Persamaan Underwood* hingga memenuhi persamaan keseimbangan.

Hasil trial diperoleh:

$$\theta = 2,131075604$$

Penentuan Relatif Volatilitas (α) :

Nilai relatif volatilitas diperoleh dari hasil perbandingan konstanta kesetimbangan masing-masing komponen terhadap konstanta kesetimbangan *Heavy Key* (EDC).

$$\alpha_{\text{EDC}} = 0,17 / 0,17$$

$$= 1,000000$$

$$\alpha_{\text{VCM}} = 2,61 / 0,17$$

$$= 16,87652008$$

$$\alpha_{\text{HCl}} = 24,70 / 0,17$$

$$= 161,6838425$$

Sehingga diperoleh data berikut:

Tabel B.105 Data Perhitungan Relatif Volatilitas

Komponen	α	x_{Fi}
EDC	1	0,5644484
VCM	16,87652	0,4355321
HCl	161,68384	0,0000204

Penentuan nilai K_i :

$$K_{\text{EDC}} = 923,70 / 5320$$

$$= 0,1736$$

$$K_{\text{VCM}} = 13899,66 / 5320$$

$$= 2,6127$$

$$K_{\text{HCl}} = 131422,69 / 5320$$

$$= 24,7035$$

Penentuan nilai $(1-q)x_f$:

$$(1 - q)x_f = \frac{\alpha_i x_{fi}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\text{EDC } (1 - q)xf = \frac{1 \times 0,564448}{1 - 2,131075604}$$

$$= 0,49903$$

$$\text{VCM}(1 - q)xf = \frac{16,87652008 \times 0,435532}{16,87652008 - 2,131075604}$$

$$= 0,498477$$

$$\text{HCl}(1 - q)xf = \frac{161,6838425 \times 0,0000204}{161,6838425 - 2,131075604}$$

$$= 0,000021$$

Perhitungan Nilai $(1 - q)xd$:

Persamaan yang digunakan adalah

$$(1 - q)xd = \frac{\alpha_i x_{fd}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\text{EDC } (1 - q)xd = \frac{1 \times 0,000040}{1 - 2,131075604}$$

$$= -0,499036844$$

$$\text{VCM}(1 - q)xd = \frac{16,87652008 \times 0,999461}{16,87652008 - 2,131075604}$$

$$= 0,498477088$$

$$\text{HCl}(1 - q)xd = \frac{161,6838425 \times 0,000527}{161,6838425 - 2,131075604}$$

$$= 2,06725 \times 10^{-5}$$

Tabel B.106 Data Perhitungan Refluks Minimum

Komponen	ln Psat (Pa)	Psat (mmHg)	Ki (Psat/P)	α_i (Ki/kHK)	xf	1-q xf	xd	1-q xd
EDC HK	11,72	923,70	0,17	1,00	0,564448	0,499037	0,00004	0,499036844

VCM LK	14,43	13899,66	2,61	16,88	0,435532	0,498477	0,99946	0,498477088
HCl	16,68	131422,69	24,70	161,68	0,000020	0,000021	0,00053	2,06725E-05
H2O								

Jumlah	42,832494	146246,048	2,75E+01	179,56036	1,000	-0,001	1,0000	0,000539083
---------------	------------------	-------------------	-----------------	------------------	--------------	---------------	---------------	--------------------

Perhitungan Refluks *Underwood*

Berdasarkan Persamaan Underwood,

$$R_m = 1 - \sum (1 - q) x_d$$

Substitusi nilai:

$$R_m = 1 - (-0,000539083)$$

$$R_m = 1,000539083$$

Penentuan refluks operasi :

Refluks operasi dipilih sebesar 1,5 kali refluks minimum, sehingga

$$R_m = 1,5 R_m$$

$$R_m = 1,5 (1,000539083)$$

$$R_m = 1,500808625$$

➤ Penentuan Jumlah *Stage* Teoritis

Penentuan jumlah stage teoritis dilakukan menggunakan korelasi Erbar-Maddox

(Gilliland Correlation) berdasarkan hubungan antara refluks operasi terhadap refluks minimum dan jumlah stage minimum yang telah diperoleh pada perhitungan sebelumnya.

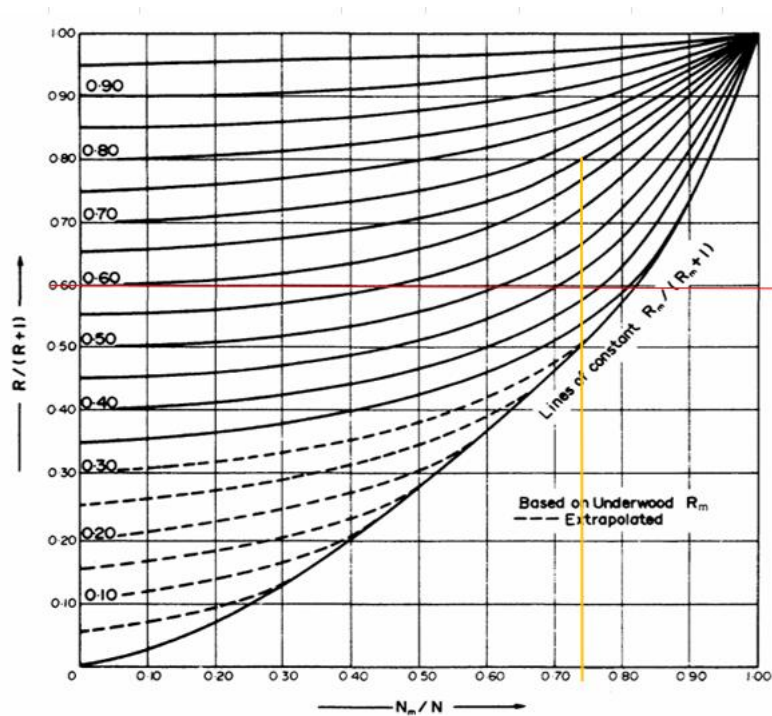


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

Gambar B.3 Erbar -Maddox Correlation

Diketahui

Refluks operasi

$R=1,500808625$

Refluks minimum

$R_m=1,000539083$

Jumlah stage minimum

$N_m=6,86$

Perhitungan nilai X :

Nilai X dihitung menggunakan persamaan:

$$X = \frac{R}{R + 1}$$

Substitusi nilai:

$$X = \frac{1,500808625}{1 + 1,500808625}$$

$X = 0,600194$

Perhitungan Nilai N_m/N :

Nilai $X=0,60$ kemudian diplot pada Grafik Erbar-Maddox (Gilliland Correlation).

Dari grafik diperoleh nilai:

$$\frac{N_m}{N} = 0,62$$

Nilai tersebut diperoleh dari titik potong antara garis vertikal pada $X = 0,60$ dengan kurva korelasi Erbar-Maddox, kemudian ditarik garis horizontal menuju sumbu ordinat sehingga diperoleh nilai 0,62.

Perhitungan jumlah *stage* teoritis :

Jumlah stage teoritis dihitung menggunakan persamaan berikut

$$N = \frac{N_m}{N_m/N}$$

Substitusi nilai :

$$N = \frac{6,86}{0,62}$$

$$N = 11 \text{ Stage}$$

Berdasarkan korelasi Erbar-Maddox (Gilliland Correlation) diperoleh:

- Refluks operasi (R) = 1,500808625
- Refluks minimum (R_m) = 1,000539083
- Nilai $X = R/(R+1) = 0,600194$
- Nilai N_m/N hasil pembacaan grafik = 0,62
- Jumlah stage minimum (N_m) = 6,86 stage
- Jumlah stage teoritis (N) = 11 stage

Sehingga kolom distilasi dirancang menggunakan 11 *stage* teoritis berdasarkan hasil pembacaan grafik Erbar-Maddox (Gilliland Correlation).

➤ Penentuan *Tray Feed*

Penentuan letak feed tray dilakukan berdasarkan metode yang dikemukakan oleh Coulson (1983). Perhitungan ini bertujuan untuk menentukan jumlah stage pada *enriching section* (N_e) dan *stripping section* (N_s) sehingga posisi umpan dapat ditentukan secara optimum.

Diketahui

Jumlah stage teoritis

$$N=11$$

Komposisi komponen pada aliran umpan:

$$\text{Heavy Key (EDC) (xHf)} = 0,5644484$$

$$\text{Light Key (VCM) (xLf)} = 0,4355321$$

Komposisi produk bawah:

Light Key (VCM) (xLb)	=0,00004014
Heavy Key (EDC) (xHb)	=0,9994610
Jumlah mol produk bawah (B)	=122,4598312 kmol/jam
Jumlah mol destilat (D)	=157,5344912 kmol/jam

Perhitungan Perbandingan Ne/Ns :

Perbandingan jumlah tray di atas dan di bawah umpan dihitung menggunakan persamaan Coulson (1983):

$$\ln \frac{Ne}{Ns} = 0,26 \ln \left[\left(\frac{B}{D} \right) x \left(\frac{xHf}{xLf} \right) x \left(\frac{xLb}{xHb} \right)^2 \right]$$

Substitusi nilai :

$$\ln \left(\frac{Ne}{Ns} \right) = 0,26 \ln \left[\left(\frac{122,4598312}{157,5344912} \right) x \left(\frac{0,5644484}{0,4355321} \right) x \left(\frac{0,00004014}{0,9994610} \right)^2 \right]$$

$$\ln \left(\frac{Ne}{Ns} \right) = e - 2,285163095$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,101757465$$

Penentuan jumlah tray bagian Bawah (Ns) :

Jumlah tray pada *stripping section* dihitung menggunakan persamaan:

$$Ns = \frac{N}{1 + \left(\frac{Ne}{Ns} \right)}$$

Substitusi nilai :

$$Ns = \frac{11}{1 + 0,101757465}$$

$$\begin{aligned} Ns &= 9,984048535 \\ &= 10 \text{ Stage} \end{aligned}$$

Penentuan jumlah tray bagian atas (Ne) :

Jumlah tray pada *enriching section* dihitung menggunakan persamaan:

$$Ne = N - Ns$$

Substitusi nilai:

$$\begin{aligned} Ne &= 11 - 9,984048535 \\ Ne &= 1,015951465 \\ &\approx 1 \text{ stage} \end{aligned}$$

Maka, berdasarkan hasil perhitungan diperoleh :

Tabel B.107 Data Perhitungan Jumlah Stage

Parameter	Nilai
Jumlah stage teoritis (N)	11
Perbandingan N_e/N_s	0,101757465
Jumlah stage di bawah feed (N_s)	$9,984 \approx 10$ stage
Jumlah stage di atas feed (N_e)	$1,016 \approx 1$ stage

Dengan demikian, aliran umpan dimasukkan pada *tray* di antara *tray* ke-1 dan *tray* ke-2, sehingga terdapat 1 stage di atas *feed* plate dan 10 stage di bawah *feed* plate. Hal ini sesuai dengan hasil perhitungan pada lembar kerja perancangan kolom distilasi.

➤ Perhitungan Panas yang Dibawa Oleh Masing – Masing Arus

1. Panas yang Dibawa Oleh Umpan

Perhitungan panas yang dibawa oleh aliran umpan dilakukan untuk mengetahui besarnya perubahan entalpi aliran yang memasuki kolom distilasi terhadap temperatur referensi.

Diketahui

$$T_{\text{feed}} = 80^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 80 - 25$$

$$= 55^\circ\text{C}$$

$$n_{\text{EDC}} = 122,4598312 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{VCM}} = 157,5344912 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{\text{HCl}} = 0,012636092$$

$$\text{kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p\Delta T$ sebesar:

$$C_p\Delta T_{\text{EDC}} = 62,678488751 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{\text{VCM}} = 58,08662000 \text{ kJ}$$

$$\text{/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{\text{HCl}} = 67,09825500 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_{36} = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{\text{EDC}} = 122,4598312 \times 62,67848875 = 7675,60 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 157,5344912 \times 58,08662000 = 9150,65 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,012636092 \times 67,09825500 = 0,85 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{36} = 7675,60 + 9150,65 + 0,85$$

$$Q_{36} = 16827,09 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.108 Data Perhitungan Panas yang Dibawa Oleh Umpan

Komponen	Aliran 11 (kmol/Jam)	CpdT (kJ/kmol)	ΔH (Q36) (kJ/jam)
EDC	122,45983	62,68	7675,60
VCM (HK)	157,53449	58,09	9150,65
HCl (LK)	0,0126361	67,10	0,85
Jumlah	280,00696	187,8633638	16827,09

2. Panas yang Dibawa Oleh Destilat

Perhitungan panas yang dibawa oleh aliran destilat dilakukan untuk menentukan besarnya perubahan entalpi aliran produk atas terhadap temperatur referensi. Perubahan entalpi dihitung berdasarkan laju alir mol masing-masing komponen dan kapasitas panasnya.

Diketahui

$$T_{\text{feed}} = 35^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 35 - 25$$

$$= 50^\circ\text{C}$$

$$n_{EDC} = 122,4598312 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 157,5344912 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 0,012636092 \text{ kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p\Delta T$ sebesar:

$$C_p\Delta T_{EDC} = 33,84961 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{VCM} = 48,13316 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p\Delta T_{HCl} = 72,6977 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_{39} = n(C_p\Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 0,1224598312 \times 33,84961 = 4,15 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 157,3769567 \times 48,13316 = 7575,05 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 0,0126234558 \times 72,6977 = 0,92 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{39} = 4,15 + 7575,05 + 0,92$$

$$Q_{39} = 7580,11 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.109 Data Perhitungan Panas yang Dibawa Oleh Destilat

Komponen	Aliran 12 (kmol/Jam)	CpdT (kJ/kmol)	ΔH (Q39) (kJ/jam)
EDC	0,12	33,85	4,15
VCM (HK)	157,38	48,13	7575,05
HCl (LK)	0,01	72,70	0,92
Jumlah	157,51	154,68	7580,11

3. Panas yang Dibawa Oleh *Bottom*

Perhitungan panas yang dibawa oleh aliran produk bawah dilakukan untuk menentukan besarnya perubahan entalpi aliran bottom terhadap temperatur referensi. Perubahan entalpi dihitung berdasarkan laju alir mol masing-masing komponen dan kapasitas panasnya.

Diketahui

$$T_{bottom} = 35^{\circ}\text{C}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 130 - 25$$

$$= 105^{\circ}\text{C}$$

$$n_{EDC} = 122,3373713 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 0,157534491 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 1,26361 \times 10^{-5}$$

kmol/jam

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 86,22565125 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{VCM} = 65,42772 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{HCl} = 62,633155 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_{38} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 122,3373713 \times 86,22565125 = 10548,62 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 0,157534491 \times 65,42772 = 10,31 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 1,26361 \times 10 - 5 \times 62,633155 \\ = 0,00079 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{38} = 10548,62 + 10,31 + 0,00079$$

$$Q_{38} = 10558,93 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.110 Data Perhitungan Panas yang Dibawa Oleh Aliran *Bottom*

Komponen	Aliran 13 (kmol/jam)	CpdT	ΔH (Q38) (kJ/jam)
EDC	122,33737	86,23	10548,62
VCM (HK)	0,1575345	65,43	10,31
HCl (LK)	1,264E-05	62,63	0,00
Jumlah	122,49492	214,2865263	10558,93

4. Panas yang Dibawa Oleh *Reboiler*

Perhitungan panas yang dibawa oleh aliran keluar reboiler dilakukan untuk menentukan besarnya perubahan entalpi aliran produk bawah setelah mengalami pemanasan di dalam reboiler terhadap temperatur referensi.

Diketahui

$$T_{bottom} = 140^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 140 - 25 \\ = 115^\circ\text{C}$$

$$n_{EDC} = 122,3373713 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{VCM} = 0,157534491 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{HCl} = 1,26361 \times 10 - 5 \\ \text{kmol/jam}$$

Dari hasil integrasi kapasitas panas diperoleh dari persamaan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan data komponen seperti pada Tabel B.1 maka, didapat nilai $C_p \Delta T$ sebesar:

$$C_p \Delta T_{EDC} = 90,0277337 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{VCM} = 66,5623400 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \Delta T_{HCl} = 62,12833500 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$Q_{37} = n(C_p \Delta T)$$

$$Q_{EDC} = 122,3373713 \times 90,02773375 = 11013,76 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{VCM} = 0,157534491 \times 66,56234000 = 10,49 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{HCl} = 1,26361 \times 10^{-5} \times 62,12833500 = 0,00079 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{37} = 11013,76 + 10,49 + 0,00079$$

$$Q_{37} = 11024,24 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.110 Data Perhitungan Panas yang Dibawa Oleh Aliran Bottom

Komponen	Aliran 13 (kmol/jam)	Cp ΔT	ΔH (kJ/jam) (Q37)
EDC	122,33737	90,03	11013,76
VCM (HK)	0,1575345	66,56	10,49
HCl (LK)	1,264E-05	62,13	0,00
Jumlah	122,49492	218,7184088	11024,24

➤ Perhitungan Neraca Panas Kondensor

1. Menghitung Panas Penguapan (ΔHvap)

Perhitungan panas penguapan dilakukan untuk menentukan besarnya panas laten yang harus dilepaskan oleh uap destilat pada kondensor sehingga terjadi proses kondensasi. Besarnya panas penguapan dihitung menggunakan persamaan empiris menurut Yaws (1999).

Diketahui:

Konstanta panas penguapan masing-masing komponen adalah sebagai berikut.

Tabel B.111 Data Konstanta Panas Penguapan Masing-Masing
Komponen

Komponen	A	Tc	N
EDC	45,426	561	0,342
VCM	35,586	432	0,483
HCl	30,540	324,65	0,647

Refluks operasi yang diperoleh dari hasil perhitungan sebelumnya adalah:

$$R=1,500808625$$

Laju alir uap menuju kondensor dihitung menggunakan persamaan:

$$V = (R+1) \times n_d$$

$$V = (1,500808625+1) \times 157,5120399$$

$$V = 2,500808625 \times 157,5120399$$

$$V = 393,9074681 \text{ kmol/jam}$$

Perhitungan laju alir masing – masing komponen :

$$VEDC = 2,500808625 \times 0,122459831 = 0,306248602 \text{ kmol/jam}$$

$$VCM = 2,500808625 \times 157,3769567 = 393,5696506 \text{ kmol/jam}$$

$$VHCl = 2,500808625 \times 0,012623456 = 0,031568847 \text{ kmol/jam}$$

Penentuan temperature konsensasi :

Temperatur kondensasi diperoleh dari *Dew Point* Destilat hasil perhitungan sebelumnya.

$$T = 34,87046594^\circ\text{C}$$

$$T = 308,0204659 \text{ K}$$

Perhitungan panas penguapan (λ):

Panas penguapan masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan Yaws (1999):

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T_c}{T} \right)^n$$

$$\lambda_{EDC} = 45,426 \left(1 - \frac{308,0204659}{561} \right)^{0,342} = 8,421596138 \text{ kJ/kmol}$$

$$\lambda_{VCM} = 35,586 \left(1 - \frac{308,0204659}{432} \right)^{0,483} = 5,363912495 \text{ kJ/kmol}$$

$$\lambda_{HCl} = 30,54 \left(1 - \frac{308,0204659}{324,65} \right)^{0,647} = 1,021502480 \text{ kJ/kmo}$$

Perhitungan panas penguapan total :

Panas penguapan masing-masing komponen dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta H_{vap} = V \times \lambda$$

$$\Delta H_{vap} \text{ EDC} = 0,306248602 \times 8,421596138 = 2,579102044 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{vap} \text{ VCM} = 393,5696506 \times 5,363912495 = 2111,073167 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{vap} \text{ HCl} = 0,031568847 \times 1,021502480 = 0,032247656 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{laten} = 2,579102044 + 2111,073167 + 0,032247656$$

$$= 2113,684516 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.112 Data Perhitungan Panas Penguapan

Komponen	Vapor (kmol/jam)	λ (kJ/kmol)	ΔH_{vap} (kJ/jam)
EDC	0,3062486	8,421596138	2,579102
VCM	393,56965	5,363912495	2111,073
HCl	0,0315688	1,02150248	0,032248
Jumlah	393,90747	14,80701111	2113,685

2. Kebutuhan *Demineralized Water* sebagai Pendingin

Perhitungan kebutuhan *demineralized water* (DM Water) dilakukan untuk menentukan laju alir air pendingin yang diperlukan untuk menyerap panas kondensasi pada kondensor. Air demineral digunakan sebagai media pendingin karena memiliki kandungan mineral yang sangat rendah sehingga dapat meminimalkan pembentukan kerak (*scaling*) pada permukaan perpindahan panas.

Diketahui

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 45^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 45 - 30$$

$$= 15^{\circ}\text{C}$$

Kapasitas panas demineralized water

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$$

Beban panas yang harus diserap air pendingin merupakan panas laten hasil kondensasi pada kondensor, yaitu:

$$Q = 2113,684516 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan kebutuhan *Demineralized Water* :

Laju alir demineralized water dihitung menggunakan persamaan neraca panas:

$$Q = m C_p \Delta T$$

Sehingga laju alir air pendingin dapat dihitung sebagai berikut:

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

Substitusi nilai:

$$m = \frac{2113,684516}{4,8 \times 15}$$

$$m = 33,71 \text{ kg/jam}$$

Dengan demikian, untuk menyerap beban panas kondensasi sebesar 2.113,684516 kJ/jam, diperlukan demineralized water sebanyak 33,71 kg/jam dengan kenaikan temperatur dari 30°C menjadi 45°C.

➤ *Perhitungan Neraca Panas Reboiler*

Perhitungan neraca panas pada reboiler dilakukan untuk menentukan besarnya panas yang harus disuplai oleh media pemanas (steam) agar proses penguapan pada bagian bawah kolom distilasi dapat berlangsung sesuai dengan kondisi operasi. Neraca panas disusun berdasarkan asas kekekalan energi, yaitu jumlah panas yang masuk ke sistem sama dengan jumlah panas yang keluar dari sistem.

Perhitungan beban panas *reboiler* :

Neraca panas pada reboiler dinyatakan sebagai berikut:

$$\Delta Q_{in} = \Delta Q_{out}$$

Sehingga,

$$(\Delta Q_F + \Delta Q_R) = \Delta Q_W + \Delta Q_D + (-Q_C)$$

untuk menentukan beban panas reboiler sebagai berikut:

$$Q_R = \Delta Q_W + \Delta Q_D + (-Q_C) - \Delta Q_F$$

dengan:

- Q_{RQ_RQR} = panas yang disuplai reboiler (kJ/jam)
- Q_{FQ_FQF} = panas yang dibawa aliran umpan (kJ/jam)
- Q_{WQ_WQW} = panas yang dibawa produk bawah (kJ/jam)
- Q_{DQ_DQD} = panas yang dibawa destilat (kJ/jam)
- Q_{CQ_CQC} = panas yang dilepaskan pada kondensor (kJ/jam)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca panas diperoleh:

$$Q_R = 6.333.855,939 \text{ kJ/jam}$$

Penentuan kondisi steam pemanas :

Media pemanas yang digunakan adalah steam jenuh pada kondisi operasi sebagai berikut.

$$\begin{aligned} T &= 168^\circ\text{C} \\ &= 441,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$P = 7,5 \text{ atm}$$

$$\Delta Q_R = 6.333.855,939 \text{ kJ/jam}$$

Menentukan entalpi steam :

Nilai entalpi steam diperoleh dari **Steam Table** pada tekanan **7,5 atm**.

Entalpi cair jenuh (h_f) = 711,7 kJ/kg

Entalpi uap jenuh (h_g) = 2765,4 kJ/kg

$$\Delta h = 2765,4 - 711,7$$

$$= 2053,7 \text{ kJ/kg}$$

Perhitungan kebutuhan steam :

$$m_{\text{steam}} = \frac{QR}{h_g - h_f}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{6.333.855,939}{2053,7}$$

$$m_{\text{steam}} = 3084,12 \text{ kg/jam}$$

Berdasarkan hasil perhitungan neraca panas reboiler diperoleh bahwa panas yang harus disuplai sebesar 6.333.855,939 kJ/jam dengan menggunakan steam jenuh pada tekanan 7,5 atm yang memiliki entalpi cair jenuh sebesar 711,7 kJ/kg dan entalpi uap jenuh sebesar 2765,4 kJ/kg, maka kebutuhan steam untuk reboiler adalah 3084,12 kg/jam

Table 11A. (continued)

Absolute pressure (kN/m ²)	Temperature		Enthalpy per unit mass (H_s)			Entropy per unit mass (S_s)			Specific volume (v)	
	(°C)	(K)	(kJ/kg)			(kJ/kg K)			(m ³ /kg)	
	θ_s	T_s	water	latent	steam	water	latent	steam	water	steam
210	121.78	394.93	511.3	2197.2	2708.5	1.5468	5.5637	7.1105	0.001062	0.846
220	123.27	396.42	517.6	2193.0	2710.6	1.5628	5.5321	7.0949	0.001064	0.810
230	124.71	397.86	523.7	2188.9	2712.6	1.5781	5.5018	7.0800	0.001065	0.777
240	126.09	399.24	529.6	2184.9	2714.5	1.5929	5.4728	7.0657	0.001066	0.746
250	127.43	400.58	535.4	2181.0	2716.4	1.6072	5.4448	7.0520	0.001068	0.718
260	128.73	401.88	540.9	2177.3	2718.2	1.6209	5.4179	7.0389	0.001069	0.692
270	129.99	403.14	546.2	2173.6	2719.9	1.6342	5.3920	7.0262	0.001070	0.668
280	131.21	404.36	551.5	2170.1	2721.5	1.6471	5.3669	7.0140	0.001071	0.646
290	132.39	405.54	556.5	2166.6	2723.1	1.6596	5.3427	7.0022	0.001072	0.625
300	133.54	406.69	561.4	2163.2	2724.7	1.6717	5.3192	6.9909	0.001074	0.606
320	135.76	408.91	570.9	2156.7	2727.6	1.6948	5.2744	6.9692	0.001076	0.570
340	137.86	411.01	579.9	2150.4	2730.3	1.7168	5.2321	6.9489	0.001078	0.538
360	139.87	413.02	588.5	2144.4	2732.9	1.7376	5.1921	6.9297	0.001080	0.510
380	141.79	414.94	596.8	2138.6	2735.3	1.7575	5.1541	6.9115	0.001082	0.485
400	143.63	416.78	604.7	2132.9	2737.6	1.7764	5.1179	6.8943	0.001084	0.462
420	145.39	418.54	612.3	2127.5	2739.8	1.7946	5.0833	6.8779	0.001086	0.442
440	147.09	420.24	619.6	2122.3	2741.9	1.8120	5.0503	6.8622	0.001088	0.423
460	148.73	421.88	626.7	2117.2	2743.9	1.8287	5.0186	6.8473	0.001089	0.405
480	150.31	423.46	633.5	2112.2	2745.7	1.8448	4.9881	6.8329	0.001091	0.389
500	151.85	425.00	640.1	2107.4	2747.5	1.8604	4.9588	6.8192	0.001093	0.375
520	153.33	426.48	646.5	2102.7	2749.3	1.8754	4.9305	6.8059	0.001095	0.361
540	154.77	427.92	652.8	2098.1	2750.9	1.8899	4.9033	6.7932	0.001096	0.348
560	156.16	429.31	658.8	2093.7	2752.5	1.9040	4.8769	6.7809	0.001098	0.337
580	157.52	430.67	664.7	2089.3	2754.0	1.9176	4.8514	6.7690	0.001100	0.326
600	158.84	431.99	670.4	2085.0	2755.5	1.9308	4.8267	6.7575	0.001101	0.316
620	160.12	433.27	676.0	2080.8	2756.9	1.9437	4.8027	6.7464	0.001102	0.306
640	161.38	434.53	681.5	2076.7	2758.2	1.9562	4.7794	6.7356	0.001104	0.297
660	162.60	435.75	686.8	2072.7	2759.5	1.9684	4.7568	6.7252	0.001105	0.288
680	163.79	436.94	692.0	2068.8	2760.8	1.9803	4.7348	6.7150	0.001107	0.280
700	164.96	438.11	697.1	2064.9	2762.0	1.9918	4.7134	6.7052	0.001108	0.272
720	166.10	439.25	702.0	2061.1	2763.2	2.0031	4.6925	6.6956	0.001109	0.266
740	167.21	440.36	706.9	2057.4	2764.3	2.0141	4.6721	6.6862	0.001110	0.258
760	168.30	441.45	711.7	2053.7	2765.4	2.0249	4.6522	6.6771	0.001112	0.252
780	169.37	442.52	716.3	2050.1	2766.4	2.0354	4.6328	6.6683	0.001114	0.246
800	170.41	443.56	720.9	2046.5	2767.5	2.0457	4.6139	6.6596	0.001115	0.240
820	171.44	444.59	725.4	2043.0	2768.5	2.0558	4.5953	6.6511	0.001116	0.235

Gambar B.4 Saturated Steam Table (Geankoplis, 1993)

➤ Neraca Massa Total Menara Destilasi

Tabel B.113 Data Perhitungan Neraca Massa Total Menara Destilasi

Komp.	Input		Output			
	Q36 kJ/jam	Q37 (Q reboiler) kJ/jam	Q38 kJ/jam	Q39 kJ/jam	Q40 (Q) kondensor kJ/jam	QLoss kJ/jam
EDC	7675,60		10548,62	4,15	2,58	
VCM	9150,65		10,31	7575,05	2111,07	
HCl	0,85		0,00	0,92	0,03	
Q		34966,13				
Jumlah	16827,09	34966,13171	10558,93	7580,11	2113,68	31540,50
TOTAL		51793,22			51793,22	

B.12 Neraca Panas Overall

Tabel B.114 Neraca Panas Overall

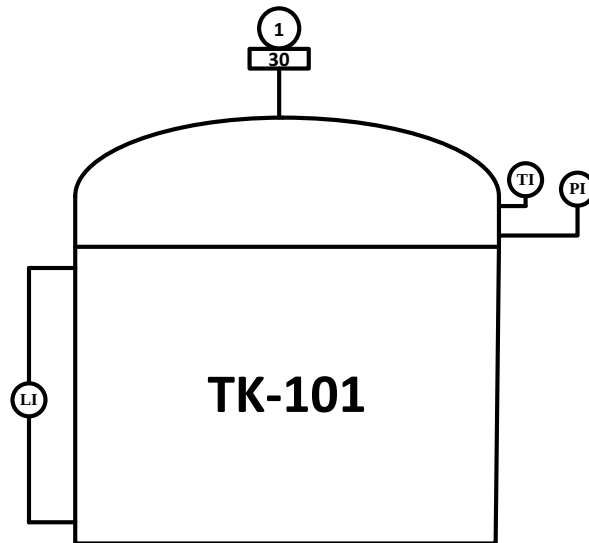
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Static Mixer		
Q1 (Panas umpan EDC)	8.796,981	-
Q3 (Panas keluar mixer)	-	8.796,981
Vaporizer		
Q penguapan (Q steam)	8.167.116,257	-
Q pemanas (Q4+Q5)	27.260,571	-
Q Pendinginan (Q6+Q7+Qlaten)	-	8.194.376,829
Kompresor		
Q Kompresi (W1+W2)	1.191.775,142	-
Q Intercooler	-	1.191.775,142
Furnace		
Q Bahan Bakar	45.862,547	-
Q Reaksi		
Q gas buang		984,667
Qloss	-	44.877,880
Heat Exchanger 1		
Q Steam	198.307,503	-
Q Pemanasan	-	198.307,503
Quench Tower		

Q Pemanasan	189030,11	0,000
Q Pendinginan	-	189.030,107
Condensor Parsial		
Q Cooling Water	17.952,612	-
Q Kondensasi	-	17.952,612
Flash separator		
Q EDC	25795,06	
Q VCM	-	25.795,059
Absorber		
Q Demin Water	18.092.782,803	-
Q Pendinginan	-	18.092.782,803
Heat Exchanger		
Q Panas diserap	35.174,424	-
Q Pemanasan (Q34+Q35)	-	35.174,424
Menara Distilasi 2		
Q Feed	16827,09	
Q Reboiler	34966,13171	
Q Bottom	-	10.558,927
Q Destilat	-	7.580,113
Q Kondensor		2113,684516
Q Loss		31540,50
Jumlah	28.051.647,228	28.051.647,228

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

C.1 Tangki Penyimpanan EDC



Gambar C.1. Tangki Penyimpanan EDC

Kode : TK-101

Fungsi : Wadah penyimpanan bahan baku EDC pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C

Tujuan Perancangan :

1. Memilih tipe tangki
2. Memilih bahan konstruksi tangki
3. Menghitung dimensi utama tangki
 - Menentukan kapasitas tangki
 - Menentukan diameter dan tinggi tangki
 - Menghitung tebal *shell*, dimensi *shell*, dan jumlah course
 - Menghitung tebal dan dimensi *head*

Langkah Perancangan :

A. Menentukan Tipe Tangki

Dalam perancangan alat tangki, dipilih tipe *flat bottom cylindrical vessel conical roof* berbentuk silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap berbentuk kerucut (*colonical roof*) berdasarkan pertimbangan sebagai berikut.

- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm
- EDC disimpan pada kondisi fase cair (titik didih 83 °C)
- Konstruksi sederhana dan lebih ekonomis

TABLE 4-27
CRITERIA AND DATA FOR THE PRELIMINARY SPECIFICATION OF STORAGE VESSELS

	Type of Receptacle				
	Atmospheric Pressure Storage				
	Fixed (conical) Roof	Floating Roof	Gas Holder	Bin	Open Yard (pile)
Typical Maximum Size					
Volume, V (m^3)	100,000	100,000	20,000	4,000	200,000
Height or length, L (m)	15	15	30	50	50
Diameter of width, D (m)	90	90	30	10	120
Length to diameter ratio	<2	<2	1-2	2-5	0.4
Stored Medium					
Solid				✓	✓
Liquid	✓	✓			
Gas			✓		
Orientation					
Axis vertical	✓	✓	✓	✓	✓
Axis horizontal					
Modifications Frequently Used					
Burial					
Cryogenic service					
Insulation					
Discharge Mechanism					
Pump, solids conveyor, or blower	✓	✓		✓	✓
Intrinsic pressure			✓		
Gravity				✓	
Residence or storage time ^a	30 days	30 days	30 days	8 h	30 days
Maximum pressure (barg)	0.2	0.2	0.2	— ^c	0
Temperature range (°C)	-20 to 40	-20 to 40	-20 to 40	-20 to 40	-20 to 40
Common Materials of construction					
Carbon steel	✓	✓	✓	✓	
Concrete	✓	✓		✓	✓
Plastics or fiberglass				✓	
Alloys and coated or clad steel	✓	✓	✓		

^aStorage times are typical values. If the plant capacity is small or the raw materials delivery vessel is large, storage vessels will be larger. They should be at least 1.2 times the size of the delivery vessel. For trucks, this is typically 25 m^3 or 20,000 kg (whichever is smaller). For rail cars, capacities are 25, 60 or 130 m^3 (20,000, 45,000, or 100,000 kg), and for barges or ships, 1500 m^3 (1,000,000 kg) are larger.

^bSee Table 4-18, Table 4-25 and the discussion of process vessels and of separators.

^cLimits on pressure in these vessels are economic. See section on process vessel.

^dFor steel, the range is -20 to 600°C; for aluminum, -250 to 200°C; for stainless steel, -250 to 800°C; for nickel-based alloys, -200 to 700°C.

Gambar C.2 Dasar Pemilihan Bahan Konstruksi Tangki Penyimpanan (Ulrich, 1984)

B. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Dalam perancangan tangki penyimpanan, dipilih bahan konstruksi yaitu *Austenitic Steel* 316 dengan pertimbangan sebagai berikut.

- Memiliki Allowable working stress yang tinggi yaitu 20.000 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu yang tinggi
- Tahan terhadap korosi, mudah dibersihkan dan ekonomis dalam perbandingan biaya *life cycle*

- Bahan tergolong ringan namun memiliki kekuatan yang baik

C. Menghitung Dimensi Tangki

1. Menentukan Kapasitas Tangki

- Menghitung Kebutuhan Bahan Baku *Ethylene Dichloride* (EDC)

Kebutuhan EDC Produksi =

Kapasitas bahan baku untuk produksi selama 14 hari:

Kapasitas bahan baku produksi = Kebutuhan × 14 hari

$$Kapasitas\ bahan\ baku\ produksi = 25.454,54 \frac{kg}{jam} \times 24\ jam/hari \times 14\ hari$$

$$Kapasitas\ bahan\ baku\ produksi = 8.552.727,27kg$$

$$Massa\ jenis\ EDC = 1,25\ kg/L^3$$

$$Volume\ EDC\ di\ tangki = 6.842.181,82\ L$$

$$= 6.842,18\ m^3$$

Kapasitas bahan baku produksi selama 14 hari akan disimpan dalam 1 tangki penyimpanan

- Menentukan Densitas Bahan Baku *Ethylene Dichloride* (EDC)

Densitas dari kompoenen dapat ditentukan melalui persamaan berikut.

$$\rho = (AB)^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Keterangan:

P = Densitas (g/mL)

A, B, n = Konstanta

T, Tc = Temperatur (K)

Komponen	Formula	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ
EDC	C ₂ H ₄ Cl ₂	0,46501	0,28742	0,31041	561	0,7856

$$\rho = (AB)^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

$$\rho = (0,46501 \times 0,28742)^{-(0,7856)}$$

$$\rho = 1,238 \frac{g}{mL}$$

$$\rho = 1.238,4 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho = 77,31\ lb/ft^2t^3$$

- Menghitung Volume Bahan Baku dalam Tangki

Volume tangki dihitung untuk penyimpanan bahan baku EDC selama 14 hari penyimpanan. Volume tangki yang dibutuhkan selama penyimpanan adalah sebagai berikut.

$$V = \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Densitas}}$$

$$V = \frac{8.552.727,27}{1.238,38}$$

$$V = 6.906 \text{ m}^3$$

$$V = 243.890 \text{ ft}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\% = 0,2$$

$$V = (1 + 0,2) \times 6.906 \text{ m}^3$$

$$V = 243.890,4 \text{ ft}^3$$

$$V = 1.643.216 \text{ bbl}$$

2. Menghitung Dimensi Tangki

Untuk menghitung tangki berukuran besar, digunakan persamaan:

$$D = \frac{8}{3}H \text{ (Equation 3.12 Brownell and Young, 1977 p.43)}$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \text{ (Equation 3.1 Brownell and Young, 1977 p.41)}$$

Keterangan:

D = Diameter Vessel (ft)

H = Tinggi Vessel (ft)

V = Volume Vessel (ft³)

Perhitungan diameter dan ketinggian tangki:

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times \left(\frac{8}{3}H\right)^2 \times H$$

$$H = \left(\frac{4 \times V}{\pi \times \left(\frac{8}{3}\right)^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$H_{\text{desain}} = \left(\frac{4 \times 243.890,4 \text{ ft}^3}{3,14 \times \left(\frac{8}{3}\right)^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$H_{\text{desain}} = 37,427 \text{ ft}$$

$$H_{\text{desain}} = 11,408 \text{ m}$$

$$D_{\text{desain}} = 99,806 \text{ ft}$$

D desain = 30,421 m

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C (Courtesy of American Petroleum Institute)										
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Tank Diameter (ft)	Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	Tank Height (ft)								
		12	18	24	30	36	42	48	54	60
		Number of Courses in Completed Tank								
		2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Untuk ukuran standar tangki dengan 72 in-buttt welded courses dapat dilihat pada Appendix E item 1 (Brownell & Young, 1959, p.346-347)

H standar = 42 ft

D standar = 100 ft

$$V \text{ standar} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times (100)^2 \times 42$$

$$V \text{ standar} = 329.700 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ desain} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times (99,806)^2 \times 37,427$$

$$V \text{ desain} = 292.668,48 \text{ ft}^3$$

$$\% \text{ excess volume} = \frac{V \text{ standar} - V \text{ design}}{V \text{ standar}} \times 100$$

$$\% \text{ excess volume} = \frac{329.700 - 292.668,48}{329.700} \times 100$$

$$\% \text{ excess volume} = 11,23\%$$

3. Menghitung Tebal Dinding Tangki

Berdasarkan Appendix E item 1 (Brownell & Young, 1959, p.346-347)

D standar = 100 ft

H standar = 42 ft

Courses = 7 buah

Menghitung tebal shell dengan menggunakan persamaan:

$$t = \frac{\rho \times (H - 1) \times D}{2 \times f \times E} + C$$

Keterangan:

t = tebal *shell* (in)

ρ = densitas cairan (lb/in³)

H = tinggi *course* (in)

D = diameter dalam tangki (in)

F = tenaga kerja (psi)

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi (0,25)

Data yang perlu diketahui: (Tabel 13.2 Borwnell & Young, 1959 hal 254)

f = 20.000 psi

E = 90%

D = 100 ft = 1.200 in

$$L = \frac{\pi D - Weld\ length}{12n}$$

Sehingga persamaan tebal *shell* adalah sebagai berikut.

L = panjang plate (ft)

Allowable welded joint = 0,15625 in

Weld length = jumlah *plate* x allowable welded joint

n = jumlah *plate* = 10

Weld length = 10 x 0,15625 in

Weld length = 1,5625 in

D = diameter dalam tangki + tebal shell (in)

Dalam perancangan ini, tangki EDC akan menggunakan 7 *courses*

Tebal *shell* (t) Courses 1:

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (42 - 1)ft \times 1.200\ in}{(2 \times 20.000\ psi \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

t = 0,758 in

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,758) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,406 \text{ ft}$$

Tebal shell (t) Courses 2:

$$H = H \text{ standar} - 6 \text{ ft}$$

$$H2 = 42 - 6 \text{ ft}$$

$$H2 = 36 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (36 - 1)ft \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,6513 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,6513) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,404 \text{ ft}$$

Tebal shell (t) Courses 3:

$$H = H2 - 6 \text{ ft}$$

$$H3 = 36 - 6 \text{ ft}$$

$$H3 = 30 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (30 - 1)ft \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,544 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,544) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,401 \text{ ft}$$

Tebal shell (t) Courses 4:

$$H = H3 - 6 \text{ ft}$$

$$H4 = 30 - 6 \text{ ft}$$

$$H4 = 24 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (24 - 1)ft \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,436 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,436) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,398 \text{ ft}$$

Tebal *shell* (t) Courses 5:

$$H = H4 - 6 \text{ ft}$$

$$H5 = 24 - 6 \text{ ft}$$

$$H5 = 18 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (18 - 1)ft \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,329 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,329) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,395 \text{ ft}$$

Tebal *shell* (t) Courses 6:

$$H = H5 - 6 \text{ ft}$$

$$H6 = 18 - 6 \text{ ft}$$

$$H6 = 12 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (12 - 1)ft \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,222 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,222) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,392 \text{ ft}$$

Tebal *shell* (t) Courses 6:

$$H = H_6 - 6 \text{ ft}$$

$$H_7 = 12 - 6 \text{ ft}$$

$$H_7 = 6 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (6 - 1) \text{ ft} \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,222 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,222) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,392 \text{ ft}$$

Tebal *shell* (t) Courses 7:

$$H = H_6 - 6 \text{ ft}$$

$$H_7 = 12 - 6 \text{ ft}$$

$$H_7 = 6 \text{ ft}$$

$$t = \frac{77,31 \frac{lb}{ft^3} \times (6 - 1) \text{ ft} \times 1.200 \text{ in}}{(2 \times 20.000 \text{ psi} \times 0,9) \times 144} + 0,025$$

$$t = 0,114 \text{ in}$$

Panjang Plate (L):

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

$$L = \frac{3,14 \times (1.200 + 0,114) - 1,5625 \text{ in}}{12 \times 10}$$

$$L = 31,389 \text{ ft}$$

4. Menghitung Tebal dan Tinggi Head

a. Menghitung θ (sudut angle dengan garis horizontal)

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t}$$

Keterangan:

$$D = \text{Diameter tangki (ft)} = 100 \text{ ft} = 30,48 \text{ m}$$

$$t = \text{tebal cone standar} = 0,81 \text{ in}$$

$$\sin \theta = \frac{100 \text{ ft}}{430 \times 0,81}$$

$$\sin \theta = 0,287108814$$

Sehingga,

$$\theta = \sin^{-1}(0,287108814)$$

$$\theta = 16,68494387^\circ$$

b. Menghitung Tinggi Head (h)

Tinggi head dihitung berdasarkan hubungan geometri cone sebagai berikut.

$$\tan \theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$\alpha = 90^\circ - \theta$$

$$\alpha = 90^\circ - 16,68494387^\circ$$

$$\alpha = 73,31505613^\circ$$

$$h = 0,5 \times 100 \text{ ft} \times \tan(16,684)$$

$$h = 14,98639845 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh tinggi head tangki sebesar 14,98639845 ft atau 4,56785425 m.

c. Menghitung Tebal Head Tangki

Tebal head tangki dihitung menggunakan persamaan:

$$t = \frac{PD}{2 \cos \theta \times (f \times E - 0,6P)}$$

dengan:

$$\text{Tekanan internal (P)} = 14,17 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter tangki (D)} = 100 \text{ ft} = 1200 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan diizinkan (f)} = 20.000 \text{ psia}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 90\%$$

$$\cos \theta = 0,957897974$$

Sehingga,

$$t = \frac{(14,17) \times (1200)}{2 \times 0,957 \times (20.000) \times (0,90) - (0,6 \times 14,7)}$$

$$t = 0,493335306 \text{ in}$$

$$t = 0,041111275 \text{ ft}$$

d. Menghitung Tinggi Total Tangki

Tinggi total tangki merupakan penjumlahan antara tinggi silinder dengan tinggi head.

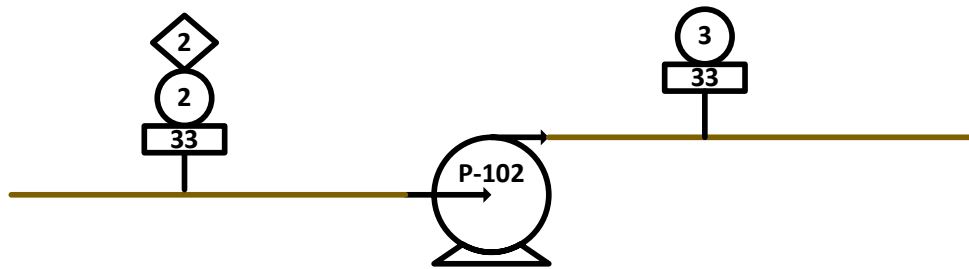
$$H_{total} = H + h$$

$$H_{total} = (42 + 14,98639845)ft$$

$$H_{total} = 56,98639845 \text{ ft}$$

$$H_{total} = 17,36945425 \text{ m}$$

C.2 Pompa



Gambar C.2. Pompa

Kode : P-102

Fungsi : Mengalirkan *ethylene dichloride* (EDC) dari tangki ke *vaporizer*

Tujuan Perancangan :

1. Memilih tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Data : Laju alir = 25.454 kg/jam

P input = 2 atm

P output = 3,28 atm

Langkah perancangan:

A. Menentukan Tipe Pompa

Menurut Perry (1987, Bab 10, p. 10–22), pompa dibedakan menjadi empat jenis utama, yaitu *positive displacement*, *dynamic* (kinetic), *lift*, dan *electromagnetic*. Berdasarkan keempat jenis tersebut, pompa yang paling banyak digunakan dalam dunia industri adalah pompa sentrifugal, karena memiliki konstruksi yang sederhana, biaya yang

relatif ekonomis, serta mampu memenuhi kebutuhan operasi seperti kapasitas aliran, head, dan tekanan keluaran sesuai dengan kebutuhan proses.

Pompa sentrifugal bekerja dengan mengubah energi mekanik yang dihasilkan oleh putaran impeller menjadi energi fluida sehingga fluida dapat mengalir dari sisi masuk menuju sisi keluar pompa. Selain memiliki efisiensi yang baik, pompa sentrifugal juga menawarkan berbagai keunggulan yang menjadikannya pilihan utama dalam berbagai aplikasi industri. Namun demikian, pompa ini juga memiliki beberapa keterbatasan yang perlu dipertimbangkan dalam proses perancangannya. Adapun kelebihan dan kekurangan pompa sentrifugal adalah sebagai berikut.

Kelebihan	Kekurangan
- Memiliki konstruksi yang sederhana sehingga biaya pembuatannya relatif rendah. - Mampu mengalirkan fluida dengan tekanan yang stabil tanpa menimbulkan denyutan. - Dapat dihubungkan langsung dengan motor penggerak. - Saluran keluaran dapat ditutup sebagian tanpa menyebabkan kerusakan pada pompa. - Mampu menangani debit fluida yang besar. - Tidak memerlukan katup pada proses pengoperasiannya. - Biaya perawatan relatif lebih rendah dibandingkan dengan beberapa jenis pompa lainnya.	- Tidak sesuai digunakan pada aplikasi yang memerlukan head sangat tinggi. - Rentan mengalami gangguan akibat terbentuknya kantong udara sehingga perlu dilakukan proses priming sebelum dioperasikan. - Efisiensi maksimum hanya dapat dicapai pada kondisi operasi tertentu yang memiliki rentang cukup sempit. - Kurang efektif untuk memompa fluida yang memiliki viskositas sangat tinggi karena efisiensinya akan menurun.

B. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Berdasarkan Tabel 307 (Liwidig, 1999) untuk bahan EDC diperlukan konstruksi bahan sebagai berikut.

- *Casing* menggunakan bahan *cast iron*
- *Impeller* menggunakan bahan *cast iron*
- *Shaft* menggunakan bahan *steel*
- *Shaft sleeves* menggunakan bahan *K monel*
- *Seal cage* menggunakan bahan *cast iron*

C. Menghitung Tenaga Pompa

1. Menghitung Debit Pompa (Qf)

- Mencari Densitas EDC

Densitas dari komponen dapat ditentukan melalui persamaan berikut.

$$\rho = (AB)^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Keterangan:

P = Densitas (g/mL)

A, B, n = Konstanta

T, Tc = Temperatur (K)

T in = 305,8 K

Komponen	Formula	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ
EDC	C ₂ H ₄ Cl ₂	0,46501	0,28742	0,31041	561	0,7856

$$\rho = (AB)^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

$$\rho = (0,46501 \times 0,28742)^{-(0,7856)}$$

$$\rho = 1,234 \frac{g}{mL}$$

$$\rho = 1.234,5 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho = 77,068 \text{ lb}/f^3$$

- Menghitung Debit Aliran

Laju alir = 25.454,54 kg/jam

Laju alir = 56.117,6 lb/jam

$$Qf = \frac{m}{\rho}$$

Keterangan:

Qf = Debit aliran (ft³/jam)

m = Laju Alir (lb/jam)

ρ = Densitas (lb/ft³)

$$Qf = \frac{m}{\rho}$$

$$Qf = \frac{56.117,6 \text{ lb/jam}}{77,068 \text{ lb/ft}^3}$$

$$Qf = 728,147 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}$$

$$Qf = 0,202 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Faktor Keamanan = 10%

$$Qf = (1 + 0,1) \times 0,202 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$Qf = 0,222 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$Qf = 22,68 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Menghitung Diameter Optimal Pipa

Asumsi aliran dalam pompa turbulen, yaitu $N_{re} > 2100$

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

Keterangan:

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

Keterangan:

$D_{i_{opt}}$ = Diameter optimal pipa (in)

ρ = Densitas cairan (lb/ft³)

Qf = Debit pemompaan (ft³/s)

Sehingga:

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

$$D_{i_{opt}} = 3,9 \times (0,222)^{0,45} \times (77,310)^{0,13}$$

$$D_{i_{opt}} = 2,85 \text{ in}$$

Berdasarkan Appendix K (Brownell and Young, 1959), didapat $D_{optimum}$ yang mendekati hasil perhitungan sebagai berikut.

Item 1. Dimensions of Seamless and Welded Steel Pipe

Nominal Pipe Size	Outside Diam.	Nominal Wall Thickness for														XX Strong
		Sched. 5*	Sched. 10†	Sched. 20	Sched. 30	Stand- ard‡	Sched. 40	Sched. 60	Extra Strong†	Sched. 80	Sched. 100	Sched. 120	Sched. 140	Sched. 160		
3⁄8	0.405	...	0.049	...	...	0.068	0.068	...	0.095	0.095	...	...	...	...	...	
1⁄2	0.540	...	0.065	...	...	0.088	0.088	...	0.119	0.119	...	...	...	...	...	
3⁄4	0.675	...	0.065	...	...	0.091	0.091	...	0.126	0.126	...	...	...	...	...	
1	0.840	...	0.083	...	...	0.109	0.109	...	0.147	0.147	...	...	...	0.187	0.294	
1 1⁄4	1.050	0.065	0.083	...	...	0.113	0.113	...	0.154	0.154	...	...	...	0.218	0.308	
1 1⁄2	1.315	0.065	0.109	...	...	0.133	0.133	...	0.179	0.179	...	...	...	0.250	0.358	
2	1.660	0.065	0.109	...	...	0.140	0.140	...	0.191	0.191	...	...	...	0.250	0.382	
2 1⁄2	1.900	0.065	0.109	...	...	0.145	0.145	...	0.200	0.200	...	...	...	0.281	0.400	
3	2.375	0.065	0.109	...	...	0.154	0.154	...	0.218	0.218	...	...	...	0.343	0.436	
3 1⁄2	2.875	0.083	0.120	...	...	0.203	0.203	...	0.276	0.276	...	...	...	0.375	0.552	
4	3.5	0.083	0.120	...	...	0.216	0.216	...	0.300	0.300	...	...	...	0.438	0.600	
4 1⁄2	4.0	0.083	0.120	...	...	0.226	0.226	...	0.318	0.318	...	...	...	...	...	
5	4.5	0.083	0.120	...	...	0.237	0.237	...	0.337	0.337	...	0.438	...	0.531	0.674	
6	5.563	0.109	0.134	...	...	0.258	0.258	...	0.375	0.375	...	0.500	...	0.625	0.750	
8	6.625	0.109	0.134	...	...	0.280	0.280	...	0.432	0.432	...	0.562	...	0.718	0.864	
10	8.625	0.109	0.148	0.250	0.277	0.322	0.322	0.406	0.500	0.500	0.593	0.718	0.812	0.906	0.875	
12	10.75	0.134	0.165	0.250	0.307	0.365	0.365	0.500	0.500	0.593	0.718	0.843	1.000	1.125	...	
14 OD	12.75	0.165	0.180	0.250	0.330	0.375	0.406	0.562	0.500	0.687	0.843	1.000	1.125	1.312	...	
16 OD	14.0	...	0.250	0.312	0.375	0.375	0.438	0.593	0.500	0.750	0.937	1.093	1.250	1.406	...	
18 OD	16.0	...	0.250	0.312	0.375	0.375	0.500	0.656	0.500	0.843	1.031	1.218	1.438	1.593	...	
20 OD	18.0	...	0.250	0.312	0.438	0.375	0.562	0.750	0.500	0.937	1.156	1.375	1.562	1.781	...	
22 OD	20.0	...	0.250	0.375	0.500	0.375	0.593	0.812	0.500	1.031	1.281	1.500	1.750	1.968	...	
24 OD	22.0	...	0.250	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
26 OD	24.0	...	0.250	0.375	0.562	0.375	0.687	0.968	0.500	1.218	1.531	1.812	2.062	2.343	...	
28 OD	26.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
30 OD	30.0	...	0.312	0.500	0.625	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
34 OD	34.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
36 OD	36.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
42 OD	42.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	

SS	.083	3.334	411.9	.916	.873	.891	8.73	3.03	3.78	1.208	1.300
10S	.120	3.290	388.2	.916	.853	1.274	8.35	4.33	3.61	1.196	1.822
	.125	3.250	362.6	.916	.851	1.325	8.30	4.51	3.59	1.194	1.890
	.148	3.204	337.6	.916	.839	1.558	8.06	5.30	3.49	1.186	2.194
	.188	3.124	297.6	.916	.818	1.956	7.66	6.65	3.32	1.173	2.692
40 ST 40S	.216	3.068	271.8	.916	.803	2.228	7.39	7.58	3.20	1.164	3.018
3	.241	3.018	250	.916	.790	2.487	7.15	8.29	3.10	1.155	3.29
D = 3.500	.254	2.992	240	.916	.783	2.590	7.03	8.81	3.04	1.151	3.43
	.289	2.922	213	.916	.765	2.915	6.71	9.91	2.90	1.140	3.79
80 XS 80S	.300	2.900	205	.916	.759	3.016	6.60	10.25	2.86	1.136	3.90
	.312	2.875	196	.916	.753	3.129	6.49	10.64	2.81	1.132	4.01
	.408	2.687	140	.916	.703	3.950	5.67	13.43	2.46	1.103	4.81
160	.438	2.624	124	.916	.687	4.213	5.41	14.33	2.34	1.094	5.04
XX	.600	2.300	64	.916	.602	5.466	4.15	18.58	1.80	1.047	5.99

D nominal = 3 in = 0,25 ft

No Schedule = 40

Outside diameter (OD) = 3,5 in = 0,292 ft

Tebal dinding pipa (t) = 0,216 in = 0,018 ft

Inside diameter (ID) = 3,068 in = 0,255 ft

Inside sectional area (A) = 0,803 in² = 0,00557 ft²

3. Menghitung Kecepatan Linier Fluida

$$V = \frac{Qf}{A}$$

Keterangan:

Inside sectional area (A) = 0,803 in² = 0,00557 ft²

Debit Aliran (Qf) = 0,222 ft³/s

Sehingga,

$$V = \frac{Qf}{A}$$

$$V = \frac{0,222 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00557 \text{ ft}^2}$$

$$V = 39,899 \text{ ft/s}$$

4. Menghitung Bilangan Reynold

- Menentukan Viskositas EDC

$$\log_{10} \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan:

μ = viskositas

A, B, C, D = koefisien regresi dari senyawa kimia

T = suhu (K)

Diketahui: T in = 32,8 °C = 305,8 K

Komponen	Formula	A	B	C	D
EDC	C ₂ H ₄ Cl ₂	-0.1656	275.76	-0.0033493	1.41E-06

$$c = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

$$c = \log_{10} \mu$$

$$\mu = 10^c$$

$$c = -0.1656 + \frac{275.76}{305,8} \pm 0.0033493 \times 305,8 + (1.41\text{E} - 06) \times (305,8)^2$$

$$c = -(1,56 \times 10^{-01})$$

$$\mu = 10^{-(1,56 \times 10^{-01})}$$

$$\mu = 0,698 \text{ cP}$$

$$\mu = 0,000469 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

- Menghitung Nre

Bilangan Reynold dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Keterangan:

Inside diameter (ID) = 0,255 ft

v = 39,899 ft/s

ρ = 77,068 lb/ft³

μ = 0,000469 lb/ft.s

Sehingga,

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

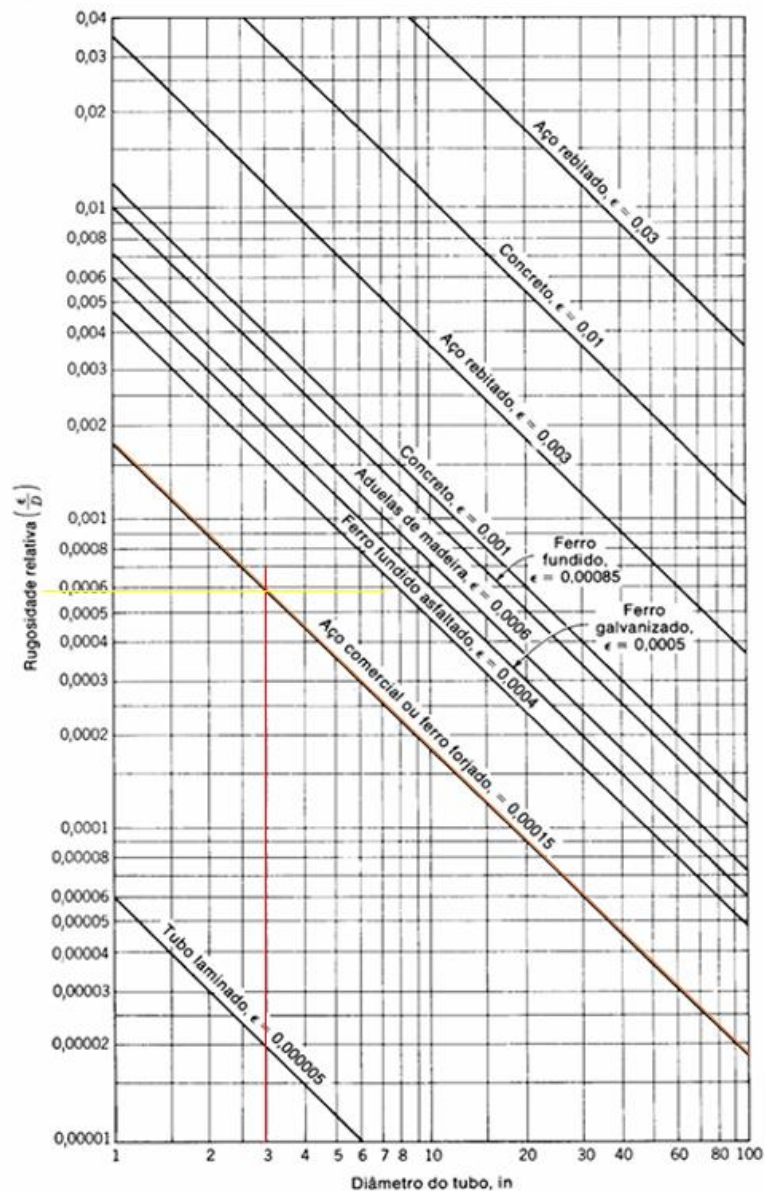
$$Nre = \frac{0,255 \text{ ft} \times 39,899 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 77,068 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,000469 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 1,68 \times 10^6 \text{ (Nre lebih dari 2100, maka aliran turbulen)}$$

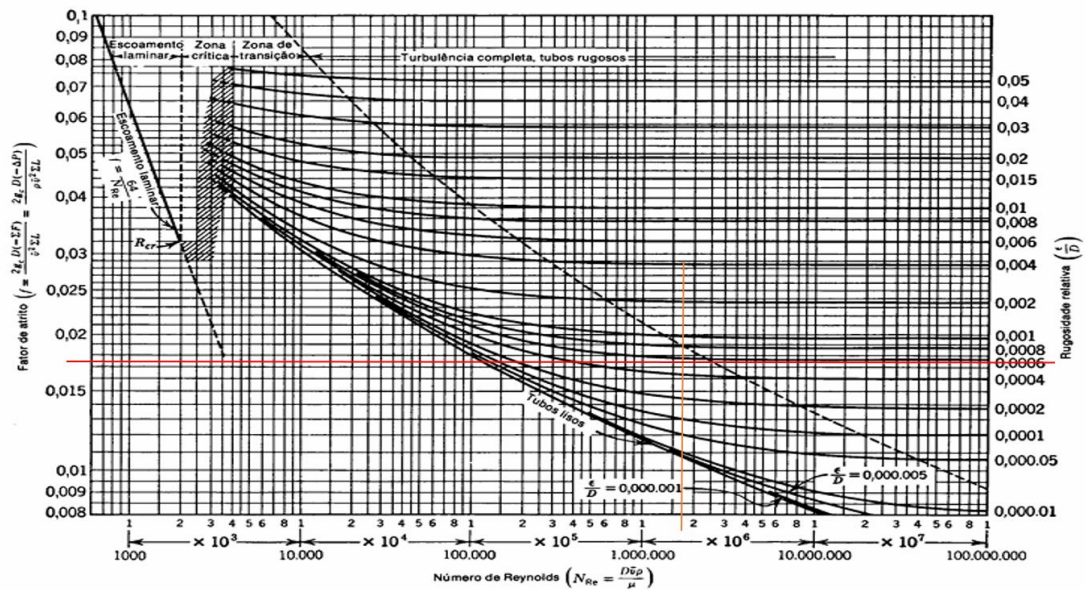
5. Menghitung Faktor Friksi dalam Pipa

Berdasarkan Appendix C-1 (Foust, Halaman 540) Pipa *commercial steel* dengan D nominal 3 in diperoleh $\epsilon/D = 0.00059$

lice C-1 Rugosidade relativa em função do diâmetro do tubo para tubos de diversos materiais (1 in = 2 [Moody, L. F., *Trans. ASME*, 66, pág. 671-84 (1944).])



Berdasarkan Appendix C-3 (Foust, 1980 Halaman 544), untuk nilai $N_{re} = 1.68E+06$, didapatkan $f = 0,00175$ (Foust, 1980)



6. Menghitung Panjang Pipa Ekuivalen

Berdasarkan Appendix C-2a sampai dengan C-2d (Foust, 1980) Halaman 541-543, panjang pipa ekuivalen tiap komponen adalah sebagai berikut.

Komponen	Jumlah	L/D	Le (ft)	Le Total (ft)
Pipa lurus horizontal	1	-	26,248	26,248
Pipa lurus vertikal	1	-	45,934	45,934
Elbow standar 90	3	30	7,67	23.01
Check valve	1	50	12,78	12,78333333
Globe valve (half open)	4	340	86,93	347,7066667
Gate valve	2	13	3,32	6,647333333
Sharped entrance (K=0.5)	1	28	7,16	7,158666667
Rounded exit (K=1.0)	1	56	14,32	14,31733333
Total			204,3616667	483,8053333

7. Menghitung Energi yang Hilang karena Gesekan

Energi yang hilang akibat gesekan dapat ditentukan melalui persamaan D'arch (*friction head*) berikut.

$$\Sigma f = \frac{f \times v^2 \times \Sigma Le}{2 \times gc \times ID}$$

Keterangan:

f	= faktor friksi	= 0,00175
v	= kecepatan linear fluida	= 39,899 ft/s
Le	= Panjang pipa ekuivalen	= 204,361 ft
gc	= Percepatan gravitasi	= 32,174 lbm.ft/lbf.s ²
ID	= diameter dalam pipa	= 0,255 ft

Sehingga

$$\Sigma f = \frac{0,00175 \times (39,899 \text{ ft/s})^2 \times 204,361 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \text{ lbm. ft/lbf. s}^2 \times 0,255 \text{ ft}}$$

$$\Sigma f = 34,606 \text{ f/lbm}$$

8. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa dapat ditentukan menggunakan persamaan Bernoulli

$$-Wf = \Delta z \left(\frac{g}{gc} \right) \left(\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} \right) \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) \Sigma f$$

Keterangan:

Δv	= beda kecepatan linear fluida (ft/h)
α	= faktor koreksi terhadap tenaga kinetik (ft/h ²)
gc	= percepatan gravitasi standar (lbm.ft/lbf.s ²)
ρ	= densitas fluida (lb/ft ³)
Σf	= total friksi pada sistem pemipaan (lbf.ft/lbm)
Δz	= beda elevasi (ft)
ΔP	= beda tekanan (lbf/ft ²)
Wf	= tenaga pompa (lbf.ft/lbm)

- Menghitung *Pressure Head*

Pressure head dapat dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$\text{Pressure head} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

Keterangan:

P1	= tekanan fluida masuk pompa	= 2 atm	= 4.232,44 lbf/ft ²
P2	= tekanan fluida keluar pompa	= 3,28 atm	= 6.941,20 lbf/ft ²
ρ	= densitas fluida	= 77,068 lb/ft ³	

Sehingga:

$$\text{Pressure head} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\text{Pressure head} = \frac{3,28 - 2}{77,068}$$

$$\text{Pressure head} = 35,147 \text{ lbf/lbm}$$

- Menghitung *static head*

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z \times g}{gc}$$

Asumsi:

$$Z1 = 1,5 \text{ m} = 4,92 \text{ ft}$$

$$Z2 = 6 \text{ m} = 19,68 \text{ ft}$$

Diketahui:

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

$$gc = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

Sehingga:

$$\text{Static head} = \frac{(19,68 - 4,92) \times 32,174}{32,174}$$

$$\text{Static head} = 14,768 \text{ ft}$$

- Menghitung *velocity head*

$$\text{velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha}$$

Diketahui:

$v1$ = kecepatan linear pada titik 1, berada pada pipa masuk menuju pompa

$v2$ = kecepatan linear pada titik 2, berada pada ujung pipa menuju vaporizer

$\alpha = 1$ (aliran turbulen)

Pipa memiliki diameter yang sama sehingga $v1=v2$, sehingga

$$\text{velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha}$$

$$\text{velocity head} = \frac{(0)^2}{2 \times 32,174 \times 1}$$

$$\text{velocity head} = 0$$

- Menghitung tenaga pompa per satuan Massa

$$-Wf = \Delta z \left(\frac{g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma f$$

$$-Wf = 84,517 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Menghitung BHP Teoritis

$$BHP_{teoritis} = \frac{Qf \times \rho \times (-Wf)}{550}$$

$$BHP_{teoritis} = \frac{0,222 \times 77,068 \times (84,517)}{550}$$

$$BHP_{teoritis} = 2,63 \text{ HP}$$

- Menghitung BHP Aktual

Berdasarkan Fig. 14-37 (Peters and Timmerhaus, 1991) halaman 520 didapat nilai efisiensi pompa 53%.

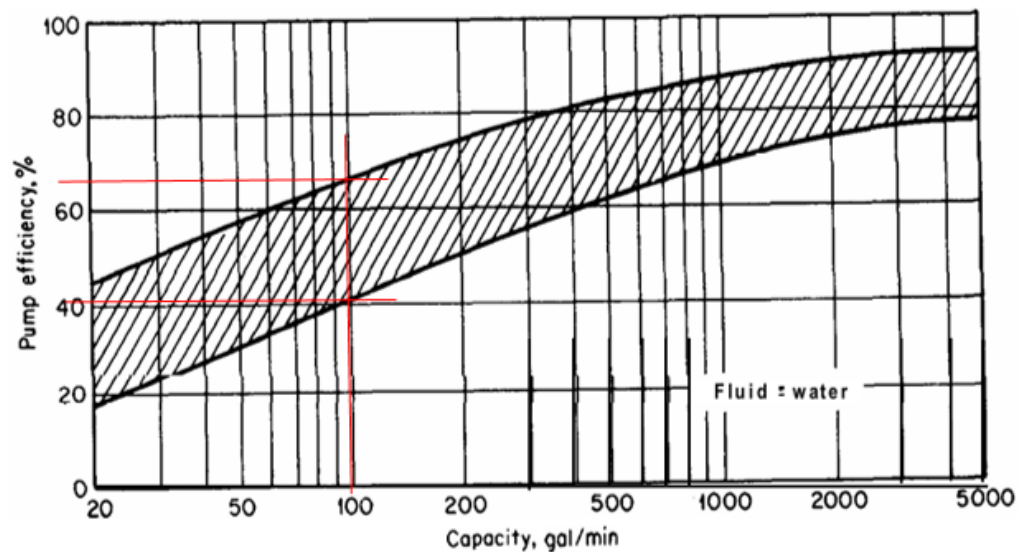


FIGURE 14-37
Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP_{actual} = \frac{BHP_{teoritis}}{eff}$$

$$BHP_{actual} = \frac{2,63 \text{ HP}}{0,53}$$

$$BHP_{actual} = 5,019 \text{ HP}$$

D. Menghitung Tenaga Motor

Berdasarkan fig.14-38 (Peters and Timmehaus, 1991) Halaman 521 dengan BHP actual = 5,019 HP. Didapat efisiensi motor = 84%

$$P_{motor} = \frac{BHP_{actual}}{eff}$$

$$P_{motor} = \frac{5,019}{0,84}$$

$$P_{motor} = 5,97 \text{ HP}$$

$$P_{motor} = 6 \text{ HP}$$

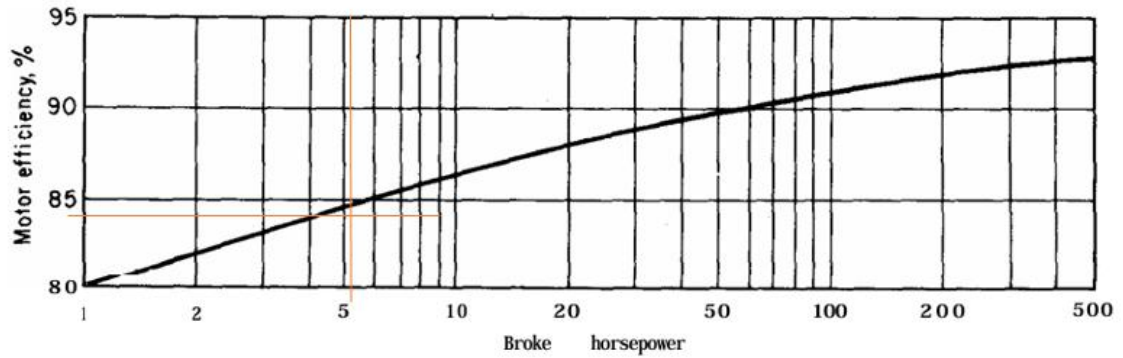
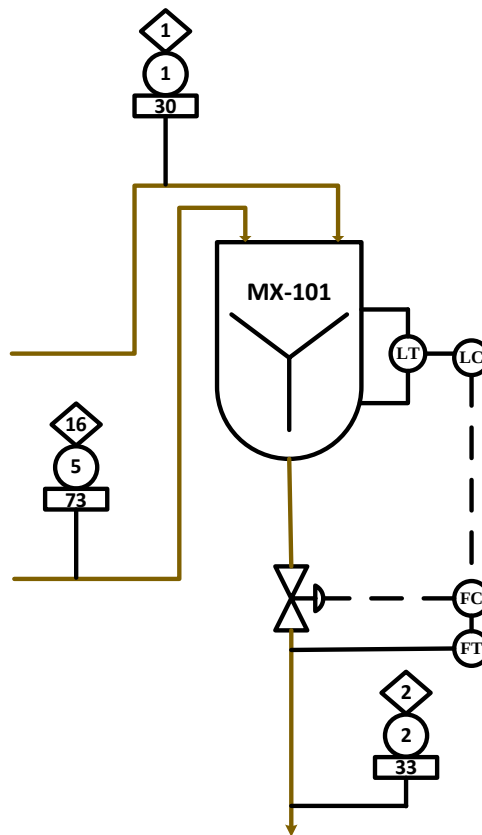


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

C.3 Mixer



Gambar C.3. Mixer

- Kode : MX-101
- Fungsi : Mencampur bahan baku EDC murni (aliran 1) dengan EDC *recycle*
- Tujuan Perancangan : 1. Menentukan bahan konstruksi mixer
2. Menentukan tipe pengaduk

3. Menghitung dimensi mixer
4. Menghitung power pengaduk

Data :

Input 1		
Aliran 1		
Laju Alir	25.454,54545	kg/jam
Suhu	30	°C
Tekanan	1	atm
Input 2		
Aliran 16		
Laju Alir	1.828,821	kg/jam
Suhu	73	°C
Tekanan	2	atm
Output		
Aliran 2		
Laju Alir	27.283,367	kg/jam
Suhu	32,8	°C
Tekanan	2	atm

Langkah Perancangan:

A. Penentuan Bahan Konstruksi Mixer

Dalam perancangan bahan konstruksi *mixer*, digunakan material yaitu *Austenitic Stainless Steel* 216 dengan pertimbangan sebagai berikut.

- Memiliki *Allowable working stress* yang tinggi yaitu 20.000 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu tinggi.
- Tahan terhadap korosi (*austenitic*) serta mudah untuk dibersihkan dan pilihan yang ekonomis dalam perbandingan biaya *life cycle*.

B. Penentuan Tipe Pengaduk

1. Menentukan Densitas Umpan

Perhitungan densitas campuran dihitung dengan rumus sebagai berikut.

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Keterangan:

ρ = Densitas (g/mL)

A, B, n = Koefisien regresi untuk komponen

T = Temperatur operasi (K)

T_c = Temperatur kritis (K)

Diketahui:

T input aliran 1 = 30°C = 303,15 K

Komp onen	BM	Alira	Alira	A	B	n	T _c
		n 1	n 1				
	kg/ mol	kg/ja m	kmol/ jam				
	98,	25.454	257,2	0,4	0,2	0,3	
EDC	959	,55	2	56	87	1	561
	62,			0,3	0,2	0,2	
VCM	499			48	7	71	432
	36,			0,4	0,2	0,3	324
HCl	416			41	69	18	,65
		25.454	257,2				
Total		,55	2				

Perhitungan:

Komponen	ρ g/mL	ξ	p. ξ g/mL
EDC	1,336088	1	1,336088
VCM	1,210644		
HCl	1,045917		
Total	3,592649	1	1,336088

Diketahui:

T input Aliran 16 = 432 C = 346,15 K

Komp onen	BM	Alira	Alira	A	B	n	T _c
		n 16	n 16				
	kg/m ol	kg/j am	kmol/ jam				

				0,	0,		
	98,	1.828,	18,48	45	28	0,	
EDC	959	821	06	6	7	31	561
				0,		0,	
	62,			34	0,	27	
VCM	499			8	27	1	432
				0,	0,	0,	
	36,			44	26	31	324
HCl	416			1	9	8	,65
		1.828,	18,48				
Total		821	06				

Perhitungan:

Komponen	ρ	ξ	$\rho.\xi$
n	g/ml		g/mL
	1,27306		
EDC	5	1	1,273065
	1,13582		
VCM	7		
	0,95609		
HCl	9		
Total	3,36499	1	1,273065

Densitas Campuran Aliran 1 dan Aliran 19:

Aliran	kmol/jam	ξ	ρ	$\rho.\xi$
n	m		g/mL	g/mL
Aliran 1	257,223	0,93296	1,33608	
	1	9	8	1,2465
Aliran 16		0,06703	1,27306	
	18,4806	1	5	0,0853
		275.703	2,60915	
Total	7		3	1,3319

$$\rho \text{ campuran} = 1,3319 \frac{g}{mL}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1.331,9 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho \text{ campuran} = 21.334,41 \text{ lb/ft}^3$$

2. Menentukan Viskositas Campuran

Viskositas campuran dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\log_{10} \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan:

μ = viskositas

A, B, C, D = koefisien regresi dari senyawa kimia

T = suhu (K)

T Input Aliran 1 = 30 °C = 303,15 K

Aliran						
Kompo nen	BM kg/m ol	1 kmol/j am	A	B	C	D
EDC	98,9	257,22	-	2,76E+ 02	-	1,41 E-06
	59		0,1 65		3,35 E-03	
	62,4		1,1 06		8,50 E-04	
VCM	99	0	-	2,15E+ 02	-	1,38 E-04
	36,4		1,5 15		3,07 E-03	
HCl	16	0	15	04	E-03	E-05
		257,22				
Total		31				

Perhitungan:

Komponen	μ cp	xi	$\mu \cdot xi$ g/cp
EDC	7,23E-01	1	7,23E-01

VCM	8,68E-14		
HCl	2,97E+62		
Total		1	7,23E-01

Diketahui:

T input Aliran 16 = 73 °C = 346,15 K

Aliran						
Kompo nen	BM kg/m ol	16 kmol/j am	A	B	C	D
			-		-	
	98,9		0,1	2,76E+	3,35	1,41
EDC	59	18,480	65	02	E-03	E-06
			-		-	-
	62,4		1,1	2,15E+	8,50	1,35
VCM	99		06	02	E-04	E-04
			-			-
	36,4		1,5	1,95E+	3,07	1,38
HCl	16		15	04	E-03	E-05
Total		18,480				

Perhitungan:

Kompone n	μ cp	ξ	$\mu.\xi$ g/cp
EDC	4,38E-01	1	4,38E-01
VCM	1,11E-17		
	1,69E+5		
HCl	4		
Total		1	4,38E-01

Viskositas Campuran Aliran 1 dan Aliran 16:

Aliran	kmol/jam	ξ	μ (cp)	$\mu.\xi$ (g/cp)
---------------	-----------------	-------------------------	------------------------------	------------------------------------

Aliran	257,223147	0,93296		
1	5	9	7,23E-01	6,74E-01
Aliran	18,4805966	0,06703		
16	5	1	4,38E-01	2,93E-02
	275,703744		1,1601564	
Total	2	1	9	7,03E-01

$$\mu \text{ Campuran} = 0,7cp$$

$$\mu \text{ Campuran} = 0,0007 \frac{Ns}{m^2}$$

$$\mu \text{ Campuran} = 1,7 \frac{lb}{ft \cdot h}$$

$$\mu \text{ Campuran} = 0,00047 \frac{lb}{ft \cdot s}$$

C. Menentukan Ukuran Tangki

1. Volume Tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 20\%$$

$$\text{Laju Alir Massa} = 27.283,367 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir Volume} = \frac{\text{Laju Alir massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$\text{Laju Alir Volume} = \frac{27.283,367 \frac{kg}{jam}}{1.331,86 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Laju Alir Volume} = 20,485 \frac{m^3}{jam}$$

$$\text{Volume Tangki} = 20,485 \frac{m^3}{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume Tangki} = 20,485 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Desain} = (1 + 0,2) \times (20,485) \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Desain} = 24,582 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Desain} = 80,650 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Desain} = 603,30 \text{ gal}$$

2. Tinggi Shell (Hs) dan Diameter (D) Tangki

$$\text{Asumsi Hs} = (5/2)D$$

$$V_{shell} = \frac{\pi D^2 H_s}{4}$$

$$V_{head} = 0,000049 D^3$$

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2 V_{head}$$

$$V_{tangki} = \frac{\pi D^2 H_s}{4} + 2 \times 0,000049 D^3$$

$$V_{tangki} = \frac{\pi D^2 (\frac{5}{2} D)}{4} 0,000098 D^3$$

$$V_{tangki} = \frac{5\pi D}{8} + 0,000098 D^3$$

$$24,582 m^3 = \frac{5\pi D}{8} + 0,000098 D^3$$

$$D^3 = 12,523 m^3$$

$$ID = (12,523)^{\frac{1}{3}} m$$

$$ID = 2,322 m$$

$$ID = 7,62 ft$$

$$ID = 91,43 in$$

$$r = \frac{ID}{2}$$

$$r = \frac{2,322}{2}$$

$$r = 1,16 m$$

$$r = 3,81 ft$$

$$r = 45,715 in$$

$$H_s = \frac{5}{2} ID$$

$$H_s = \frac{5}{2} \times 2,322 m$$

$$H_s = 5,80 m$$

$$H_s = 19,048 ft$$

$$H_s = 228,578 in$$

$$OD = ID_{shell} + (2 \times ts)$$

$$OD = 2,322 m + (2 ts)$$

3. Tebal Shell

Bahan tangki yang digunakan adalah *Austenitic stainless steel 316*

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension (Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres- For Metal Temperatures												
Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	-20 to						
						100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr—12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

Berdasarkan tabel tersebut, spesifikasi material mixer yaitu sebagai berikut:

Stress value of material (S) = 18.750 psi

Joint efficiency (E) = 1 in

Corrosion Allowance (C) = 0,125 in

Jari-jari tangki (r) = 45,716 in

Menghitung Tekanan Desain:

$$P_{desain} = S \frac{(H-1)}{144} \text{ (Persamaan 3.17 Brownell, 1959)}$$

$$P_{desain} = 18.750 \text{ psi} \times \frac{(5,806 - 1)}{144}$$

$$P_{desain} = 625,768 \text{ psi}$$

$$P_{desain} = 42,5808 \text{ atm}$$

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{Pr}{SE - 0,6P} + C$$

$$ts = \frac{625,768 \times 45,716}{(18.750 \times 1) - (0,6 \times 625,768)} + 0,125$$

$$ts = 1,68192 \text{ in}$$

$$ts \text{ standar} = 2 \text{ in}$$

$$ts = 0,0508 \text{ m}$$

P maksimum shell:

$$P_{maksimum \text{ shell}} = \frac{SE t}{r + 0,6 t}$$

$$P_{maksimum \text{ shell}} = \frac{18.750 \times 1 \times 2 \text{ in}}{45,716 \text{ in} + (0,6 \times 2 \text{ in})}$$

$$P \text{ maksimum shell} = 799,301 \text{ psi}$$

$$P \text{ maksimum shell} = 54,3892 \text{ atm}$$

$$OD = 2,322 \text{ m} + (2 \times 0,0508)$$

$$OD = 2,42396 \text{ m}$$

$$OD = 95,43 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 96 \text{ in}$$

4. Tebal Head dan Bottom

$$th = \frac{(0,885 P OD)}{SE - 0,1P} + C \text{ (Walas, 2012 Tabel 18.3 p.625)}$$

$$th = \frac{0,885 \times 799,3 \times 95,43 \text{ in}}{18.750 \times 1 - (0,1 \times 799,3)} + 0,125$$

$$th = 0,1968 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 dan 5.7 Brownell (1959), dipilih:

$$th \text{ standar} = 0,3125 \text{ in}$$

$$th = 0,00793 \text{ m}$$

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}-2$	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-2\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}-4$	$2\frac{5}{8}$

5. Dimensi Head and Bottom

Menghitung panjang AC:

Menggunakan Teorema *Pythagoras*,

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = \sqrt{(90,125)^2 - (39,84)^2}$$

$$AC = \sqrt{6535,23}$$

$$AC = 80,84 \text{ in}$$

Menghitung nilai b:

$$b = OD - AC$$

$$b = 96 - 80,84$$

$$b = 15,16 \text{ in}$$

$$b = 12,22077167 \text{ in}$$

Menghitung jarak OA:

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 0,315 + 12,22077167 + 3$$

$$OA = 18,471 \text{ in}$$

$$OA = 0,469 \text{ m}$$

Menghitung tinggi total tangki:

Tinggi total tangki dihitung sebagai penjumlahan tinggi silinder dengan tinggi head.

Tinggi Tangki = Tinggi Silinder + 2 × Tinggi Head

$$\text{Tinggi Tangki} = 228,578 + 36,94$$

$$\text{Tinggi Tangki} = 265,521 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Tangki} = 6,744 \text{ m}$$

6. Ketinggian Cairan

$$V_{\text{mixer}} = (V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{head}}) D^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,000098 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{shell}} = 24,58 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} = \frac{1}{4\pi} \times D^3$$

$$A_{\text{shell}} = 0,07961 \times D^3$$

$$A_{\text{shell}} = 0,997 \text{ m}^2$$

$$Z_{shell} = \frac{4 \times V_{shell}}{\pi \times ID^2}$$

$$Z_{shell} = \frac{4 \times 24,58 \text{ m}^3}{3,14 \times (2,323 \text{ m})^2}$$

$$Z_{shell} = 5,806 \text{ m}$$

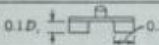
$$Z_{total} (ZL) = OA + Z_{shell}$$

$$Z_{total} = 0,469 \text{ m} + 5,806 \text{ m}$$

$$Z_{total} = 6,275 \text{ m}$$

7. Jenis Pengaduk

Berdasarkan nilai viskositas campuran dan volume tangki, dipilih jenis pengaduk *Flat Blade Turbine (Rushton Turbine)*.

Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles No. w/D_i	No.	Ref.	Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles No. w/D_i	No.	Ref.
Impeller with 2 blades. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.17	1	7	Paddle with 2 blades. 	4.35	4.3	0.29	3 0.11	8	3
as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	2	7	Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0	16	2
as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.04	4	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0	20	4
as No. 1. $a = 1, b = 40$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	14*	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	10	7
Impeller with 6 curved blades.  sizes same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	3	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$.	1.1	0.5	0.19	0	29	10
Impeller with 6 arrowhead blades.  sizes same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	5	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$.	1.1	0.4	0.10	0	29	10
Marine turbine with 3 blades and deflector ring. 				0	7	9	Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	15	7
Marine turbine with 6 blades and blade deflector ring.	2.4	0.74	0.9	0	11	6	Same as No. 15. $a = 1.7, b = 18$.	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	21*	7
Same as No. 11, but not identical.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	12	7	Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$.	16			3 0.05	18	5
Same as No. 12, but no deflector ring.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	13	7	Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$.	9.6			3 0.06	23	5
Marine turbine with 8 blades 1° angle. See No. 17.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	9	7	Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$, $a = 2.3, b = 18$.	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	0	27*	7
Marine turbine with 4 blades 60° angle. 	3	3	0.50	0	17	2	Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i$, $a = 0, b = 18$.	4.5	2.7-3.9	0.75-1.3	0	25*	7
Marine turbine with 4 blades 5° angle. See No. 17.	5.2	5.2	0.87	0	19	2	Same as No. 15, but pitch = D_i .	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4 0.10	24	7
Same as No. 19.	2.4-3.0	2.4-3.0	0.4-0.5	0	22	2	Same as No. 15, but pitch = D_i , $a = 2.1, b = 18$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	26*	7
Impeller with 2 blades. 	2.5	2.5	0.75	4 0.25	6	1	Same as No. 15, but pitch = D_i .	3.8	3.5	1.0	0	28	8

Tabel rasi Dimensi Pengaduk:

Dimensi	Rasio	Ukuran
Diameter Impeller	D_t/D_i	3
Letak Impeller	Z_i/D_t	0.333333
Jumlah Baffle	R	4
Lebar Baffle	W_b/D_t	0.083333

Tinggi cairan	Hi/Dt	0.9-1.3
Lebar Blade	W/Di	0.2
Panjang Blade	L/Di	0.25

Tabel Dimensi Pengaduk:

Dimensi	Simbol	Ukuran (m)
Diameter tangki	Dt	2.322359
Diameter Impeller	Di	0.77412
Tangki Agitator	Zi	0.77412
Lebar Baffle	Wb	0.19353
Lebar Blade	W	0.464472
Panjang Blade	L	0.58059

8. Kecepatan Pengaduk

Untuk menentukan kecepatan rotasi pengaduk, digunakan persamaan:

$$N = \frac{n}{\pi \times Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}}$$

Di mana:

N = Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

DI = Diamater pengaduk (m)

n = 1.150 rpm (dari grafik di bawah)

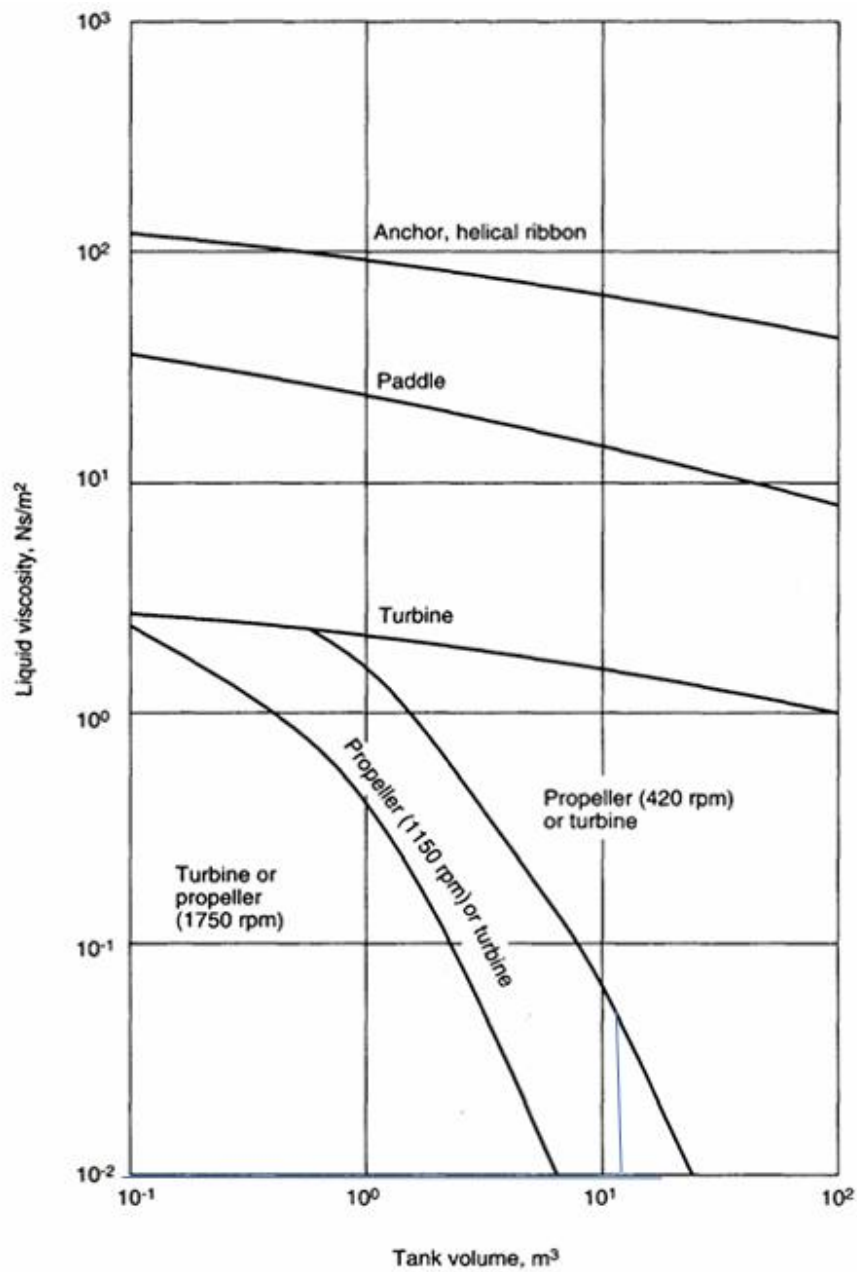


Figure 10.57. Agitator selection guide

WELH = Water equivalent height

$WELH = ZL \times \text{specific gravity}$

$$\text{specific gravity} = \frac{\rho_{\text{objek}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$\text{specific gravity} = \frac{1,3318 \frac{g}{mL}}{1 \frac{g}{mL}}$$

$$sg = 1,3318$$

$$WELH = 6,257 \text{ m} \times 1,3318$$

$$WELH = 8,357$$

$$N = \frac{1150}{\pi \times Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}}$$

Di dalam satuan ft, maka:

$$N = 184.974 \text{ rpm}$$

Menurut Walas 1993 p.288,

$$N \text{ standar} = 190 \text{ rpm}$$

9. Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah Pengaduk} = WELH/Dt$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 8,357/2.322359$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 3,598$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jarak antar pengaduk} = 1,5 \times Di$$

$$\text{Jarak antar pengaduk} = 1,5 \times 0,774 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antar pengaduk} = 1,16 \text{ m}$$

10. Power Pengadukan

Menentukan Bilangan reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times DI^2}{\mu}$$

Keterangan:

NRe = Bilangan Reynold

ρ = Massa Jenis cairan (kg/m^3)

N = Kecepatan pengadukan (rps)

DI = Diameter pengadukan (m)

μ = Viskositas cairan (kg/m.s)

$$NRe = \frac{\rho \times N \times DI^2}{\mu}$$

$$NRe = \frac{1.331,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(\frac{190 \text{ rpm}}{60}\right) \text{ rps} \times 0,774^2}{0,000703 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$NRe = 3,59 \times 10^6$$

Karena $NRe > 2100$ maka aliran tubulan

Untuk menghitung Power pengaduk digunakan persamaan,

$$Pa = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan:

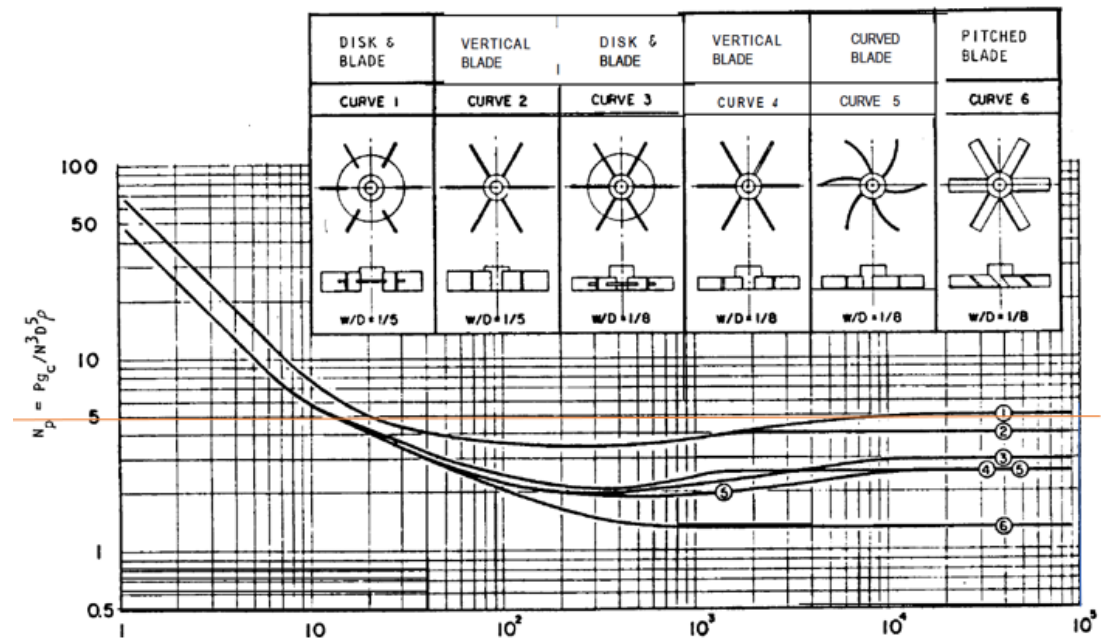
Pa = Power pengaduk (W)

Np = Power number

ρ = Massa Jenis cairan (kg/m³)

N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter pengaduk (m)



Berdasarkan grafik tersebut, Np yang digunakan adalah = 5, maka

$$Pa = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

$$Pa = 5 \times 1331,86 \times \left(\frac{190}{60}\right)^3 \times (0,77412)^5$$

$$Pa = 58.786 \text{ W}$$

$$Pa = 78,83 \text{ HP}$$

Jika efisiensi motor pengaduk adalah 75%, maka

$$\text{Power aktual} = Pa / 75\%$$

$$\text{Power aktual} = 78,83 / 0,75$$

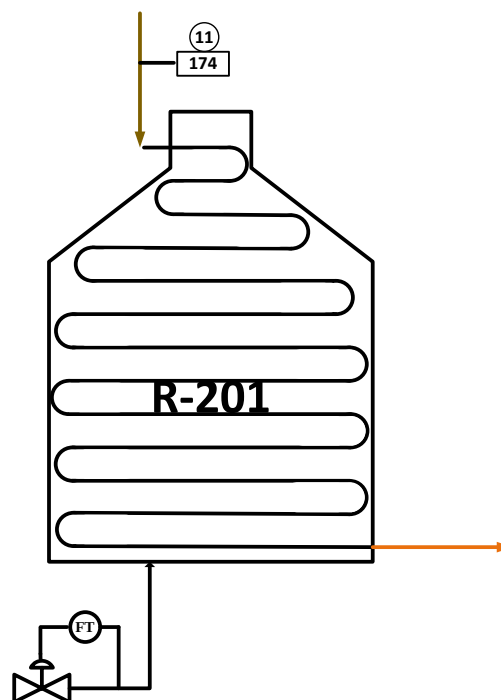
$$P = 105,11 \text{ HP}$$

Motor Ratings

Horsepower, the most important rating of a motor, represents the motor's power output. Standard horsepowers have been specified by NEMA as $\frac{1}{20}$, $\frac{1}{12}$, $\frac{1}{8}$, $\frac{1}{6}$, $\frac{1}{4}$, $\frac{1}{3}$, $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 60, 75, 100, 125, 150, and 200. (In the fractional sizes $\frac{1}{4}$, $\frac{1}{2}$, and $\frac{3}{4}$ are the most common.) In addition, the motor speed in rpm at full load and various percentages of full load, the voltage, full-load amperage, number of phases, and frequency of alternating current should also be stated.

Maka, Power standar = 125 HP

C.4 Reaktor



Gambar C.4. Plug Flow Reactor

Kode	: R-201
Fungsi	: Sebagai tempat terjadinya reaksi porolisis (<i>thermal cracking</i>) Ethylene Dichloride (EDC) menjadi produk utama vinyl Chloride Monomer (VCM) dan produk samping asam klorida (HCl)
Tujuan Perancangan	: 1. Menentukan Jenis reaktor 2. Menentukan Bahan konstruksi Reaktor 3. Menentukan Dimensi Konstruksi Reaktor
Data	: T input = 446,86 K = 173,86 C

$$T_{\text{Output}} = 803 \text{ K} = 530 \text{ C}$$

$$P_{\text{input}} = 11 \text{ atm}$$

$$P_{\text{output}} = 18 \text{ atm}$$

Langkah Perancangan:

A. Menentukan Jenis Reaktor

Jenis reaktor yang digunakan adalah *plug flow reactor multitubular* yang dilengkapi *coil* pemanas. Pertimbangan pemilihan jenis reaktor PFR adalah sebagai berikut.

- Reaksi *Cracking* terjadi pada fase gas
- Reaksi *Cracking* terjadi pada suhu tinggi (450 – 550 °C)
- Reaksi berlangsung tanpa menggunakan katalis (*non-catalytic*)
- Reaksi berlangsung secara endotermis, sehingga memerlukan pemanas *coil*

B. Menentukan Bahan Konstruksi reaktor

Dalam perancangan bahan konstruksi reaktor digunakan *Austenitic Stainless steel 316* dengan pertimbangan sebagai berikut.

- Memiliki *allowable working stress* yang tinggi yaitu sekitar 20.000 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu yang tinggi.
- Tahan terhadap korosi, mudah dibersihkan dan ekonomis dalam perbandingan biaya *life cycle*.
- Bahan tergolong ringan namun memiliki kekuatan yang baik.

C. Menentukan Dimensi Reaktor

Reaksi pirolisis EDC menjadi VCM terjadi pada suhu 530 °C dan tekanan 18 atm. Selektivitas VCM sebesar 99% dengan konversi 55%. Pipa yang dipilih memiliki nominal 4 inch. Untuk mendapatkan konversi sekitar 55-65%. Berikut merupakan Dimensi pipa yang dipilih berdasarkan standar dari Brownell (1959).

Item 1. Dimensions of Seamless and Welded Steel Pipe

Nominal Pipe Size	Outside Diam.	Nominal Wall Thickness for														XX Strong
		Sched. 5*	Sched. 10†	Sched. 20	Sched. 30	Stand- ard‡	Sched. 40	Sched. 60	Extra Strong‡	Sched. 80	Sched. 100	Sched. 120	Sched. 140	Sched. 160		
½	0.405	...	0.049	...	...	0.068	0.068	...	0.095	0.095	...	...	...	...	...	
¾	0.540	...	0.065	...	...	0.088	0.088	...	0.119	0.119	...	...	...	...	...	
1	0.675	...	0.065	...	...	0.091	0.091	...	0.126	0.126	...	...	...	...	...	
1½	0.840	...	0.083	...	...	0.109	0.109	...	0.147	0.147	...	...	...	0.187	0.294	
2	1.050	0.065	0.083	...	...	0.113	0.113	...	0.154	0.154	...	...	...	0.218	0.308	
2½	1.315	0.065	0.109	...	...	0.133	0.133	...	0.179	0.179	...	...	...	0.250	0.358	
3	1.660	0.065	0.109	...	...	0.140	0.140	...	0.191	0.191	...	...	...	0.250	0.382	
3½	1.900	0.065	0.109	...	...	0.145	0.145	...	0.200	0.200	...	...	...	0.281	0.400	
4	2.375	0.065	0.109	...	...	0.154	0.154	...	0.218	0.218	...	...	...	0.343	0.436	
4½	2.875	0.083	0.120	...	...	0.203	0.203	...	0.276	0.276	...	...	...	0.375	0.552	
5	3.5	0.083	0.120	...	...	0.216	0.216	...	0.300	0.300	...	...	...	0.438	0.600	
5½	4.0	0.083	0.120	...	...	0.226	0.226	...	0.318	0.318	...	...	...	...	...	
6	4.5	0.083	0.120	...	...	0.237	0.237	...	0.337	0.337	...	0.438	...	0.531	0.674	
6½	5.363	0.109	0.134	...	...	0.258	0.258	...	0.375	0.375	...	0.500	...	0.625	0.750	
8	6.625	0.109	0.134	...	...	0.280	0.280	...	0.432	0.432	...	0.562	...	0.718	0.864	
10	8.625	0.109	0.148	0.250	0.277	0.322	0.322	0.406	0.500	0.500	0.593	0.718	0.812	0.906	0.875	
12	10.75	0.134	0.165	0.250	0.307	0.365	0.365	0.500	0.500	0.593	0.718	0.843	1.000	1.125	...	
14 OD	12.75	0.165	0.180	0.250	0.330	0.375	0.406	0.562	0.500	0.687	0.843	1.000	1.125	1.312	...	
16 OD	14.0	...	0.250	0.312	0.375	0.375	0.438	0.593	0.500	0.750	0.937	1.093	1.250	1.406	...	
18 OD	16.0	...	0.250	0.312	0.375	0.375	0.500	0.656	0.500	0.843	1.031	1.218	1.438	1.593	...	
20 OD	18.0	...	0.250	0.312	0.438	0.375	0.562	0.750	0.500	0.937	1.156	1.375	1.562	1.781	...	
22 OD	20.0	...	0.250	0.375	0.500	0.375	0.593	0.812	0.500	1.031	1.281	1.500	1.750	1.968	...	
24 OD	22.0	...	0.250	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
26 OD	24.0	...	0.250	0.375	0.562	0.375	0.687	0.968	0.500	1.218	1.531	1.812	2.062	2.343	...	
30 OD	26.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
34 OD	30.0	...	0.312	0.500	0.625	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
36 OD	34.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
42 OD	36.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	
48 OD	42.0	...	...	...	...	0.375	...	...	0.500	...	...	...	...	...	...	

Nominal pipe size = 4 in = 0,1016 m

Tebal dinding = Sch. 40 = 0,237 in

Inside diameter (ID) = 4,026 in = 0,10226 m

Outside diameter (OD) = 4,5 in = 0,37485 ft

Komponen	BM (kg/kmol)	Input	Output
		A2	A3
EDC	99	27.283,36682	12.277,51507
VCM	62,5		9.473,391256
HCl	36,46		5.532,460494
Jumlah		27.283,36682	27.283,36682

Berdasarkan neraca massa, didapat:

FA0 = 27.283,366 kg/jam

= 60.149,456 lb/jam

= 16,708 lb/s

1. Menentukan Jumlah Coil Reaktor

Kecepatan massa total pada furnace (Gs total):

$$Gs = \frac{FA0}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \left(\frac{ID}{12}\right)^2}$$

Untuk menghasilkan konversi yang diinginkan G_s pada coil yaitu sekitar 22 – 25 lb/ft²s.

Maka dari itu dipilih jumlah coil = 8 buah, di mana menghasilkan:

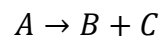
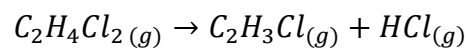
$$G_s = \frac{16,708}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \left(\frac{4,026}{12}\right)^2}$$

$$G_s/\text{coil} = (189,09 \text{ lb/ft}^2.\text{s})/8 \text{ buah}$$

$$G_s/\text{coil} = 23,686 \text{ lb/ft}^2.\text{s}$$

2. Perhitungan Panjang Reaktor

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



$$\text{Nilai } k = 5,92E-03$$

- Mol Balance dalam keadaan *steady state*

Laju Alir A masuk – Laju alir keluar

+ Laju perubahan A dalam sistem = Laju akumulasi A sistem

$$FA_0 - FA + rAV = \frac{dNA}{dT}$$

$$FA_0 - FA + rAV = 0$$

$$FA_0 - FA_0(1 - x_A) = -rAV$$

$$\frac{dx_A}{dV} = \frac{-r_A}{FA_0}$$

- *Rate law*

$$-r_A = k_1 \times C_A$$

- Stoikiometri

$$-C_A = \frac{CA_0(1 - x_A)P_{T0}}{(1 + \varepsilon x_A)P_0 T}$$

$$\varepsilon = 1(1 + 1 - 1) = 1$$

Karena berlangsung pada fase gas, maka pressure drop dapat diabaikan, sehingga:

$$\frac{dx_A}{dV} = \frac{-r_A}{FA_0}$$

$$\frac{dx_A}{dV} = \frac{1}{FA_0} \frac{k_1 CA_0(1 - x_A) T_0}{(1 + x_A) T}$$

$$\frac{dx_A}{dV} = \frac{k_1 C_{A0}(1 - x_A) T_0}{v_0 (1 + x_A) T}$$

Keterangan:

x_A = konversi reaktan

Z = panjang reaktor (m)

k_1 = konstanta laju reaksi

V_0 = laju alir volumetrik reaktan yang masuk ke reaktor (m³/s)

P_0 = tekanan reaktan masuk reaktor (atm)

P = tekanan reaksi (atm)

T_0 = temperatur reaktan masuk reaktor (K)

T = temperatur reaksi (K)

A = luas penampang pipa reaktor (m²)

- Neraca panas

Persamaan neraca panas pada reaktor dinyatakan sebagai berikut:

$$Q - F_{A0} \int_{T_0}^T \sum \theta_i C_{pi} dT - \left[\Delta H_{RX}^\circ(T_R) + \int_{T_R}^T \Delta C_p dT \right] F_{A0} X = 0$$

$$\frac{dQ}{dV} - [F_{A0}(\sum \theta_i C_{pi} + X \Delta C_p)] \frac{dT}{dV} - \left[\Delta H_{RX}^\circ(T_R) + \int_{T_R}^T \Delta C_p dT \right] F_{A0} \frac{dX}{dV} = 0$$

$$\frac{dQ}{dV} = Ua(T_a - T)$$

$$\frac{dT}{dV} = \frac{Ua(T_a - T) + (-r_A)(\Delta H_{RX}^\circ(T))}{F_{A0}(\sum \theta_i C_{pi} + X \Delta C_p)}$$

$$\frac{dT}{dV} = \frac{Ua(T_a - T) + (-r_A)(\Delta H_{RX}^\circ(T))}{F_{A0}(C_{pA} + X \Delta C_p)}$$

Keterangan:

Q = laju perpindahan panas (J/s).

F_{A0} = laju alir molar reaktan A yang masuk ke reaktor (mol/s).

T_0 = temperatur reaktan pada inlet reaktor (K).

T = temperatur reaksi di dalam reaktor (K).

T_R = temperatur referensi (K).

T_a = temperatur media pemanas (*heat transfer medium*) (K).

V = volume reaktor (m³).

U = *overall heat transfer coefficient* (J/m²·s·K).

a = luas perpindahan panas per satuan volume reaktor (m²/m³ atau 1/m).

θ_i = rasio mol komponen ke- i terhadap reaktan A pada kondisi awal.

C_{pi} = kapasitas panas komponen ke- i (J/mol·K).

C_{pA} = kapasitas panas reaktan A (J/mol·K).

ΔC_p = perubahan kapasitas panas akibat reaksi (J/mol·K).

ΔH_{RX}° = panas reaksi standar pada temperatur (kJ/mol).

r_A = laju reaksi reaktan A (mol/m³·s).

X = konversi reaktan.

- Perhitungan parameter Mol Balance

$$FA0 = 275,5895 \text{ kmol/jam}$$

Direncanakan jumlah cpil sebanyak 8, maka laju alir dalam coil adalah,

$$FA0 = 275,4895/8$$

$$FA0 = 34,448 \text{ kmol/jam}$$

$$= 9,57 \text{ mol/s}$$

$$CA0 = \frac{P0}{RT0}$$

$$CA0 = \frac{11 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{L} \cdot \text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 446,86 \text{ K}}$$

$$CA0 = 0,2998 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$CA0 = 0,2998 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

$$CA0 = 299,8 \text{ mol/m}^3$$

$$v0 = \frac{FA0}{CA0}$$

$$v0 = \frac{34,448 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{0,2998 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}}$$

$$v0 = 114,89 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$v0 = 0,0319 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

- Perhitungan Parameter Neraca Panas

a. (ΔH_{RX})

Panas reaksi pada temperatur operasi dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta H_{RX}^{\circ}(T) = \Delta H_{RX}^{\circ}(T_R) + \Delta\alpha(T - T_R) + \frac{\Delta\beta}{2}(T^2 - T_R^2) + \frac{\Delta\gamma}{3}(T^3 - T_R^3)$$

dengan:

$\Delta H_{RX}^{\circ}(T)$ = panas reaksi pada temperatur operasi T (kJ/mol).

$\Delta H_{RX}^{\circ}(T_R)$ = temperatur referensi, yaitu 298 K (kJ/mol).

$\Delta\alpha$, $\Delta\beta$, dan $\Delta\gamma$ = selisih konstanta kapasitas panas

T = temperatur operasi (K).

T_R = temperatur referensi (298 K).

Nilai panas pembentukan standar masing-masing komponen pada temperatur referensi 298 K adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_f^{\circ}(\text{EDC}) = -129,91 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ}(\text{VCM}) = 28,45 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ}(\text{HCl}) = -92,30 \text{ kJ/mol}$$

Sehingga panas reaksi standar pada temperatur referensi dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta H_{RX}^{\circ}(T_R) = \sum \Delta H_f^{\circ}(\text{produk}) - \sum \Delta H_f^{\circ}(\text{reaktan})$$

$$\Delta H_{RX}^{\circ}(T_R) = [28,45 + (-92,30)] - (-129,91)$$

$$\Delta H_{RX}^{\circ}(T_R) = 66,06 \text{ kJ/mol}$$

b. ΔC_p

Komp.	A (α)	B (β)	C (γ)	D	E
EDC	37,275	1.44E-01	1.04E-05	-7.83E-11	2.89E-11
VCM	17,193	1.46E-01	-6.43E-05	-3.24E-09	6.79E-12
HCl	29,244	-1.26E-03	1.12E-06	4.97E-09	-2.05E-12
H ₂ O	33,933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12

Perubahan konstanta kapasitas panas untuk reaksi dihitung berdasarkan selisih konstanta kapasitas panas antara produk dan reaktan.

Nilai $\Delta\alpha$ dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta\alpha = \alpha_{VCM} + \alpha_{HCl} - \alpha_{EDC}$$

$$\Delta\alpha = 9,162$$

$$\Delta\beta = \beta_{VCM} + \beta_{HCl} - \beta_{EDC}$$

$$\Delta\beta = 7,40 \times 10^{-4}$$

$$\Delta\gamma = \gamma_{VCM} + \gamma_{HCl} - \gamma_{EDC}$$

$$\Delta\gamma = -7,36 \times 10^{-5}$$

c. *Overall heat coefficient*

Reaktor yang dirancang merupakan reaktor multitubular dengan media reaksi berupa gas bertekanan tinggi. Berdasarkan literatur, nilai overall heat transfer coefficient (U) untuk kondisi tersebut berada pada rentang 200–400 W/m²·K. Untuk memperoleh laju perpindahan panas yang optimum, dipilih nilai: $U = 400 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

Luas perpindahan panas per satuan volume dihitung menggunakan persamaan:

$$a = \frac{4}{D}$$

dengan:

a = luas perpindahan panas per satuan volume (1/m)

D = diameter dalam pipa reaktor (m)

Sehingga diperoleh:

$$a = \frac{4}{0,1007}$$

$$a = 39,3700787 \text{ m}^{-1}$$

Nilai *overall heat transfer coefficient* kemudian dikombinasikan dengan luas perpindahan panas per satuan volume sehingga diperoleh nilai Ua sebagai berikut.

$$Ua = U \times a$$

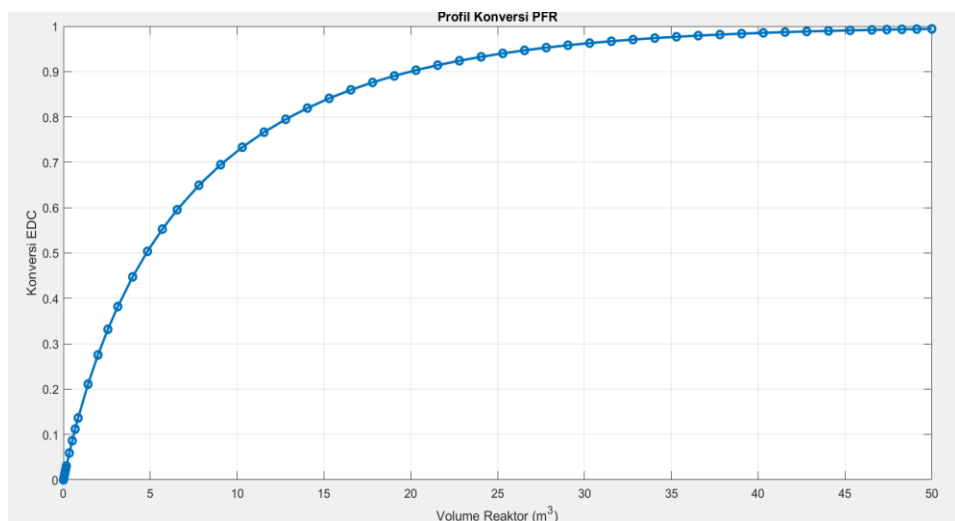
$$Ua = 400 \times 39,3700787$$

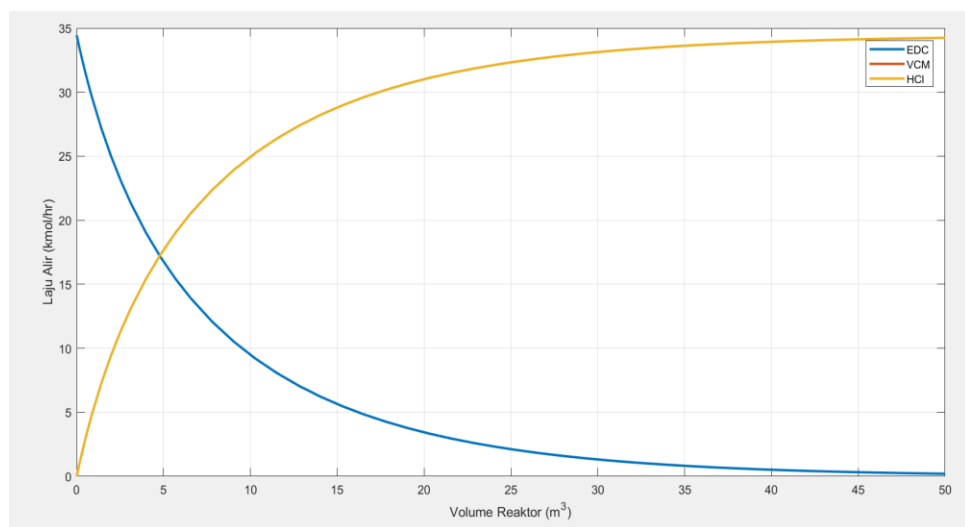
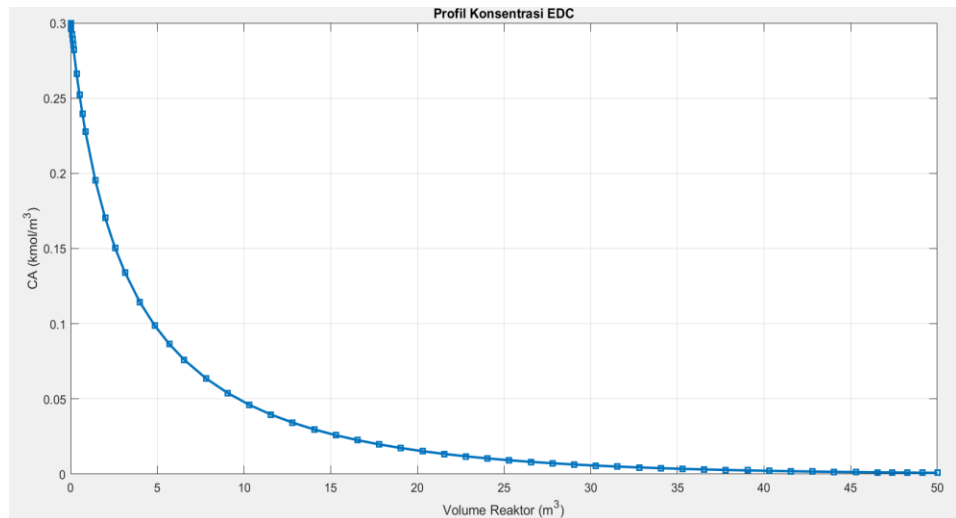
$$Ua = 15.748,0315 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$$

$$Ua = 15.748,0315 \text{ J/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

- d. Perhitungan panjang reaktor yang diselesaikan menggunakan metode ODE45 melalui simulasi aplikasi Matlab R2017a, dengan hasil sebagai berikut,

Volume_m3	Conversion	FEDC_kmolhr	FVCM_kmolhr	FHCl_kmolhr	VolFlow_m3hr	CA_kmolm3
0	0	34.449	0	0	114.89	0.29983
0.00027083	5.0235e-05	34.447	0.0017305	0.0017305	114.9	0.2998
0.00054167	0.00010047	34.445	0.0034609	0.0034609	114.91	0.29977
0.0008125	0.00015069	34.443	0.0051911	0.0051911	114.91	0.29974
0.0010833	0.00020091	34.442	0.0069211	0.0069211	114.92	0.29971
0.0024375	0.00045194	34.433	0.015569	0.015569	114.95	0.29956
0.0037917	0.00070283	34.424	0.024212	0.024212	114.97	0.29941
0.0051458	0.00095361	34.416	0.03285	0.03285	115	0.29926
0.0065	0.0012043	34.407	0.041485	0.041485	115.03	0.29911
0.013271	0.0024556	34.364	0.084592	0.084592	115.18	0.29836
0.020042	0.0037038	34.321	0.12759	0.12759	115.32	0.29762
0.026812	0.004949	34.278	0.17048	0.17048	115.46	0.29688
0.033583	0.006191	34.235	0.21327	0.21327	115.6	0.29614
0.067437	0.012355	34.023	0.42562	0.42562	116.31	0.29251
0.10129	0.018444	33.813	0.63539	0.63539	117.01	0.28897
0.13515	0.02446	33.606	0.84263	0.84263	117.7	0.28551
0.169	0.030405	33.401	1.0474	1.0474	118.39	0.28214
0.33827	0.05911	32.412	2.0362	2.0362	121.68	0.26636
0.50754	0.086249	31.477	2.9712	2.9712	124.8	0.25222
0.67681	0.11198	30.591	3.8576	3.8576	127.76	0.23944
0.84608	0.13644	29.748	4.7001	4.7001	130.57	0.22784
1.417	0.21096	27.181	7.2674	7.2674	139.13	0.19536
1.9879	0.27535	24.963	9.4855	9.4855	146.53	0.17036
2.5588	0.33181	23.018	11.43	11.43	153.02	0.15043
3.1297	0.38194	21.291	13.157	13.157	158.78	0.13409
3.9846	0.4475	19.033	15.416	15.416	166.31	0.11444
4.8395	0.50377	17.094	17.354	17.354	172.77	0.098941
5.6945	0.55262	15.412	19.037	19.037	178.39	0.086396





$$\begin{aligned}
 \text{Volume hasil simulasi} &= 5,6945 \text{ m}^3 \\
 &= 5,6945 \times 8 \text{ coil} \\
 &= 45,556 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung *space time*:

Waktu tinggal (*space time*) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\tau = \frac{\text{volume reaktor}}{v_0}$$

$$\tau = \frac{5,69 \text{ m}^3}{0,031915 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}$$

$$\tau = 178,427 \text{ s}$$

Menghitung panjang reaktor:

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 L$$

$$L = \frac{V_{reactor}}{\frac{1}{4}\pi \times D^2}$$

$$L_{coil} = \frac{5,6945 \text{ m}^3}{\left(\frac{1}{4} \times 3,14\right) \times ((0,1 \text{ m})^2)}$$

$$L = 693,69 \text{ m}$$

3. Perancangan Furnace

a. Laju Alir

Laju alir massa gas yang masuk ke furnace diketahui sebesar:

$$\dot{m} = 27.283,36682 \text{ kg/jam}$$

$$\dot{n} = \frac{\dot{m}}{MW}$$

dengan:

$$\dot{n} = \text{laju alir mol (kmol/jam)}$$

$$\dot{m} = \text{laju alir massa (kg/jam)}$$

$$MW = \text{berat molekul EDC} = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

Sehingga diperoleh:

$$\dot{n} = \frac{27.283,36682}{98,96}$$

$$\dot{n} = 275,5895638 \text{ kmol/jam}$$

Selanjutnya volume gas dihitung menggunakan Persamaan Gas Ideal:

$$PV = nRT$$

Diketahui:

$$T = 803 \text{ K}$$

$$P = 18 \text{ atm}$$

$$R = 0,082 \text{ L.atm/mol.K}$$

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$V = \frac{(275,5895638)(0,082)(803)}{18}$$

$$V = 1.008.137,246 \text{ L/jam}$$

$$V = 35.602,064 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Jumlah row of tubes yang digunakan adalah: $N_t = 12$

$$Q = \frac{V}{N_t}$$

$$Q = \frac{35.602,064}{12}$$

$$Q = 2.966,84 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Luas penampang tube dihitung menggunakan persamaan:

$$A = \frac{\pi d^2}{4}$$

Kecepatan aliran gas di dalam tube dihitung menggunakan persamaan:

$$v = \frac{Q}{N_t \left(\frac{\pi d^2}{4} \right)}$$

$$v = 0,1103023 \text{ ft/s}$$

$$v = 26.897,334 \text{ ft/jam}$$

$$v = 7,47 \text{ ft/s}$$

b. *Rasio center to center*

Jarak antar pusat *tube* (*tube spacing*) dirancang:

$$\text{Rasio center to center} = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

c. *Thermal Efficiency*

Efisiensi termal furnace ditetapkan berdasarkan tipikal *fired heater* industri:

$$\eta = 70\% = 0,70$$

d. Udara masuk ruang pembakaran (*Excess Air*)

Udara berlebih (*excess air*) yang digunakan pada ruang pembakaran ditetapkan:

$$\% \text{ Excess Air} = 10\%$$

e. Panas Total yang diserap

Berdasarkan perhitungan neraca panas furnace, Panas total yang harus diserap oleh proses (sensibel umpan + panas reaksi) diperoleh dari neraca panas furnace:

$$Q_{\text{total}} = 45.862,55 \text{ kJ/jam} = 43.477,69 \text{ btu/jam}$$

f. Panas yang dilepas

Panas yang harus dilepaskan oleh pembakaran bahan bakar dihitung berdasarkan kebutuhan panas total proses dengan mempertimbangkan efisiensi termal furnace. Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q_n = \frac{Q_{total}}{\eta}$$

Dimana:

Q_n = panas yang dilepaskan pembakaran (kJ/jam)

Q_{total} = panas yang dibutuhkan proses (kJ/jam)

η = efisiensi termal furnace

Diketahui:

$$Q_{total} = 45.862,55 \text{ kJ/jam}$$

$$\eta = 70\% = 0,70$$

Maka:

$$Q_n = \frac{45.862,55}{0,70}$$

$$Q_n = 65.517,92 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_n = 62.099,00 \text{ Btu/jam}$$

g. Tube Length seksi radiasi

Total panjang tube reaktor (1 coil) hasil perhitungan panjang reaktor plug flow:

$$L = 693,70 \text{ m} = 2.275,91 \text{ ft}$$

Dipilih panjang straight pipe per section untuk nominal pipa 4 in:

$$L_{straight} = 32 \text{ ft}$$

Jumlah radiant tube yang dibutuhkan:

$$N = \frac{L_{total}}{L_{straight}}$$

$$N = \frac{2.275,91}{32}$$

$$N = 71,2$$

$$N = 72 \text{ radiant tube}$$

h. Luas Permukaan Wilayah (*radiant Surface Area*)

Luas permukaan radiasi dihitung menggunakan persamaan

$$A_{rad} = N \times \pi \times d_o \times L$$

Dimana:

N = jumlah radiant tube

d_o = diameter luar tube

L = panjang tube

Diketahui:

Jumlah tube

$$N = 72$$

$$d_o = 0,37485 \text{ ft}$$

$$L = 32 \text{ ft}$$

$$A_{rad} = 72 \times 3,1416 \times 0,37485 \times 32$$

$$A_{rad} = 2.711,87 \text{ ft}^2$$

i. *Heat Radiant Flux*

Fluks panas radiasi merupakan besarnya panas yang dipancarkan setiap satuan luas permukaan radiant. Menurut Brownell dan Young (1959) maupun Perry's Chemical Engineers' Handbook, nilai *heat radiant flux* untuk *fired heater* umumnya berada pada rentang 8.000 – 20.000 Btu/jam.ft². Pada perancangan ini dipilih nilai konservatif sebesar $Q = 10.000 \text{ Btu/jam.ft}^2$

j. Panas yang diserap oleh Radiant (QR)

.

Panas yang diserap oleh bagian radiasi furnace dihitung berdasarkan **heat radiant flux**, luas permukaan radiasi, dan efisiensi perpindahan panas.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Q_R = q'' \times A_{rad} \times \eta$$

Dimana:

Q_R = panas yang diserap radiant section (Btu/jam)

q'' = heat radiant flux (Btu/jam.ft²)

A_{rad} = luas permukaan radiasi (ft²)

η = efisiensi termal furnace

Diketahui:

Heat radiant flux $q'' = 10.000 \text{ Btu/jam.ft}^2$

$$A_{rad} = 2.711,87 \text{ ft}^2$$

$$\eta = 70\% = 0,70$$

$$Q_R = 10.000 \times 2.711,87 \times 0,70$$

$$Q_R = 18.983.123,71 \text{ Btu/jam}$$

- k. Jarak antar tube banks dirancang

Jarak antar tube bank dipilih berdasarkan rekomendasi desain fired heater agar distribusi panas radiasi merata dan memudahkan aliran gas hasil pembakaran.

Pada perancangan ini dipilih: $W = 12 \text{ ft}$

- l. Menghitung *Flue gas Rate*

Laju alir flue gas diperoleh dari hasil neraca panas pembakaran pada furnace.

Diketahui:

$$G_f = 2,27 \text{ lb/jam}$$

Furnace disusun menggunakan:

Radiant tube = 72 tube

Shield tube = 6 tube

Ceiling tube = 4 tube

Jarak tube ke dinding = 3 in

Susunan tube = Equilateral spacing

Mass velocity flue gas dihitung menggunakan persamaan:

$$G = \frac{G_f}{A}$$

Dimana:

G = mass velocity flue gas (lb/jam.ft²)

G_f = laju alir flue gas (lb/jam)

A = luas penampang dalam tube (ft²)

Diketahui:

$$A = 0,008209 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{2,27}{0,008209}$$

$$G = 276,87 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G = \frac{276,87}{3600}$$

$$G = 0,0769 \text{ lb/s.ft}^2$$

- m. Radiant tube

Berdasarkan hasil perancangan, jumlah tube yang digunakan pada furnace adalah sebagai berikut.

Komponen	Jumlah
<i>Radiant tube</i>	72 tube
<i>Shield tube</i>	6 tube
<i>Ceiling tube</i>	4 tube
<i>Tube wall (convection section)</i>	32 tube

n. Menghitung *cold plane area*

Cold Plane Area merupakan luas bidang efektif yang menerima radiasi pada furnace. Luas ini dihitung berdasarkan tinggi tube, jarak antar tube (*center to center spacing*), dan jumlah radiant tube yang aktif.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$A_{cp} = H \times S \times (N_r - N_s)$$

Dimana:

A_{cp} = Cold Plane Area (ft²)

H = tinggi tube (ft)

S = jarak antar tube (center to center) (ft)

N_r = jumlah radiant tube

N_s = jumlah shield tube

Diketahui:

$$H = 32 \text{ ft}$$

$$S = 1 \text{ ft}$$

$$N_r = 72$$

$$N_s = 6$$

maka:

$$A_{cp} = 32 \times 1 \times (72 - 6)$$

$$A_{cp} = 32 \times 66$$

$$A_{cp} = 2.112 \text{ ft}^2$$

o. Mengitung Luas shell and Refractory

Luas permukaan bagian dalam shell furnace dihitung menggunakan persamaan:

$$A_s = 2W(H + L) + (H \times L)$$

Dimana:

A_s = luas permukaan shell (ft²)

W = lebar furnace (ft)

H = tinggi furnace (ft)

L = panjang furnace (ft)

Diketahui:

$$W = 12 \text{ ft}$$

$$H = 32 \text{ ft}$$

$$L = 32 \text{ ft}$$

Maka:

$$A_s = 2(12)(32 + 32) + (32 \times 32)$$

$$A_s = 2(12)(64) + 1.024$$

$$A_s = 1.536 + 1.024$$

$$A_s = 2.560 \text{ ft}^2$$

Luas Permukaan *Refractory*:

Luas *refractory* dihitung sebagai selisih antara luas shell dengan *Cold Plane Area*. Persamaan:

$$A_w = A_s - A_{cp}$$

$$A_w = 2.560 - 2.112$$

$$A_w = 448 \text{ ft}^2$$

p. Menghitung Absorptivity

Nilai absorptivitas tube ditentukan berdasarkan *rasio center to center spacing* terhadap diameter luar tube.

Persamaan:

$$x = \frac{S}{d_o}$$

Diketahui:

$$\text{Center to center spacing } S = 1 \text{ ft}$$

$$d_o = 0,37485 \text{ ft}$$

$$x = \frac{1}{0,37485}$$

$$x = 2,6677$$

Nilai absorptivitas dihitung menggunakan persamaan:

$$\alpha = 1 - [0,277 + 0,0927(x - 1)^2]$$

$$\alpha = 1 - [0,277 + 0,0927(2,6677 - 1)^2]$$

$$\alpha = 1 - [0,277 + 0,0927(1,6677)^2]$$

$$\alpha = 1 - 0,5348$$

$$\alpha = 0,4652$$

q. Menghitung *Effective Absorptivity*

Luas *shield tube* dihitung menggunakan persamaan:

$$A_{shield} = H \times N_{shield}$$

Diketahui:

Tinggi tube $H = 32 \text{ ft}$

Jumlah shield tube

$$N_{shield} = 6$$

$$A_{shield} = 32 \times 6$$

$$A_{shield} = 192 \text{ ft}^2$$

Effective absorptivity dihitung menggunakan persamaan:

$$\alpha A_R = A_{shield} + (\alpha \times A_{cp})$$

$$\alpha A_R = 192 + (0,4652 \times 2.112)$$

$$\alpha A_R = 192 + 982,44$$

$$\alpha A_R = 1.174,44 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A_w}{\alpha A_R} = \frac{448}{1.174,44}$$

$$\frac{A_w}{\alpha A_R} = 0,3815$$

r. Menghitung *mean Beam Length*

Mean Beam Length merupakan panjang lintasan rata-rata radiasi di dalam ruang bakar furnace. Nilai ini dihitung berdasarkan volume total ruang radiasi.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$L = \frac{2}{3}(V)^{1/3}$$

Dimana:

L = Mean Beam Length (m)

V = Volume total ruang radiasi (m³)

$$V = 45,556 \text{ m}^3$$

$$L = \frac{2}{3}(45,556)^{1/3}$$

$$L = \frac{2}{3}(3,5715)$$

$$L = 2,381 \text{ m}$$

- s. Menghitung tekanan Parsial CO₂ + H₂O

Tekanan parsial campuran CO₂ dan H₂O pada gas hasil pembakaran dihitung menggunakan korelasi Hottel.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$P = 0,288 - 0,229x + 0,09x^2$$

Dimana:

P = tekanan parsial CO₂ + H₂O (atm)

x = fraksi mol CO₂ + H₂O

$$x = 0,28$$

$$P = 0,288 - 0,229(0,28) + 0,09(0,28)^2$$

$$P = 0,288 - 0,06412 + 0,00706$$

$$P = 0,2309 \text{ atm}$$

Selanjutnya dihitung hasil kali tekanan parsial dengan Mean Beam Length.

Persamaan:

$$PL = P \times L$$

$$PL = 0,2309 \times 7,8116$$

$$PL = 1,8040 \text{ atm.ft}$$

- t. Menghitung *Mean tube wall temperature*

Temperatur rata-rata dinding tube dihitung menggunakan temperatur masuk dan temperatur keluar fluida proses.

Persamaan yang digunakan adalah:

$$T_t = 100 + \frac{T_{in} + T_{out}}{2}$$

Dimana:

T_t = Mean Tube Wall Temperature (K)

Diketahui:

$$T_{in} = 446,86 \text{ K}$$

$$T_{out} = 803 \text{ K}$$

$$T_t = 100 + \frac{446,86 + 803}{2}$$

$$T_t = 100 + 624,93$$

$$T_t = 724,93 \text{ K}$$

- u. Menghitung T_g

Temperatur gas di dalam furnace dihitung menggunakan korelasi Lobo–Evans (Hottel Method) berdasarkan nilai rasio.

$$Z = \frac{A_w}{\alpha A_R}$$

Dari hasil perhitungan sebelumnya diperoleh $Z = 0,3815$

Koefisien korelasi dihitung sebagai berikut.

Koefisien a

$$a = 0,00064 + 0,0591Z + 0,00101Z^2$$

$$a = 0,00064 + 0,0591(0,3815) + 0,00101(0,3815)^2$$

$$a = 0,02333$$

Koefisien b

$$b = 1,0256 + 0,4908Z - 0,058Z^2$$

$$b = 1,0256 + 0,4908(0,3815) - 0,058(0,3815)^2$$

$$b = 1,2044$$

Koefisien c

$$c = -0,144 - 0,552Z + 0,04Z^2$$

$$c = -0,144 - 0,552(0,3815) + 0,04(0,3815)^2$$

$$c = -0,3487$$

Selanjutnya dihitung nilai fungsi:

$$F = a + 0,3b + 0,09c$$

$$F = 0,02333 + 0,3(1,2044) + 0,09(-0,3487)$$

$$F = 0,3533$$

Persamaan Lobo–Evans yang digunakan adalah:

$$1730 \left[\left(\frac{T_g + 460}{1000} \right)^4 - \left(\frac{T_t + 460}{1000} \right)^4 \right] + F(T_g + T_t) = \frac{Q_R}{\alpha A_R}$$

Dengan:

$$\frac{Q_R}{\alpha A_R} = \frac{18.983.123,71}{1.174,44} = 16.163,56$$

Nilai T_g diperoleh menggunakan metode *trial and error* hingga kedua ruas persamaan menghasilkan selisih yang mendekati nol.

Hasil iterasi diperoleh:

$$T_g = 1.356,57^\circ F$$

$$T_g = 735,87^\circ C$$

v. Menghitung suhu keluaran stack (T_s)

Temperatur gas buang (*stack temperature*) dihitung menggunakan korelasi Hottel (Lobo–Evans Method).

Diasumsikan: $Z = 0,05$

Koefisien a dihitung menggunakan persamaan:

$$a = 0,22048 + 0,35027Z + 0,92344Z^2$$

$$a = 0,22048 + 0,35027(0,05) + 0,92344(0,05)^2$$

$$a = 0,2403$$

Koefisien b dihitung menggunakan persamaan:

$$b = 0,016086 + 0,293933Z - 0,48139Z^2$$

$$b = 0,016086 + 0,293933(0,05) - 0,48139(0,05)^2$$

$$b = 0,02958$$

Temperatur gas buang diperoleh melalui proses iterasi menggunakan persamaan:

$$\frac{Q_s}{Q_n} = \left[a + b \left(\frac{T_s}{1000} - 0,1 \right) \right] \left(\frac{T_s}{1000} - 0,1 \right)$$

Hasil iterasi diperoleh:

$$T_s = 805^\circ F$$

$$T_s = 429,44^\circ C$$

w. Menghitung Delta LMTD

Perbedaan temperatur logaritmik dihitung menggunakan temperatur gas pembakaran dan temperatur fluida proses.

Diketahui:

$$\text{Temperatur gas masuk furnace } T_1 = 462,87^\circ C$$

$$\text{Temperatur gas keluar furnace } T_2 = 156,44^\circ C$$

$$\text{Temperatur fluida proses keluar } t_2 = 530^\circ C$$

$$\text{Temperatur fluida proses masuk } t_1 = 173,86^\circ C$$

$$\Delta T_2 = t_2 - T_1$$

$$\Delta T_2 = 530 - 462,87$$

$$\Delta T_2 = 67,13^\circ C$$

$$\Delta T_1 = t_1 - T_2$$

$$\Delta T_1 = 173,86 - 156,44$$

$$\Delta T_1 = 17,42^\circ C$$

Nilai LMTD dihitung menggunakan persamaan:

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

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{67,13 - 17,42}{\ln (67,13 / 17,42)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{49,71}{1,3487}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 36,85^\circ C$$

x. Mean gas Film Temperature

Temperatur rata-rata film gas dihitung menggunakan persamaan:

$$T_f = \frac{t_2 + t_1 + \Delta T_{LMTD}}{2}$$

Diketahui:

$$t_2 = 530^\circ C$$

$$t_1 = 173,86^\circ C$$

$$\Delta T_{LMTD} = 36,85^\circ C$$

Maka:

$$T_f = \frac{530 + 173,86 + 36,85}{2}$$

$$T_f = 370,36 \text{ K}$$

y. *Overall Heat Coefficient (Uc)*

Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada sisi gas dihitung menggunakan korelasi Lobo–Evans.

Diketahui:

$$G = 0,083 \text{ lb/s.ft}^2$$

$$d_o = 4,5 \text{ in}$$

Temperatur film

$$Z = \frac{T_f}{1000}$$

$$Z = \frac{370,36}{1000}$$

$$Z = 0,3704$$

Koefisien a dihitung menggunakan persamaan:

$$a = 2,461 - 0,759Z + 1,625Z^2$$

$$a = 2,461 - 0,759(0,3704) + 1,625(0,3704)^2$$

$$a = 2,4028$$

Koefisien b dihitung menggunakan persamaan:

$$b = 0,7655 + 21,373Z - 9,6625Z^2$$

$$b = 0,7655 + 21,373(0,3704) - 9,6625(0,3704)^2$$

$$b = 7,3558$$

Koefisien c dihitung menggunakan persamaan:

$$c = 9,7938 - 30,809Z + 14,333Z^2$$

$$c = 9,7938 - 30,809(0,3704) + 14,333(0,3704)^2$$

$$c = 0,3495$$

Overall heat transfer coefficient dihitung menggunakan persamaan:

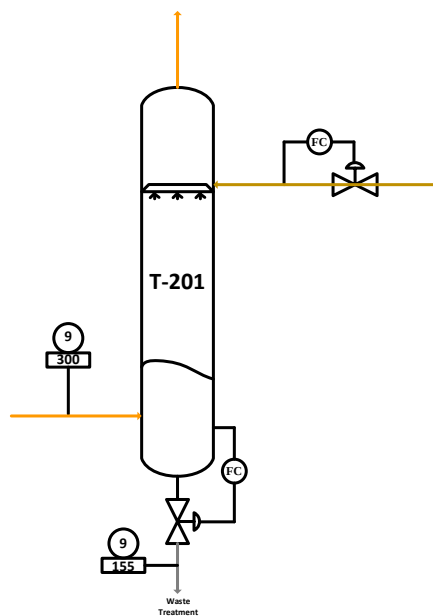
$$U_c = a + bG + cG^2 \left(\frac{4,5}{d_o} \right)^{0,25}$$

$$U_c = 2,4028 + (7,3558 \times 0,083) + (0,3495 \times 0,083^2 \times 1)$$

$$U_c = 2,4028 + 0,6105 + 0,0024$$

$$U_c = 3,0157 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

C.5 Quench Tower



Gambar C.5. Quench Tower

Kode	: T-201
Fungsi	: Mendinginkan aliran gas hasil <i>cracking</i> secara cepat (<i>rapid cooling/quenching</i>)
Jenis	: <i>Spray Quench Tower</i>
Bahan Konstruksi	: Austenitic Stainless Steel 316, dengan Pertimbangan sebagai berikut:

- : 1. Memiliki Allowable wrking stress yang tinggi, yaitu 18.750 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu tinggi.
2. Tahan terhadap korosi HCl dan VCM pada suhu tinggi
3. Lebih mudah untuk dibersihkan dan pilihan yang ekonomis dalam perbandingan biaya *life cycle*

Data : P operasi = 9 atm

Langkah Perancangan:

A. Menentukan *Feed Properties*

Neraca Massa Bahan				
Komponen	Feed (A3) (kg/jam)	Pendingin (A10) (kg/jam)	Output ke separator (A4) (kg/jam)	Output (waste) (kg/jam)
EDC	12.277,51507	3.030,729277	15.155,1619	153,0824435
VCM	9.473,391256	2.338,525677	11.693,79776	118,1191693
HCl	5.532,460494	0,109544887	5.477,244338	55,32570039
H ₂ O			0	0
TOTAL	27.283,36682	5.369,364499	32.326,204	326,5273132

Fraksi mol Komponen:

Pendingin kmol/jam	xi Pendingin	FEED kmol/jam	xi FEED A3
30,61342704	0,449980149	124,0153037	0,290322581
37,41641083	0,549975737	151,5742601	0,35483871
0,00300123	4,41144E-05	151,5742601	0,35483871
68,0328391	1	427,1638239	1

B. Menentukan Kondisi Operasi

T Feed 1 (A3) (Gas hasil cracking EDC di *furnace*) = 300 °C

T Pendingin (A10) (*Recycle* EDC cair dari *tee valve*) = 10 °C
 T Output (A4) (Gas keluar menuju *flash separator*) = 130 °C
 T Waste (Aliran buang ke *waste water system*) = 155 °C
 Tekanan Operasi = 9 atm

C. Menghitung Densitas Komponen Campuran Feed Pendingin

Perhitungan densitas campuran liquid dihitung dengan rumus sebagai berikut.

$$\rho = A \times B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Keterangan:

ρ = Densitas (g/mL)
 A, B, n = Koefisien regresi untuk komponen
 T = Temperatur operasi (K)
 T_c = Temperatur kritis (K)

Feed Pendingin:

Komponen	A	B	n	T _c (K)	T (K)
EDC	0,3471	0,274	0,28571	561	283,15
VCM	0,372	0,271	0,287	432	283,15
HCl	0,443	0,28	0,283	324,65	283,15
TOTAL					

Perhitungan:

Komponen	ρ g/mL	x_i	$\rho \cdot x_i$ g/mL
EDC	1,0010133	0,449980149	0,450436146
VCM	0,9731561	0,549975737	0,53521227
HCl	0,9021429	4,41144E-05	3,97975E-05
Total	2,8763	1	0,985688213

Perhitungan densitas campuran fase gas dihitung dengan rumus sebagai berikut.

$$\rho = \frac{P \sum B M_{mix}}{R T}$$

Keterangan:

ρ = Densitas (g/mL)
 P = Tekanan Operasi (Pa)

T = Temperatur operasi (K)

R = Konstanta gas ideal (8,314 m³.kPa/mol.K)

BM mix = Berat molekul campuran (g/mol)

Diketahui:

P Feed = 11 atm = 111,4575 kPa

T Feed = 300 °C = 573,15 K

Perhitungan:

Komponen	BM (g/mol)	y _i	BM MIX (g/mol)
EDC	99	0,2903226	28,74193548
VCM	62,5	0,3548387	22,17741935
HCl	36,46	0,3548387	12,9516129
TOTAL		1	63,87096774

Maka:

$$\rho = \frac{P \text{ BM}_{mix}}{R T}$$

$$\rho = \frac{111.4575 \text{ Pa} \times \left(\frac{63,8709}{1000}\right) \frac{\text{kg}}{\text{mol}}}{8,314 \text{ L. Pa/mol. K} \times 573,15 \text{ K}}$$

$$\rho = 14,94 \text{ kg/m}^3$$

D. Menghitung Volume dan Dimensi *Quench Tower*

1. Laju Alir Volumetrik Gas panas (A3)

$$v_{gas} = \frac{m}{\rho}$$

$$v_{gas} = \frac{27.283,3668 \text{ kg/jam}}{14,94 \text{ kg/m}^3}$$

$$v_{gas} = 1.826,26 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$v_{gas} = 0,5073 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Laju Alir Volumetrik Pendingin (A10)

Diketahui:

m pendingin = 5.369,36 kg/jam

ρ pendingin = 0,9857 g/mL

$$= 985,7 \text{ kg/m}^3$$

$$W_c = \frac{m}{\rho}$$

$$W_c = \frac{5.369,36 \text{ kg/jam}}{985,7 \text{ kg/m}^3}$$

$$W_c = 23,98 \text{ gal/min}$$

$$W_c = 0,0015 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

3. Rasio Laju Alir cairan/gas (L/V Ratio)

$$\frac{L}{V} \text{ ratio massa} = \frac{27.283,366 \text{ kg}}{5.369,36 \text{ kg}}$$

$$\frac{L}{V} \text{ ratio massa} = 0,1968 \frac{\text{kg liquid}}{\text{kg gas}}$$

$$\frac{L}{V} \text{ ratio volumetrik} = \frac{0,0015 \text{ m}^3/\text{s}}{0,5073 \text{ m}^3/\text{s}}$$

$$\frac{L}{V} \text{ ratio volumetrik} = 0,002983 \frac{\text{m}^3 \text{ liquid}}{\text{m}^3 \text{ gas}}$$

4. Diameter Quench Tower Berdasarkan Kecepatan gas (*controlling design*)

Kecepatan gas pada *spray tower* umumnya berada pada rentang 0,5–1,5 m/s. Pada perancangan ini dipilih kecepatan gas sebesar 0,6 m/s untuk memberikan waktu kontak yang cukup antara gas HCl/VCM dengan cairan quench. Menurut Perry (2008). Luas penampang kolom dihitung menggunakan persamaan:

$$A = \frac{\dot{V}_{gas}}{u}$$

Diketahui:

$$u_{desain} = 0,6 \text{ m/s}$$

Maka:

$$A = \frac{0,5073 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,6 \text{ m/s}}$$

$$A = 0,8455 \text{ m}^2$$

kemudian diameter *spray tower* ditentukan dengan persamaan:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,8455 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$D = 1,077 \text{ m}$$

$$D = 42,4 \text{ in}$$

5. Menghitung Tinggi tower berdasarkan volume cairan pendingin

Volume cairan pendingin di dalam spray tower dirancang untuk menampung kebutuhan operasi selama 1 jam dengan tambahan *over design* sebesar 10% sebagai faktor keamanan. Perhitungan volume total pendingin dilakukan sebagai berikut.

Diketahui:

$$\text{Volume pendingin} = 5,447325462 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Over design} = 10\%$$

Perhitungan volume total pendingin:

$$V_{\text{total}} = V_{\text{pendingin}} \times (1 + \text{Over Design})$$

$$V_{\text{total}} = 5,447325462 \times (1 + 0,10)$$

$$V_{\text{total}} = 5,992058009 \text{ m}^3$$

Selanjutnya, tinggi spray tower dihitung menggunakan persamaan volume silinder:

$$H = \frac{V}{\frac{\pi}{4} D^2}$$

dengan:

$$H = \text{tinggi cairan di dalam spray tower (m)}$$

$$V = \text{volume total pendingin (m}^3\text{)}$$

$$D = \text{diameter dalam spray tower (m)}$$

$$H = \frac{5,992058009}{\frac{\pi}{4} (1,166)^2}$$

$$H = 6,580004615 \text{ m}$$

Rasio tinggi terhadap diameter (H/D) dihitung untuk memastikan dimensi masih berada dalam rentang desain yang direkomendasikan.

$$\frac{H}{D} = \frac{6,580004615}{1,077053769}$$

$$\frac{H}{D} = 6,109225012$$

E. Menghitung Daya Pompa *Spray Quench Tower*

1. Penentuan Jenis *Quench Tower*

Quench tower pada pabrik EDC/VCM dirancang menggunakan *spray tower* (*direct-contact cooler*) karena fluida pendingin yang digunakan berupa EDC cair hasil recycle yang memiliki komposisi serupa dengan fluida proses. Oleh karena itu, kontak langsung antara fluida pendingin dan gas proses tidak menimbulkan kontaminasi. Pada alat ini, campuran gas panas hasil reaksi yang terdiri atas EDC, VCM, dan HCl pada suhu sekitar 300°C didinginkan hingga 100°C melalui penyemprotan EDC cair menggunakan *nozzle* yang dipasang di bagian atas tower (Ullmann, 2012; Perry, 2008).

2. Porperti Fluida Pendingin

$$\begin{aligned} m \text{ pendingin} &= 5.369,3645 \text{ kg/jam} \\ \text{densitas pendingin} &= 985,688 \text{ kg/m}^3 \\ Q \text{ volumetrik} &= 5,4473 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0015 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

3. Daya Pompa

Diketahui:

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } pressure \text{ drop } spray \text{ nozzle} &= 3 \text{ bar} \\ &= 300.000 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\eta \text{ pompa} = 75\%$$

Maka:

$$P = \frac{Q \times \Delta P}{\eta_{pompa}}$$

$$P = \frac{0,0015 \times 300.000 \text{ Pa}}{0,75}$$

$$P = 0,60525 \text{ kW}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P \text{ design} = (1 + 0,2) \times 0,60525 \text{ kW}$$

$$P \text{ design} = 0,7263 \text{ kW}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 75\%$$

$$P \text{ fan} = \frac{P \text{ design}}{75\%}$$

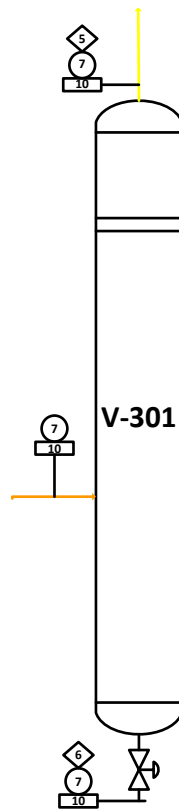
$$P \text{ fan} = \frac{0,7263}{0,75}$$

$$P \text{ fan} = 0,968 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$P \text{ motor penggerak} = 1,2 \text{ kW}$$

C.6 Flash Separator



Gambar C.6. *Flash Separator*

Kode : V-301

Fungsi : Memisahkan uap HCl dari campuran liquid VCM dan EDC

Bahan Konstruksi : *Stainlees steel SA-240 grade 316*

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup *torispherical (Dishead)*

Langkah Perancangan:

A. Menentukan Kondisi Operasi *Flash Separator*

T Operasi = 10 °C = 283,15 K

P operasi = 7 atm = 102,872 psia

Neraca Massa Pada Flash Separator			
Komponen	Input	Output	
	A4	A5 (Prod atas)	A6 (Prod bawah)
EDC	15.155,1619	1,51551619	15.153,64639
VCM	11.693,79776	1,169379776	11.692,62838
HCl	5.477,244338	5.476,696614	0,547724434

H₂O

Jumlah	32.326,204	5.479,38151	26.846,82249
---------------	-------------------	--------------------	---------------------

B. Menghitung Densitas dan Viskositas Campuran

Densitas Vapor

Perhitungan densitas campuran fase gas dihitung dengan rumus sebagai berikut.

$$\rho = \frac{P \text{ BM}_{mix}}{R T}$$

Keterangan:

ρ = Densitas (g/mL)

P = Tekanan Operasi (Pa)

T = Temperatur operasi (K)

R = Konstanta gas ideal (0,082 m³.atm/kmol.K)

BM mix = Berat molekul campuran (g/mol)

Diketahui:

P Feed = 7 atm = 102,872 psia

T Feed = 10 °C = 283,15 K

Perhitungan:

Komponen	BM (g/mol)	yi	BM mix (g/mol)
EDC	99	0,000102	0,010098022
VCM	62,5	0,000124667	0,007791684
HCl	36,46	0,999773333	36,49172665
TOTAL		1	36,5096

Maka:

$$\rho = \frac{P \text{ BM}_{mix}}{R T}$$

$$\rho = \frac{7 \text{ atm} \times (36,5096) \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0,082 \text{ L. Pa/mol. K} \times 283,15 \text{ K}}$$

$$\rho = 11,007 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho = 0,687 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

1. Densitas Liquid

Perhitungan densitas campuran liquid dihitung dengan rumus sebagai berikut.

$$\rho = A \times B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Keterangan:

ρ = Densitas (g/mL)

A, B, n = Koefisien regresi untuk komponen

T = Temperatur operasi (K)

T_c = Temperatur kritis (K)

Feed Pendingin:

Komponen	A	B	n	T _c (K)	T (K)
EDC	0,3471	0,274	0,28571	561	283,15
VCM	0,372	0,271	0,287	432	283,15
HCl	0,443	0,28	0,283	324,65	283,15
TOTAL					

Perhitungan:

Komponen	ρ g/mL	xi	$\rho \cdot xi$ g/mL
EDC	0,818116	0,449980	0,4504
VCM	0,736538	0,549976	0,5352
HCl	0,558698	0,000044	0,0000
Total		1,000000	0,9857

2. Viskositas Komponen

Diketahui:

T = 10 °C = 283,15 K

- Menghitung viskositas liquid:

Data Komponen Liquid						
Komponen	BM	mol Aliran	A	B	C	D
n	kg/mol	kmol/jam				
EDC	98,959	153,067135	-0,165	2,76E+02	-3,35E-03	1,41E-06
VCM	62,499	187,082054	-1,106	2,15E+02	-8,50E-04	-1,35E-04
HCl	36,416	0,01500614	-1,515	1,95E+04	3,07E-03	-1,38E-05
Total		340,164				

Perhitungan:

Komponen	μ cp	ξ	$\mu.\xi$ g/cp
EDC	4,38E-01	0,449980149	0,42279411
VCM	1,11E-17	0,549975737	0,110291427
HCl	1,69E+54	0,0000441	3,82012E-06
Total		1	0,533089357

- Menghitung viskositas gas:

komponen	A	B	C	μ (cP)	yi	$\mu \cdot y_i$ (cP)
EDC	1,025	3,2E-01	-4,2E-05	8,77E+01	0,0001	0,0089
VCM	-6,067	3,9E-01	-8,4E-05	9,77E+01	0,00012	0,0121
HCl	-9,118	5,5E-01	-1,1E-04	139,1309	0,999	139,0994
TOTAL					1	139,1205

C. Menghitung Faktor Pemisahan Uap-Cair (FLV)

Jenis Separator = Vertikal separator

Laju Alir massa liquid (WL) = 26.846,82 kg/jam = 16,44 lb/s

Laju Alir massa gas (WV) = 5.479,382 kg/jam = 3,355 lb/s

Densitas liquid (ρ_L) = 0,9857 g/mL = 61,507 lb/ft³

Densitas gas (ρ_V) = 11,007 $\frac{kg}{m^3}$ = 0,687 lb/ft³

Berdasarkan Persamaan 18.10 (Walas, 2012, p.659):

$$FLV = \frac{WL}{WV} \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$FLV = \frac{16,44 \text{ lb/s}}{3,355 \text{ lb/s}} \times \sqrt{\frac{61,507 \text{ lb/ft}^3}{0,687 \text{ lb/ft}^3}}$$

$$FLV = 0,51788$$

Berdasarkan figure 18.5 (Walas, 2005, p. 617), *velocity factor* (Kv) dengan asumsi 85% *flooding*:

$$Kv = 0,25 \text{ ft/s}$$

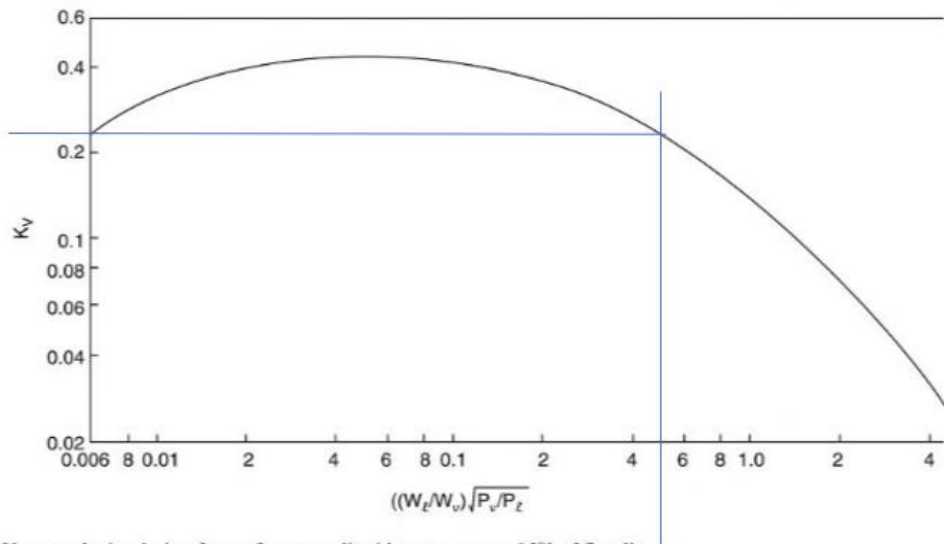


Figure 18.5b. Vapor velocity design factor for vapor liquid separators at 85% of flooding

D. Menghitung Kecepatan Maksimum Vapor (U_v)

Berdasarkan persamaan 18.11 (Walas, 2012, p.659):

$$uv = Kv \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$uv = 0,25 \sqrt{\frac{61,507 - 0,687}{0,687}}$$

$$uv = 2,352 \text{ ft/s}$$

E. Menghitung Laju Volume Vapor dan Liquid

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{densitas}}$$

$$Q_v = \frac{\text{Laju alir massa vapor}}{\text{densitas vapor}}$$

$$Q_v = \frac{5.479,38 \text{ kg/jam}}{11,00715 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 497,802 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$Q_v = 0,1382 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$Q_v = 17.578,73 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}$$

$$Q_v = 4,883 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_L = \frac{\text{Laju alir massa liquid}}{\text{densitas liquid}}$$

$$QL = \frac{32.326,2 \text{ kg/jam}}{985,7 \text{ kg/m}^3}$$

$$QL = 32,79557 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$QL = 0,00911 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$QL = 1.158,166 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}$$

$$QL = 0,3217 \text{ ft}^3/\text{s}$$

F. Menghitung Luas Minimum Vessel dan Diameter Vessel

Berdasarkan persamaan 18.12 (Walas, 2012, p.659):

$$A_{min} = Qv/Uv_{max}$$

$$A_{min} = 4,88/2,355$$

$$A_{min} = 42,076 \text{ ft}^2$$

$$A_{min} = 0,19289 \text{ m}^2$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times A_{min}}{\pi}}$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times 42,076}{3,14}}$$

$$D_{min} = 1,626 \text{ ft}$$

$$D_{min} = 18,516 \text{ in}$$

Menurut Walas (2012), diameter vessel desain adalah lebih besar sebanyak 6 in dari Diameter minimum, maka dari itu.

$$D_{min} = 18,516 + 6 \text{ in}$$

$$D_{min} = 25,516 \text{ in}$$

$$D_{min} = 0,6481 \text{ m}$$

$$\text{jari - jari} = 0,324 \text{ m}$$

G. Menghitung Kecepatan Maksimum dan Minimum Inlet Nozzle

$$\frac{1}{\rho_{mix}} = \frac{XwL}{\rho L} + \frac{Xwv}{\rho V}$$

Fase	ρ (lb/ft ³)	W (lb/s)	Xw	Xw/ ρ
Liquid	61,506944	16,44084	0,830497	0,013502
Vapor	0,687176	3,35554	0,169503	0,246666
TOTAL		19,79639	1,000000	0,262611

Densitas Campuran (ρ_{mix}) = 3,84366 lb/ft³

$U_{max} = 100(\rho_{mix})^{0,5}$ (Pers. 18.14 Hal.660 Walas, 2012)

$U_{min} = 60(\rho_{mix})^{0,5}$ (Pers. 18.15 Hal.660 Walas, 2012)

Maka:

$$U_{max} = 100 (3,84)^{0,5}$$

$$U_{max} = 196,0527 \frac{ft}{s}$$

$$U_{min} = 60 (3,84)^{0,5}$$

$$U_{min} = 119,63 \frac{ft}{s}$$

H. Menentukan *Hold Up time* dan *Volume Hold Up*

Berdasarkan Walas (2012), waktu tinggal (*hold up time*) untuk separator umumnya berada pada rentang 5–20 menit. Pada perancangan ini dipilih *hold up time* sebesar 10 menit agar tersedia volume penampungan yang cukup untuk menjaga kestabilan operasi.

Diketahui:

$$\text{Hold up time } (T_H) = 10 \text{ menit} = 600 \text{ s}$$

Volume *hold up* dihitung menggunakan persamaan:

$$V_H = T_H \times Q_L$$

Di mana:

V_H = volume *hold up* (m³)

T_H = *hold up time* (s)

Q_L = laju alir volumetrik cairan (m³/s)

Perhitungan:

$$V_H = 600 \times Q_L$$

$$V_H = 193,0276028 \text{ ft}^3$$

$$V_H = 5,465924022 \text{ m}^3$$

I. Menentukan Surge Volume

Untuk mengantisipasi fluktuasi laju alir selama operasi, digunakan asumsi *surge time* sebesar 5 menit.

Diketahui:

$$\text{Surge time } (T_s) = 5 \text{ menit} = 300 \text{ s}$$

Volume *surge* dihitung menggunakan persamaan:

$$V_s = T_s \times Q_L$$

Perhitungan:

$$V_s = 300 \times Q_L$$

$$V_s = 96,51380138 \text{ ft}^3$$

$$V_s = 2,732962011 \text{ m}^3$$

Selanjutnya, volume total separator dihitung berdasarkan laju alir volumetrik total dan *hold up time* menggunakan persamaan:

$$V_{total} = Q_{total} \times T_H$$

Perhitungan:

$$V_{total} = 3122,982397 \text{ ft}^3$$

$$V_{total} = 88,43286793 \text{ m}^3$$

Untuk memberikan ruang cadangan selama operasi, digunakan faktor keamanan sebesar 10%, sehingga volume desain menjadi:

$$V_{design} = V_{total} \times (1 + 0,10)$$

$$V_{design} = 88,43286793 \times 1,10$$

$$V_{design} = 97,27615472 \text{ m}^3$$

J. Menentukan Tinggi Cairan (HL) dan Tinggi Vapor (Hv)

1. Menentukan Tinggi Cairan (height of Liquid)

Tinggi cairan dalam separator dihitung berdasarkan *volume hold up* menggunakan persamaan sebagai berikut (Walas, 2012, Persamaan 18.17, hal. 660):

$$HL = \frac{4V_H}{\pi D^2}$$

dengan:

HL = tinggi cairan (m)

V_H = volume hold up (m³)

D = diameter dalam separator (m)

Perhitungan:

$$HL = \frac{4V_H}{\pi D^2}$$

$$HL = 16,57706 \text{ m}$$

$$HL = 54,38667 \text{ ft}$$

1. Menentukan Tinggi Uap (height of Vapor)

Berdasarkan Gambar 18.6 pada Walas (2012, hal. 662), tinggi ruang uap (*vapor space*) minimum adalah 4 ft. Pada perancangan ini dipilih tinggi ruang uap sebesar 4,5 ft untuk memberikan ruang pemisahan yang lebih memadai.

$$HV = 4,5 \text{ ft}$$

$$HV = 1,3716 \text{ m}$$

2. Menentukan Tinggi Total

Tinggi total separator diperoleh dari penjumlahan tinggi cairan dan tinggi ruang uap.

$$H_{total} = HL + HV$$

Perhitungan:

$$H_{total} = 16,57706 + 1,3716$$

$$H_{total} = 17,94866 \text{ m}$$

K. Menghitung Tebal dinding Vessel (*t shell*)

Tebal dinding separator dihitung berdasarkan tekanan desain menggunakan persamaan untuk bejana tekan silinder menurut ASME Section VIII.

Diketahui:

Densitas cairan (ρ) = 985,6882 kg/m³

Percepatan gravitasi (g) = 9,81 m/s²

Tinggi cairan (HL) = 16,57706 m

Tekanan hidrostatik:

$$P_h = \rho g H$$

Perhitungan tekanan hidrostatik:

$$P_h = 985,6882 \times 9,81 \times 16,57706$$

$$P_h = 160293,5 \text{ Pa}$$

$$P_h = 23,24865 \text{ psi}$$

$$P_h = 1,581541 \text{ atm}$$

Tekanan operasi = 102,872 psi

Sehingga tekanan total adalah:

$$P_{total} = P_{operasi} + P_h$$

$$P_{total} = 102,872 + 23,24865$$

$$P_{total} = 126,1207 \text{ psi}$$

Dengan faktor keamanan sebesar 10%, tekanan desain menjadi:

$$P_{design} = 1,10 \times P_{total}$$

$$P_{design} = 1,10 \times 126,1207$$

$$P_{design} = 138,7327 \text{ psi}$$

$$P_{design} = 9,4376 \text{ atm}$$

Selanjutnya, tebal dinding shell dihitung menggunakan persamaan:

TABLE 18.3. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure¹

Item	Thickness $t(\text{in.})$	Pressure $P(\text{psi})$	Stress $S(\text{psi})$	Notes
Cylindrical shell	$\frac{P R}{S E - 0.6 P}$	$\frac{S E t}{R + 0.6 t}$	$\frac{P(R + 0.6 t)}{t}$	$t \leq 0.250, \quad P \leq 0.385 S E$
Flat flanged head (a)	$D \sqrt{0.3 P / S}$	$t^2 S / 0.3 D^2$	$0.3 D^2 P / t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0.885 P L}{S E - 0.1 P}$	$\frac{S E t}{0.885 L + 0.12}$	$\frac{P(0.885 L + 0.1 t)}{t}$	$r/L = 0.06, \quad L \leq D + 2t$
Torispherical head (b)	$\frac{P L M}{2 S E - 0.2 P}$	$\frac{2 S E t}{L M + 0.2 t}$	$\frac{P(L M + 0.2 t)}{2 t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{P D}{2 S E - 0.2 P}$	$\frac{2 S E t}{D + 0.2 t}$	$\frac{P(D + 0.2 t)}{2 t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{P D K}{2 S E - 0.2 P}$	$\frac{2 S E t}{D K + 0.2 t}$	$\frac{P(D K + 0.2 t)}{2 E t}$	$K = [2 + (D/2h)^2]/6, \quad 2 \leq D/h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{P R}{2 S E - 0.2 P}$	$\frac{2 S E t}{R + 0.2 t}$	$\frac{P(R + 0.2 t)}{2 t}$	$t \leq 0.178 D, \quad P \leq 0.685 S E$
Toriconical head (e)	$\frac{P D}{2 (S E - 0.6 P) \cos \alpha}$	$\frac{2 S E t \cos \alpha}{D + 1.2 t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1.2 t \cos \alpha)}{2 t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

¹Nomenclature: 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.

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						−20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr—8 Ni—Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr—8 Ni—Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr—12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr—8 Ni—Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr—Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr—8 Ni—Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
Discs and Tubes												

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$

dengan:

$$P = \text{tekanan desain} = 138,7327 \text{ psi}$$

$$S = \text{allowable stress} = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan las} = 0,80 \text{ (Halaman 172, Brownell, 1959)}$$

$$R = \text{jari-jari dalam} = 12,75792 \text{ in}$$

Perhitungan:

$$t = \frac{138,7327 \times 12,75792}{(18.750 \times 0,80) - (0,6 \times 138,7327)}$$

$$t = 0,118654 \text{ in}$$

Ditambahkan *corrosion allowance* sebesar 0,125 in, sehingga:

$$t_{shell} = 0,118654 + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,243654 \text{ in}$$

L. Menghitung Tebal *head* (Torispherical Dished Head)

Diketahui:

$$\text{Tekanan desain } (P) = 138,73 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam shell } (ID) = 25,51583396 \text{ in}$$

Diameter luar shell dihitung dengan persamaan:

$$OD = ID + 2t_s$$

$$OD = 25,51583396 + 2(0,1875)$$

$$OD = 25,8908 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell (1959) dipilih diameter luar standar sebesar:

OD = 26 in

OD	26		28		30		32		34		36		38	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{5}{8}$	24	$1\frac{3}{4}$	26	$1\frac{7}{8}$	30	2	30	$2\frac{1}{8}$	34	$2\frac{1}{4}$	36	$2\frac{3}{8}$	36
$\frac{1}{4}$	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{5}{16}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{3}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{7}{16}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{8}$	↓	$1\frac{3}{4}$	↓	$1\frac{7}{8}$	↓	2	↓	$2\frac{1}{8}$	↓	$2\frac{1}{4}$	↓	$2\frac{3}{8}$	↓
$\frac{5}{8}$	$1\frac{7}{8}$	↓	$1\frac{7}{8}$	↓	$1\frac{7}{8}$	↓	2	↓	$2\frac{1}{8}$	↓	$2\frac{1}{4}$	↓	$2\frac{3}{8}$	↓
$\frac{3}{4}$	$2\frac{1}{4}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{7}{8}$	$2\frac{5}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1	3	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{1}{8}$	$3\frac{3}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{1}{4}$	$3\frac{3}{4}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{3}{8}$	$4\frac{1}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{5}{8}$	$4\frac{7}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{3}{4}$	$5\frac{1}{4}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{7}{8}$	$5\frac{5}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
2	6	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$2\frac{1}{4}$	$6\frac{3}{4}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$2\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{2}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$2\frac{3}{4}$	$8\frac{1}{4}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3	$8\frac{1}{4}$	24	$8\frac{1}{4}$	24	$8\frac{1}{4}$	30	$8\frac{1}{4}$	30	$8\frac{1}{4}$	30	$8\frac{1}{4}$	36	$8\frac{1}{4}$	36

Parameter geometri head yang digunakan adalah:

Inside corner radius (*icr*) = 1,625 in

Crown radius (*r*) = 24 in

1. Menghitung Stress Intensification Factor

Faktor intensifikasi tegangan dihitung menggunakan Persamaan 7.76 Brownell (1959):

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

Perhitungan:

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{24}{1,625}} \right)$$

$$W = 1,710768923$$

2. Menghitung Tebal Head

Tebal head dihitung menggunakan Persamaan 7.77 Brownell (1959):

$$t_h = \frac{P \times r \times W}{2SE - 0,2P} + C$$

dengan:

P = tekanan desain = 138,73 psi

r = crown radius = 24 in

W = 1,710768923

S = allowable stress = 18.750 psi

E = efisiensi sambungan las = 0,80

C = corrosion allowance = 0,125 in

Perhitungan:

$$t_h = 0,315047471 \text{ in}$$

Berdasarkan ketebalan pelat standar, dipilih:

$$t_h = \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$t_h = 0,375 \text{ in} = 0,009525 \text{ m}$$

Selain itu, berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (1959) diperoleh nilai *straight flange* sebesar:

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) t	Standard Straight Flange (in.) sf	Inside-corner Radius (in.) icr
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}-2$	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-2\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}-4$	$2\frac{5}{8}$

Menghitung Tinggi Head

Parameter geometri head dihitung sebagai berikut.

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$AB = \frac{25,51583396}{2} - 1,625$$

$$AB = 11,1329 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 24 - 1,625$$

$$BC = 22,3750 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = \sqrt{(22,3750)^2 - (11,1329)^2}$$

$$AC = 19,4087 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 24 - 19,4087$$

$$b = 2,9212 \text{ in}$$

Tinggi head diperoleh dari penjumlahan tinggi lengkungan, ketebalan head, dan *straight flange*.

$$H_{head} = b + t_h + sf$$

$$H_{head} = 2,9212 + 0,375 + 2,5000$$

$$H_{head} = 5,7962 \text{ in}$$

$$H_{head} = 0,1472 \text{ m}$$

M. Menghitung Tinggi total *Flash Separator*

Tinggi total *flash separator* diperoleh dari penjumlahan tinggi shell dengan dua buah *torispherical head*, yaitu head bagian atas dan bawah.

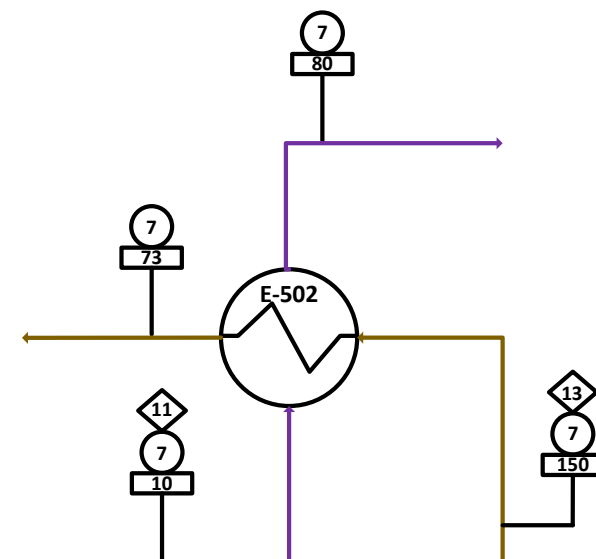
Perhitungan dilakukan menggunakan persamaan:

$$H_{total} = H_{shell} + 2H_{head}$$

$$H_{total} = 17,94866 + 2(0,1472)$$

$$H_{total} = 18,24310391 \text{ m}$$

C.7 Heat Exchanger



Gambar C.7. Heat Exchanger

Kode : E-502

Fungsi : Pertukaran panas dari *bottom product* menara destilasi dengan sebagian hasil *bottom produk flash separator*

Jenis : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : Stainless Steel 316, dengan Pertimbangan sebagai berikut:

- : 1. Memiliki *Allowable working stress* yang tinggi, yaitu 18.750 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu tinggi.
2. Tahan terhadap korosi HCl dan VCM pada suhu tinggi
3. Lebih mudah untuk dibersihkan dan pilihan yang ekonomis dalam perbandingan biaya *life cycle*

Data : P operasi = 5 atm

A. Data Neraca Massa Komponen

Neraca Massa Tee valve			
Komponen	Input	Output	
	A6 (kg/jam)	A10 (kg/jam)	A11 (kg/jam)
EDC	15.153,64639	3.030,729277	12.122,91711
VCM	11.692,62838	2.338,525677	9.354,102707
HCl	0,547724434	0,109544887	0,438179547
Jumlah	26.846,82249	5.369,364499	21.477,458

Neraca Massa reboiler			
Komponen	Input	Output	
	A13	A15	A16
EDC	12.111,39976	10.282,6	1.828,821364
VCM	9,845905697	9,84591	
HCl	0,000461217	0,00046	
Jumlah	12.121,24613	10.292,4	1.828,82

B. Menentukan Data Propertis Komponen

Fluida Dingin (EDC & VCM)

Th in	10 °C	283.15 K
Th out	80 °C	353.15 K
T cc	45 °C	318.15 K

Fluida Panas (EDC Recycle)		
Th in	140 °C	413.15 K
Th out	73 °C	346.15 K
T cc	106.5 °C	379.65 K

Fluida Dingin					
Komponen	m _{total}	BM	m _{total}	y _i	BM Mix
	kg/jam	kg/jam	kmol/jam		
EDC	12.122,91711	99	122,4537082	0,4499801	44,5480347
VCM	9.354,102707	62,5	149,6656433	0,5499757	34,3734836
HCl	0,438179547	36,5	0,012004919	4,411E-05	0,00161018
TOTAL	21.477,01982		272,1313564	1	78,9231284

Fluida Panas					
Komponen	m _{total}	BM	m _{total}	x _i	BM Mix
	kg/jam	kg/jam	kmol/jam		
EDC	1.828,821364	99	18,47294307	1	99
VCM		62,5			
HCl		36,5			
TOTAL	1.828,821364		18,47294307	1	99

C. Menentukan Cp Fluida

Fluida Dingin						
Komponen	A	B	C	D	Cp (J/mol K)	Cp.xi
EDC cair	26,31	7,76E-01	-2,23E-03	2,61E-06	2,74E+02	1,23E+02
VCM cair	45,366	2,88E-01	-1,15E-03	2,16E-06	1,37E+02	75,416557
HCl cair	73,993	-1,29E-01	-7,90E-05	2,64E-06	3,30E+01	0,0014537
TOTAL						1,99E+02

$$\begin{aligned}C_p \text{ liquid} &= 192,58 \text{ J/mol.K} \\ &= 0,58 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Fluida Dingin						
Komponen	A	B	C	D	Cp (J/mol K)	Cp.xi
EDC cair	26,31	7,76E-01	-2,23E-03	2,61E-06	3,22E+02	321,64
VCM cair	45,366	2,88E-01	-1,15E-03	2,16E-06	1,55E+02	
HCl cair	73,993	-1,29E-01	-7,90E-05	2,64E-06	2,50E+01	
TOTAL						1,99E+02

$$\begin{aligned}C_p \text{ Liquid} &= 321,635 \text{ J/mol.K} \\ &= 0,94098 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

D. Menentukan Densitas Fluida

Fluida Dingin							
Komponen	A	B	n	Tc	$(1 - \frac{T}{T_c})^n$	ρ kg/m ³	$\rho \cdot i$
EDC	0,3471	0,274	0,28571	561	0,787242935	0,9618	0,43278
VCM	0,372	0,271	0,287	432	0,681999012	0,9062	0,49842
HCl	0,443	0,28	0,283	324,7	0,33061604	0,6748	2,97E-05
Total							0,931243

$$\begin{aligned}\rho \text{ liquid} &= 0,93 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,058 \text{ kg/ft}^3\end{aligned}$$

Fluida Panas							
Komponen	A	B	n	Tc	$(1 - \frac{T}{T_c})^n$	ρ kg/m ³	$\rho \cdot xi$
EDC	0,3471	0,274	0,28571	561	0,724227269	0,88644	0,886443
VCM	0,372	0,271	0,287	432	0,545689068	0,75851	
HCl	0,443	0,28	0,283	324,7			
Total							0,88644

$$\begin{aligned}\rho \text{ liquid} &= 0,88644 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0554 \text{ kg/ft}^3\end{aligned}$$

E. Menentukan Viskositas Fluida

Fluida Dingin								
Komponen	A	B	C	D	T (K)	μ (cP)	$\mu \cdot \xi$ xi	$\mu \cdot \xi$ (cP)
EDC	-0,166	275,760	-3,35E-03	1,41E-06	283,150	0,600	0,45	0,27
VCM	-1,106	214,540	-8,50E-04	-1,35E-06	283,150	0,145	0,55	0,08
HCl	-1,515	194,600	3,07E-03	-1,38E-05	283,150	0,048	0,00	0,00
TOTAL							1,00	0,35

Viskositas fluida dingin = 0,34965 cP
= 0,845 lbm/ft.h

Fluida Panas								
Komponen	A	B	C	D	T (K)	μ (cP)	$\mu \cdot \xi$ xi	$\mu \cdot \xi$ (cP)
EDC	-0,166	275,760	-3,35E-03	1,41E-06	413,150	0,311	1,00	0,31
VCM	-1,106	214,540	-8,50E-04	-1,35E-06	413,150	0,087	0,00	0,00
HCl	-1,515	194,600	3,07E-03	-1,38E-05	413,150	0,015	0,00	0,00
TOTAL							1,00	0,31

Viskositas fluida panas = 0,31068 cP
= 0,75157 lbm/ft.h

F. Menentukan Konduktivitas Termal

Fluida Dingin					
Komponen	A	B	C	k	k.xi
EDC	-1,6509	0,971	516	0,12	0,05504
VCM	-1,711	0,9777	432	0,09	0,04981
HCl	0,8045	-2,10E-03	-2,32E-16	0,14	6E-06
Total					0,10485

Konduktivitas = 0,10485 W/m.K
= 0,06058 Btu/h.ft.°F

Fluida Panas					
Komponen	A	B	C	k	k.xi
EDC	-1,6509	0,971	516	0,10	0,10303
VCM	-1,711	0,9777	432	0,07	
HCl	0,8045	-2,10E-03	-2,32E-16	0,01	
Total					0,103
Konduktivitas = 0,10303 W/m.K					
= 0,05953 Btu/h.ft.°F					

G. Menentukan ΔT_{LMTD}

Karena aliran fluida pada heat exchanger menggunakan *counter current flow*, maka perbedaan temperatur rata-rata logaritmik (*Log Mean Temperature Difference/LMTD*) dihitung menggunakan persamaan (Kern, 1950):

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}$$

dengan:

ΔT_{LMTD} = *Log Mean Temperature Difference* (K)

T_1 = temperatur fluida panas masuk (K)

T_2 = temperatur fluida panas keluar (K)

t_1 = temperatur fluida dingin masuk (K)

t_2 = temperatur fluida dingin keluar (K)

Perhitungan:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 60 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 63 \text{ K}$$

Sehingga,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{63 - 60}{\ln\left(\frac{63}{60}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 61,4878 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 110,6780^\circ\text{F}$$

H. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas *Overall Trial* (U_D)

Nilai koefisien perpindahan panas menyeluruh (U) ditentukan berdasarkan jenis fluida yang digunakan dengan mengacu pada Tabel 10-7 Kern (1950).

Heat Exchangers (No Change of Phase)		
Water	Water	150–300
Organic solvents	Water	50–150
Gases	Water	3–50
Light oils	Water	60–160
Heavy oils	Water	10–50
Organic solvents	Light oil	20–70
Water	Brine	100–200
Organic solvents	Brine	50–90
Gases	Brine	3–50
Organic solvents	Organic solvents	20–60
Heavy oils	Heavy oils	8–50

Pada perancangan ini:

- Fluida panas : *Organic solvent*
- Fluida dingin : *Organic solvent*

Berdasarkan tabel tersebut, nilai U berada pada rentang: 20 – 60 Btu/jam.ft².F

Untuk perancangan ini dipilih nilai: $U = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

I. Menentukan Luas permukaan Transfer Panas (A)

Luas permukaan perpindahan panas dihitung menggunakan persamaan dasar perpindahan panas:

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}}$$

dengan:

A = luas permukaan perpindahan panas (ft²)

Q = beban panas (Btu/jam)

U = koefisien perpindahan panas menyeluruh (Btu/jam.ft².°F)

$$\Delta T_{LMTD} = \text{Log Mean Temperature Difference } (^{\circ}\text{F})$$

Diketahui:

Beban panas:

$$Q = 35174,42 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = 9770,6732 \text{ J/s}$$

$$Q = 9260,8102 \text{ Btu/jam}$$

$$U = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 110,6780^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{9260,8102}{40 \times 110,6780}$$

$$A = 2,09184 \text{ ft}^2$$

J. Menentukan Jumlah *Passes*

Jumlah *passes* pada *shell and tube heat exchanger* ditentukan berdasarkan metode Kern (1983) menggunakan Gambar 18-23 dengan menghitung parameter *R* dan *S*.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

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

$$R = 0,9571$$

$$S = 0,5385$$

Nilai *R* dan *S* kemudian diplot pada Gambar 18-23 Kern (1983). Berdasarkan hasil *trial* pada grafik tersebut diperoleh konfigurasi *1 shell pass–2 tube passes* dengan faktor koreksi temperatur (*Correction Factor*) sebesar: $F_T = 0,75$

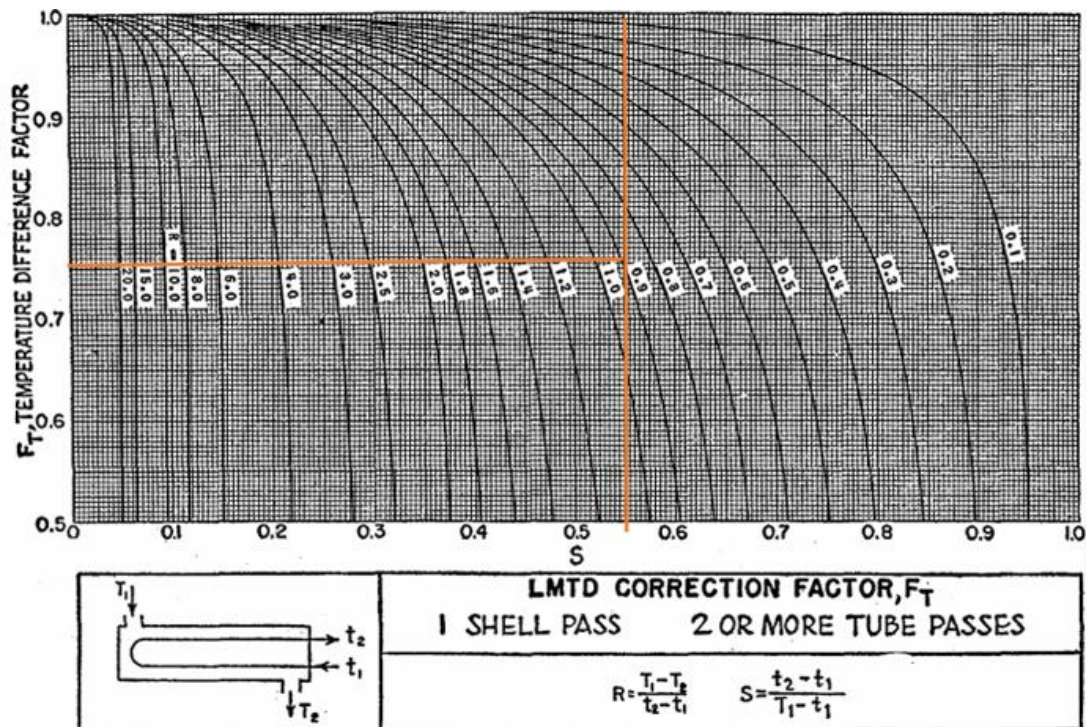


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Konfigurasi tersebut memenuhi syarat karena nilai $F_T \geq 0,75$, sehingga masih layak digunakan dalam perancangan *shell and tube heat exchanger*.

K. Menentukan Spesifikasi Tube

Pada perancangan ini, fluida panas dialirkan melalui *shell side*, sedangkan fluida dingin dialirkan melalui *tube side*. Konfigurasi ini dipilih untuk memperoleh perpindahan panas yang efektif serta memudahkan proses pembersihan dan perawatan.

Spesifikasi tube dipilih berdasarkan standar TEMA dan Kern (1983) sebagai berikut.

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Parameter	Nilai
Outside Diameter (OD)	0,75 in (0,06250 ft)
Tube Thickness	16 BWG
Inside Diameter (ID)	0,62 in (0,05167 ft)
Flow Area per Tube	0,302 in ² (0,002097 ft ²)
Panjang Tube	16 ft (192 in)
Outside Surface per Foot	0,1963 ft ² /ft
Inside Surface per Foot	0,1623 ft ² /ft
Tube Pitch	0,94 in
Susunan Tube	Triangular Pitch
Jumlah Passes	2
Clearance	0,25 in

Jumlah tube dihitung menggunakan persamaan:

$$N_t = \frac{A}{L \times O_s}$$

dengan:

N_t = jumlah tube

A = luas perpindahan panas (ft²)

L = panjang tube (ft)

O_s = luas permukaan luar tube per satuan panjang (ft²/ft)

$$N_t = \frac{502,528}{16 \times 0,1963}$$

$$N_t = 160 \text{ tube}$$

Berdasarkan Tabel 9 Kern (1983, hlm. 841) untuk tube OD $\frac{3}{4}$ in, 16 BWG, dan triangular pitch 0,94 in, jumlah tube sebanyak 160 tube sesuai dengan diameter *shell* yang dipilih. Karena digunakan 2 *tube passes*, maka jumlah tube pada setiap pass adalah:

$$N_{t/pass} = \frac{160}{2} = 80 \text{ tube/pass}$$

L. Menentukan Spesifikasi Shell

Diameter dalam shell yang digunakan adalah:

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{5}{16}$ -in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128
17 $\frac{1}{4}$	239	224	194	188	178
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958

$$ID_{shell} = 15,25 \text{ in} = 1,2708 \text{ ft}$$

Jarak antar baffle (*baffle spacing*) dipilih sebesar 0,4 kali diameter dalam shell sesuai rekomendasi Kern.

$$B = 0,4D_s$$

$$B = 0,4(15,25) = 6,1 \text{ in}$$

$$B = 0,5083 \text{ ft}$$

Jumlah *passes* yang digunakan adalah 2 *tube passes*.

M. Menentukan Koreksi Nilai UD dan A

Luas perpindahan panas aktual dihitung berdasarkan jumlah tube yang telah dipilih menggunakan persamaan:

$$A = N_t \times L \times O_s$$

$$A = 160 \times 16 \times 0,1963$$

$$A = 502,528 \text{ ft}^2$$

$$A = 72.364,032 \text{ in}^2$$

$$A = 46,69 \text{ m}^2$$

Selanjutnya, koefisien perpindahan panas desain dihitung menggunakan Persamaan 6.11a (Kern, 1983):

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$U_d = \frac{Q}{502,528 \times 110,678}$$

$$U_d = 0,17 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

N. Perancangan Heat Exchanger

Tube (Fluida Dingin):

1. Area of one tube (A_t)

Luas penampang aliran total pada sisi tube dihitung menggunakan persamaan (Kern, 1965, Persamaan 7.48):

$$A_t = \frac{N_t \times A'_t}{n}$$

dengan:

A_t = luas penampang aliran total tube (ft^2)

N_t = jumlah tube

A'_t = luas penampang satu tube (ft^2)

n = jumlah tube pass

$$A_t = \frac{160 \times 0,302}{2}$$

$$A_t = 24,16 \text{ in}^2$$

$$A_t = \frac{24,16}{144}$$

$$A_t = 0,16778 \text{ ft}^2$$

$$A_t = 0,01559 \text{ m}^2$$

2. Tube side velocity (G_t)

Sjdhj

Kecepatan massa (*mass velocity*) pada sisi tube dihitung menggunakan persamaan:

$$G_t = \frac{\dot{m}}{A_t}$$

dengan:

G_t = kecepatan massa (lbm/jam.ft²)

$\dot{m}$ = laju alir massa fluida (lbm/jam)

A_t = luas penampang aliran total tube (ft²)

$$G_t = \frac{47.346,98}{0,16778}$$

$$G_t = 282.216,36 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

3. Reynold Number (N_{re})

Bilangan Reynolds dihitung menggunakan persamaan:

$$Re = \frac{G_t \times ID}{\mu}$$

dengan:

G_t = 282.216,36 lbm/jam.ft²

ID = 0,05167 ft

μ = 846,01 lbm/ft.jam

Perhitungan:

$$Re = \frac{282.216,36 \times 0,05167}{846,01}$$

$$Re = 17.238,76$$

4. Heat Transfer Factor (j_H)

Nilai *heat transfer factor* ditentukan menggunakan grafik *Colburn Factor* pada Kern (1965) berdasarkan nilai Reynolds dan rasio panjang terhadap diameter tube.

Rasio panjang terhadap diameter dihitung sebagai berikut:

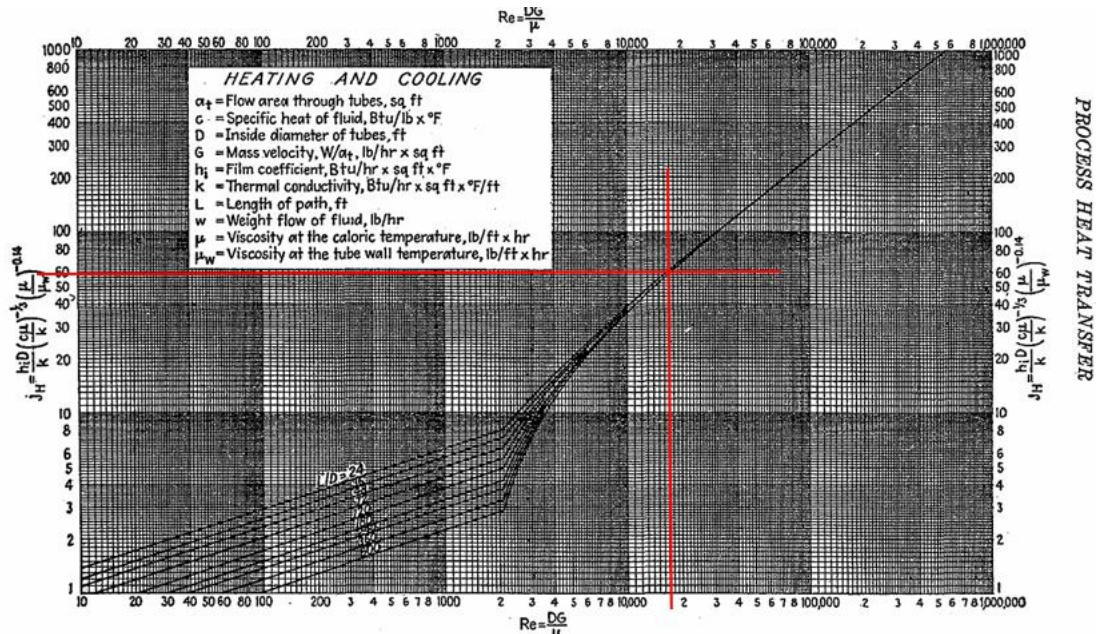
$$\frac{L}{D} = \frac{16}{0,05167}$$

$$\frac{L}{D} = 309,68$$

Dengan:

$$Re = 17.238,76$$

$$L/D = 309,68$$



$$j_H = 60 \quad (\text{Kern, 1983 fig. 24 p.834})$$

5. Nilai Koefisien Perpindahan Panas Sisi Tube (h_i)

Koefisien perpindahan panas pada sisi tube dihitung menggunakan persamaan Colburn (Kern, 1965):

$$h_i = \frac{j_H k}{ID} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

dengan:

h_i = koefisien perpindahan panas sisi tube (Btu/jam.ft².°F)

j_H = heat transfer factor

k = konduktivitas termal fluida (Btu/jam.ft.°F)

ID = diameter dalam tube (ft)

C_p = kapasitas panas fluida (Btu/lbm.°F)

μ = viskositas fluida (lbm/ft.jam)

Diketahui:

$$j_H = 0,060580797$$

$$k = 0,580963393 \text{ Btu/jam.ft.°F}$$

$$ID = 0,05166646 \text{ ft}$$

$$C_p = 0,845833533 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,059529392 \text{ lbm/ft.jam}$$

Perhitungan:

$$h_i = \frac{60 \times 0,060580797 \times 0,580963393}{0,05166646} \left(\frac{0,845833533 \times 0,059529392}{0,580963393} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_i = \frac{1,172536241}{0,05166646} \times 0,3650$$

$$h_i = 22,6945 \times 6,2646$$

$$h_i = 142,1821023 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

6. Heat Transfer Coefficient Tube

Berdasarkan Kern, 1983, p.111, berikut persamaan untuk menghitung *Heat Transfer coefficient tube*:

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 142,18 \times \left(\frac{0,051}{0,0625} \right)$$

$$h_{io} = 117,54 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2.\text{F}}$$

7. Tube wall Temperatur (Tw)

$$T_c (\text{Fluida Panas}) = 106,5^\circ\text{C} = 223,7^\circ\text{F}$$

$$t_c (\text{Fluida Dingin}) = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$T_w = T_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \times (T - t)$$

$$T_w = 113 + \frac{117,54}{117,54 + 142,18} \times (223,7 - 113)$$

$$T_w = 273,8^\circ\text{F}$$

$$T_w = 134,33^\circ\text{C}$$

$$T_w = 407,48 \text{ K}$$

8. Viskositas Tw

Fluida Dingin							
Komp.	A	B	C	D	μ (cp)	μ . yi yi	μ . yi (cP)
EDC	-0,166	2,76E+02	-3,35E-03	1,41E-06	0,240	0,450	0,10803

VCM	-1,106	2,15E+02	-8,50E-04	-1,35E-06	0,071	0,550	0,03886
HCl	-1,515	1,95E+02	3,07E-03	-1,38E-05	0,008	0,000	3,7E-07
TOTAL						1,000	0,1469

Perhitungan:

$$\phi_t = \frac{\mu^{0,14}}{\mu_w}$$

$$\phi_t = \frac{0,8458^{0,14}}{0,1469}$$

$$\phi_t = 1,1291$$

9. Koreksi Nilai h_o

Koefisien perpindahan panas sisi shell dikoreksi terhadap pengaruh perubahan viskositas menggunakan Persamaan 6.36 (Kern, 1965):

$$h_o = h_{io} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

dengan:

h_o = koefisien perpindahan panas sisi shell setelah koreksi (Btu/jam.ft².°F)

μ = viskositas fluida pada temperatur bulk

μ_w = viskositas fluida pada temperatur dinding tube

$$h_o = h_{io} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 117,54 \times 1,1291$$

$$h_o = 132,71 \frac{\text{btu}}{\text{h. ft}^2 \cdot F}$$

Shell (Fluida Panas):

1. Luas Area Shell (A_s)

Luas penampang aliran pada sisi shell dihitung menggunakan Persamaan 7.43 (Kern, 1965):

$$a_s = \frac{ID_s \times C \times B}{144 \times P_T}$$

dengan:

a_s = luas penampang aliran shell (ft²)

ID_s = diameter dalam shell = 15,25 in

C = clearance antar tube = 0,19 in

B = jarak antar baffle = 6,10 in

$$P_T = \text{tube pitch} = 0,94 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{15,25 \times 0,19 \times 6,10}{144 \times 0,94}$$

$$a_s = \frac{17,67775}{135,36}$$

$$a_s = 0,1292 \text{ ft}^2$$

2. Shell side velocity (Gs)

Kecepatan massa (*Mass Velocity*) pada sisi shell dihitung menggunakan persamaan:

$$G_s = \frac{\dot{m}}{a_s}$$

dengan:

$$G_s = \text{kecepatan massa pada shell (lbm/jam.ft}^2\text{)}$$

$$\dot{m} = \text{laju alir massa fluida panas (lbm/jam)}$$

$$a_s = \text{luas penampang aliran shell (ft}^2\text{)}$$

$$G_s = \frac{4034,84}{0,1292}$$

$$G_s = 31.206 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

3. Diameter Ekuivalen (d_e)

Karena susunan tube menggunakan *triangular pitch*, maka diameter ekuivalen dihitung menggunakan Persamaan 7.44 (Kern, 1965):

$$d_e = \frac{4 \left[\left(\frac{1}{2} P_T \times 0,86 P_T \right) - \frac{\pi d_o^2}{8} \right]}{\frac{1}{2} \pi d_o}$$

dengan:

$$P_T = \text{tube pitch} = 0,94 \text{ in} = 0,078125 \text{ ft}$$

$$d_o = \text{diameter luar tube} = 0,75 \text{ in} = 0,06250 \text{ ft}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} d_e &= \frac{4 \left[\left(\frac{1}{2} \times 0,078125 \times 0,86 \times 0,078125 \right) - \frac{\pi}{8} (0,0625)^2 \right]}{\frac{1}{2} \pi (0,0625)} \\ &= \frac{4(0,002624 - 0,002241)}{0,098124608} \\ &= \frac{0,001533}{0,098124608} \end{aligned}$$

$$d_e = 0,0913611 \text{ ft}$$

4. Reynold Number (NRe)

Bilangan Reynolds dihitung menggunakan persamaan:

$$Re_s = \frac{G_s \times d_e}{\mu}$$

dengan:

$$G_s = 31.206 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$d_e = 0,0913611 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{viskositas fluida (lbm/ft.jam)}$$

Perhitungan:

$$Re_s = \frac{31.206 \times 0,0913611}{0,7518}$$

$$Re_s = 3793,42$$

Karena nilai Reynolds lebih besar dari 2.100, maka aliran fluida pada sisi shell termasuk aliran turbulen, sehingga perpindahan panas berlangsung secara konveksi turbulen.

5. Heat Transfer factor (j_H)

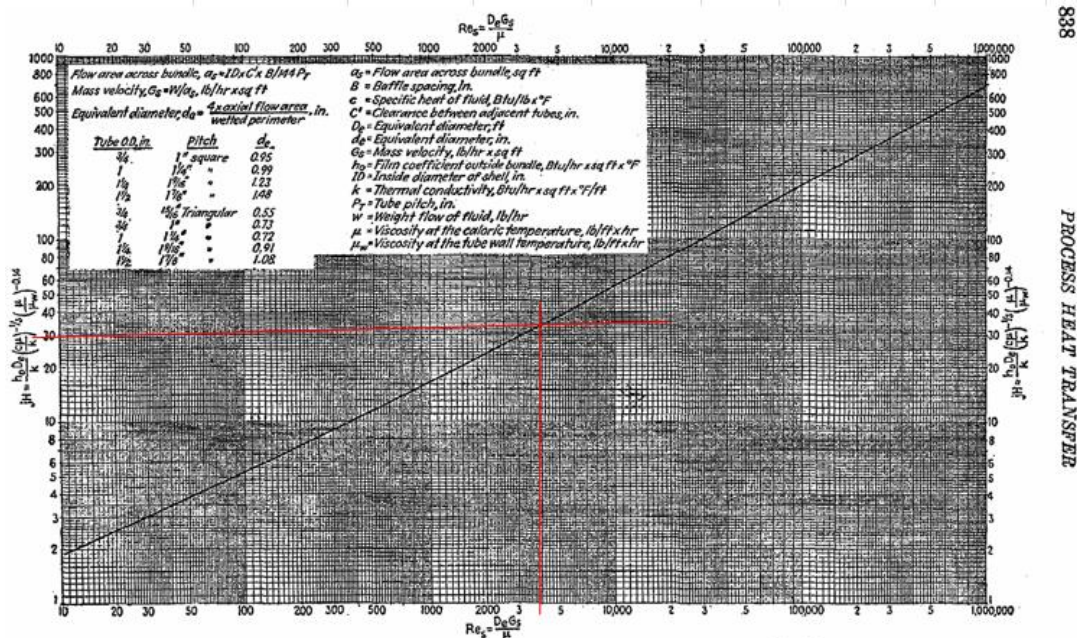


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

$$j_H = 30$$

Nilai heat transfer factor (j_H) ditentukan berdasarkan grafik Colburn Factor pada Kern (1965) menggunakan nilai bilangan Reynold sisi shell sebesar 3793,42 dan rasio geometri tube.

Berdasarkan hasil pembacaan grafik diperoleh: $j_H = 30$. Nilai tersebut selanjutnya digunakan untuk menghitung koefisien perpindahan panas konveksi pada sisi shell.

6. Nilai Koefisien Perpindahan Panas Sisi Shell (h_o)

Koefisien perpindahan panas pada sisi shell dihitung menggunakan Persamaan 6.34 (Kern, 1965):

$$h_o = \frac{j_H k}{d_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

dengan:

h_o = koefisien perpindahan panas sisi shell (Btu/jam.ft².°F)

j_H = heat transfer factor

k = konduktivitas termal fluida (Btu/jam.ft.°F)

d_e = diameter ekivalen shell (ft)

C_p = kapasitas panas fluida (Btu/lbm.°F)

μ = viskositas fluida (lbm/ft.jam)

$j_H = 30$

$k = 0,059529392$ Btu/jam.ft.°F

$d_e = 0,0913611$ ft

$C_p = 0,940988452$ Btu/lbm.°F

$\mu = 0,751573952$ lbm/ft.jam

$$h_o = \frac{30 \times 0,059529392 \times 0,940988452}{0,0913611} \left(\frac{0,751573952}{0,059529392} \right)^{1/3}$$

$$h_o = \frac{1,679150}{0,0913611} \times 2,3307$$

$$h_o = 18,5938 \times 2,3065$$

$$h_o = 42,88326493 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

7. Heat Transfer Coefficient Shell (h_{io})

Koefisien perpindahan panas berdasarkan luas permukaan luar tube dihitung menggunakan Persamaan pada Kern (1965, hlm. 111):

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

Karena faktor luas permukaan tube (ϕ_t) saling menghilangkan, maka persamaan menjadi:

$$h_{io} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

dengan:

h_{io} = koefisien perpindahan panas berdasarkan luas luar tube (Btu/jam.ft².°F)

h_i = koefisien perpindahan panas sisi tube = 142,1821023 Btu/jam.ft².°F

ID = diameter dalam tube = 0,62 in

OD = diameter luar tube = 0,75 in

$$h_{io} = 142,1821023 \left(\frac{0,62}{0,75} \right)$$

$$h_{io} = 142,1821023(0,826667)$$

$$h_{io} = 117,5372045 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

8. Shell wall temperature (T_w)

Temperatur dinding tube dihitung menggunakan persamaan (Kern, 1965):

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

dengan:

t_w = temperatur dinding tube (°F)

T_c = temperatur rata-rata fluida panas = 223,7 °F

t_c = temperatur rata-rata fluida dingin = 113 °F

h_o = koefisien perpindahan panas sisi shell

$$= 42,88326493 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

h_{io} = koefisien perpindahan panas sisi tube berdasarkan luas luar

$$= 117,5372045 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$t_w = 113 + \left(\frac{42,88326493}{117,5372045 + 42,88326493} \right) (223,7 - 113)$$

$$t_w = 113 + \left(\frac{42,88326493}{160,4204694} \right) (110,7)$$

$$t_w = 113 + 0,2673(110,7)$$

$$t_w = 173,6022^\circ\text{F}$$

$$t_w = \frac{173,6022 - 32}{1,8} = 78,6679^\circ\text{C}$$

$$t_w = 78,6679 + 273,15 = 351,8179 \text{ K}$$

9. Viskositas T_w

Fluida Panas							
Komp.	A	B	C	D	μ (cP)	$\mu \cdot xi$ xi	$\mu \cdot xi$ (cP)
EDC	-0,1656	2,76E+02	-3,3E-03	1,4E-06	0,41	1,00	0,41
VCM	-1,1063	2,15E+02	-8,5E-04	-1,3E-06	0,11	0,00	0,00
HCl	-1,515	1,95E+02	3,07E-03	-1,3E-05	0,03	0,00	0,00
TOTAL						1,00	0,41

$$\mu_w = 0,995314374 \text{ lbm/ft.jam}$$

Faktor koreksi viskositas dihitung sebagai:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,75}{0,995} \right)^{0,14} = 0,961438706$$

10. Koreksi nilai h_o

Koefisien perpindahan panas sisi shell dikoreksi terhadap pengaruh perubahan viskositas fluida menggunakan Persamaan 6.36 (Kern, 1965):

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$$

dengan:

h_o = koefisien perpindahan panas sisi shell setelah koreksi (Btu/jam.ft².°F)

ϕ_s = faktor koreksi viskositas

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh:

$$h_o = 35,4502 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas menyeluruh (*Overall Heat Transfer Coefficient*) dihitung menggunakan persamaan:

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

dengan:

h_{io} = koefisien perpindahan panas sisi tube berdasarkan luas luar tube

$$= 117,5372 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

h_o = koefisien perpindahan panas sisi shell setelah koreksi

$$= 35,4502 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$U_c = \frac{117,5372 \times 35,4502}{117,5372 + 35,4502}$$

$$U_c = 40,8731 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Menghitung Dirt Factor (R_d)

Nilai dirt factor dihitung menggunakan persamaan:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

dengan:

$$U_c = 40,8731 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$U_d = 0,17 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Perhitungan:

$$R_d = \frac{40,8731 - 0,17}{40,8731 \times 0,17}$$

$$R_d = 5,98136 \text{ jam.ft}^2.\text{F/Btu}$$

O. *Pressure drop* karena panjang pipa (ΔP_s)

Diketahui data perancangan yang dihasilkan adalah sebagai berikut.

Data yang digunakan dalam perhitungan adalah sebagai berikut.

Parameter	Nilai
Bilangan Reynolds (Re)	17.238,7587
Panjang tube (L)	16 ft
Diameter dalam tube (ID_t)	1,27082825 ft
Jumlah tube pass (n)	2
Mass velocity (G_t)	282.216,3583 lbm/jam.ft ²
Friction factor (f)	0,00027
Specific gravity (s)	0,000940433

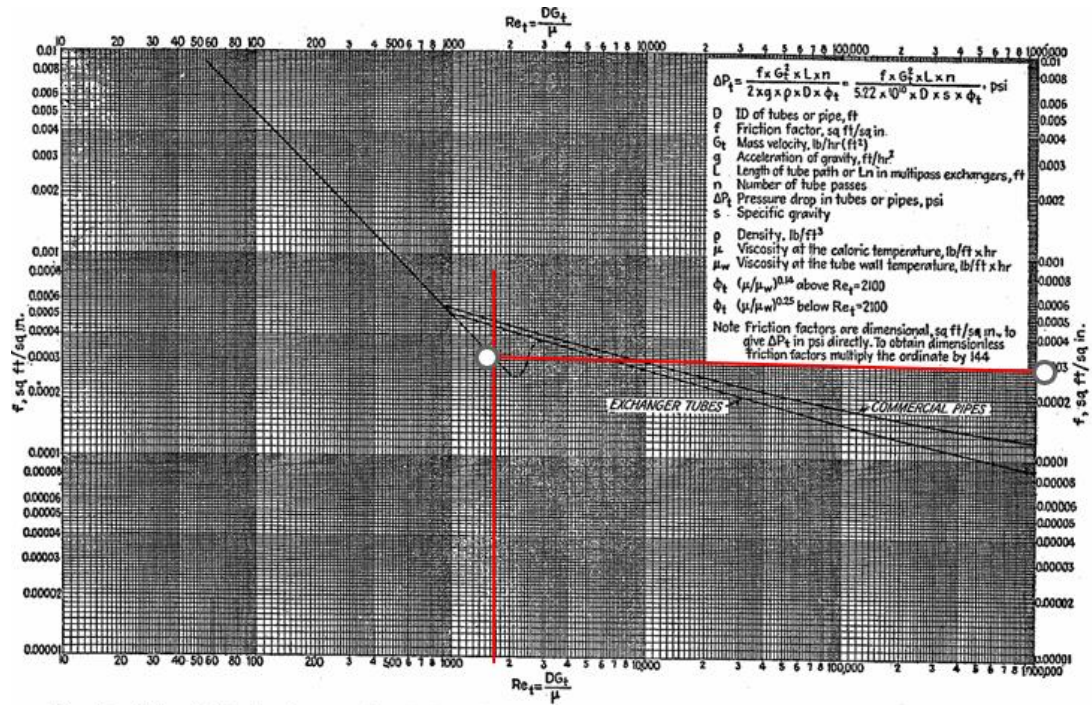


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Pressure drop akibat gesekan sepanjang tube dihitung menggunakan Persamaan 7.38 (Kern, 1965):

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} ID_t s \phi_t}$$

dengan:

ΔP_t = pressure drop akibat gesekan sepanjang tube (psi)

f = friction factor

G_t = mass velocity (lbm/jam.ft²)

L = panjang tube (ft)

n = jumlah tube pass

ID_t = diameter dalam tube (ft)

s = specific gravity

ϕ_t = faktor koreksi

Perhitungan:

$$\Delta P_t = \frac{0,00027 \times (282.216,3583)^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 1,27082825 \times 0,000940433 \times 282216,3583}$$

$$\Delta P_t = \frac{688.142.069,7}{1,76063 \times 10^{13}}$$

$$\Delta P_t = 3,9085 \times 10^{-5} \text{ psi}$$

Menghitung *Pressure Drop* Akibat *Tube Pass* (ΔP_r):

Pressure drop akibat perubahan arah aliran pada tube pass dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta P_r = 4n \left(\frac{V^2}{2g} \right) \left(\frac{62,5}{144 s} \right)$$

dengan:

ΔP_r = *pressure drop* akibat tube return (psi)

n = jumlah *tube pass*

V = kecepatan fluida (ft/s)

g = percepatan gravitasi = 32,2 ft/s²

s = specific gravity

Berdasarkan Gambar 27 Kern (1965, hlm. 845) diperoleh:

$$\frac{V^2}{2g} = 0,0016$$

$$4n = 4(2) = 8$$

$$\Delta P_r = 8.506,724052 \times \frac{V^2}{2g} \times 0,434027778$$

$$\Delta P_r = 3692,154536 \times 0,0016 \times 0,434027778$$

$$\Delta P_r = 2,563996206 \text{ psi}$$

Pressure drop total pada sisi tube merupakan penjumlahan *pressure drop* akibat gesekan sepanjang tube dan *pressure drop* akibat perubahan arah aliran.

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 3,9085 \times 10^{-5} + 2,563996206$$

$$\Delta P_T = 2,564035291 \text{ psi}$$

P. *Pressure Drop* total pada shell

Data yang digunakan dalam perhitungan adalah sebagai berikut.

Parameter	Nilai
Bilangan Reynolds (Re)	3793,42
Panjang tube (L)	16 ft

Diameter dalam shell (ID)	1,27082825 ft
Diameter ekivalen (D_e)	0,0913611 ft
Shell side mass velocity (G_s)	31.206,23118 lbm/jam.ft ²
Faktor koreksi viskositas (ϕ_s)	0,961438706
Friction factor (f)	0,00031
Specific gravity (s)	0,000929783
Baffle spacing (B)	0,5083313 ft

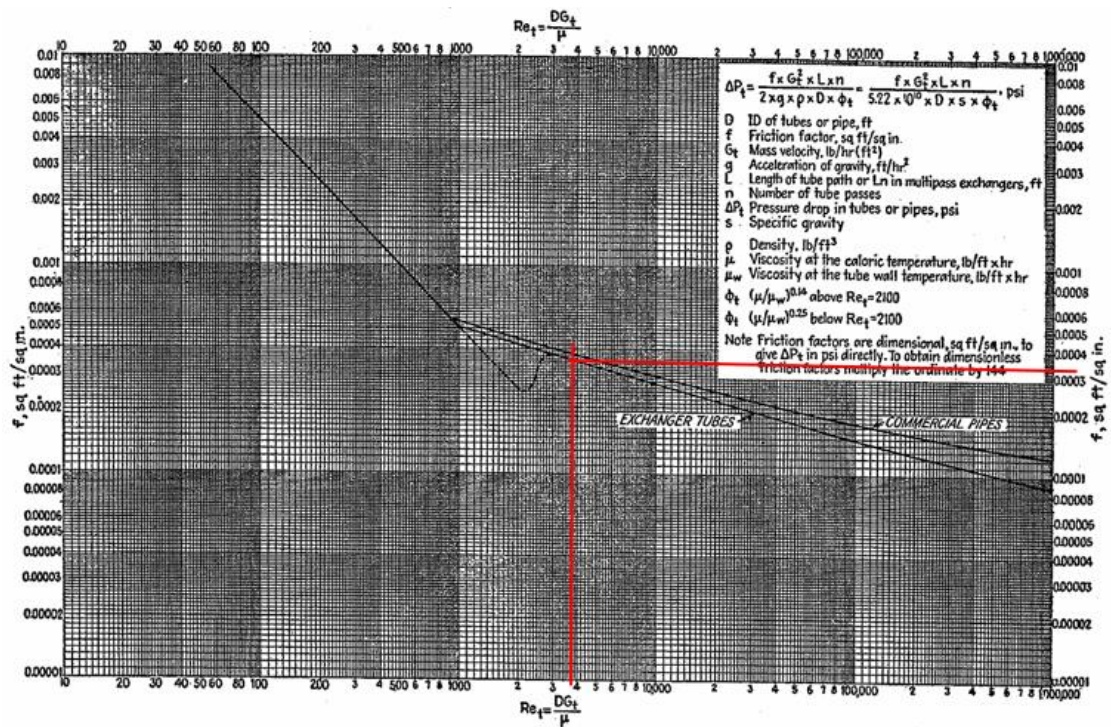


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Menentukan Jumlah Crosses:

Jumlah lintasan aliran (*crosses*) pada sisi shell dihitung menggunakan persamaan:

$$N + 1 = \frac{L}{B}$$

dengan:

$N + 1$ = jumlah lintasan aliran (*crosses*)

L = panjang tube (ft)

B = jarak antar baffle (ft)

$$N + 1 = \frac{16}{0,5083313}$$

$$N + 1 = 31,47553574$$

Menghitung *Pressure Drop* pada Sisi *Shell*

Pressure drop pada sisi shell dihitung menggunakan Persamaan 7.37 (Kern, 1965):

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 ID (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

dengan:

ΔP_s = *pressure drop* sisi shell (psi)

f = *friction factor*

G_s = *shell side mass velocity* (lbm/jam.ft²)

ID = diameter dalam shell (ft)

$N + 1$ = jumlah lintasan aliran

D_e = diameter ekivalen shell (ft)

s = *specific gravity*

ϕ_s = faktor koreksi viskositas

Perhitungan:

$$\Delta P_s = \frac{0,00031 \times (31.206,23118)^2 \times 1,27082825 \times 31,47553574}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0913611 \times 0,000929783 \times 0,961438706}$$

$$\Delta P_s = \frac{12.075.477,92}{4.263.191,32}$$

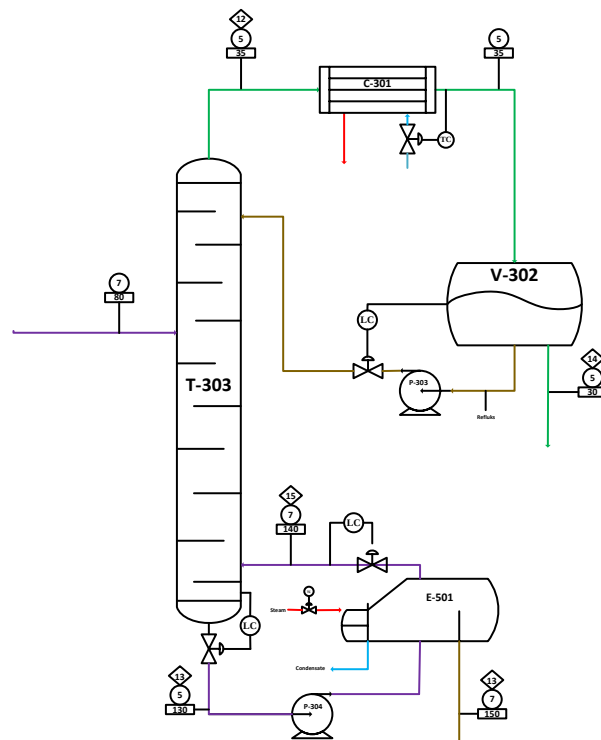
$$\Delta P_s = 2,832497303 \text{ psi}$$

Berdasarkan rekomendasi Kern (1965), *pressure drop* yang diizinkan pada sisi shell umumnya tidak melebihi 10 psi. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa:

$$\Delta P_s = 2,8325 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$$

Dengan demikian, *pressure drop* pada sisi shell memenuhi kriteria desain, sehingga kehilangan tekanan yang terjadi masih berada dalam batas yang diizinkan dan tidak akan memberikan beban yang berlebihan terhadap sistem perpindahan panas.

C.8 Menara Distilasi



Gambar C.8. Kolom Distilasi

- Kode : T-303
- Fungsi : Memurnikan VCM dari campuran EDC dengan pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih
- Tujuan Perancangan : 1. Menentukan Tipe Kolom
2. Menentukan Bahan konstruksi kolom Distilasi
3. Menentukan Dimensi Konstruksi Kolom distilasi
- Data : T input = 80 °C
T Output *top product* = 35 °C
T Output *bottom product* = 150 °C
P input = 7 atm
P Output *top product* = 5 atm
P Output *bottom product* = 5 atm

Langkah Perancangan:

A. Penentuan Tipe Kolom

Dalam perancangan ini, dipilih jenis sieve tray dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Biaya perawatan lebih minim, mudah dibersihkan dan konstruksi sederhana.
- Rentang batas laju alir cair dan gas yang cukup besar tanpa menimbulkan *fouling*.
- Konstruksi yang sederhana karena hanya terdiri atas pelat berlubang tanpa bagian yang bergerak, sehingga biaya fabrikasi, instalasi, dan perawatan lebih rendah.
- Kapasitas uap dan cairnya lebih besar.

B. Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi kolom yaitu *Austenitic stainless steel 316* dengan pertimbangan:

- Memiliki *allowable working stress* yang tinggi, yaitu 18.750 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu tinggi.
- Tahan terhadap korosi, mudah dibersihkan dan pilihan yang paling ekonomis dalam perbandingan biaya *life cycle*.

C. Neraca Panas Menara Distilasi

Neraca Panas Menara Destilasi						
Komp.	Input			Output		
	Q36	Q37 (Q reboiler)	Q38	Q39	Q40 (Q kondensor	QLoss
	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
EDC	7.675,60		10.548,62	4.15	2.57910204	
VCM	9.150,65		10.31	7575.0	2111.07316	
HCl	0,85			0.92	0.03224765	
Q		34.966,131				31540.5
Jumlah	16.827,1	34.966,131	10.558,93	7580.1	2113.684516	31540.5
TOTAL	51.793,22				51793.22	

$$N_{\text{teoritis}} = 11$$

$$N_s = 10$$

$$N_e = 1$$

D. Menghitung dimensi Kolom

$$V_{n+1} = Ln + D$$

$$R = \frac{Ln}{D}$$

Keterangan:

V_n = Laju alir molar uap yang masuk condenser

L_n = Laju alir molar bahan yang direfluks dari akumulator

D = Laju alir molar destilat

R = Rasio reluks

Neraca Massa Kondensor dan Refluks akumulator			
Komponen	Input	Output	
	A12	A14	Refluks
EDC	12.12352328	11.51734712	0.6061762
VCM	9836.059791	9344.256802	491.80299
HCl	0.460756137	0.43771833	0.0230378
H ₂ O	0	0	0
Jumlah	9848.644071	9356.211867	492.4322
TOTAL	9848.644071	9848.644071	

$V_n = 9.836,059/62,5 = 157,37 \text{ kmol/jam}$

$L_n = 491,80/62,5 = 7,8688 \text{ kmol/jam}$

$$L_m = L_n + (q \times F)$$

$$V_n = V_m + ((1 - q) \times F)$$

$$B = L_m - V_m$$

Keterangan:

L_m = Laju alir molar liquid masuk reboiler

V_m = laju alir molar uap vapor reboiler

B = Laju alir molar *bottom product*

F = Laju alir molar umpan menara distilasi

$$L_m = L_n + (q \times F), \text{ asumsi } q = 1$$

$$L_m = L_n + (1 \times F)$$

Diketahui:

$$q = 1$$

$$F = 280,007 \text{ kmol/jam}$$

Maka:

$$L_m = L_n + (1 \times F)$$

$$Lm = 7,86885 \frac{kmol}{jam} + \left(1 \times 280,007 \frac{kmol}{jam}\right)$$

$$Lm = 287,876 \frac{kmol}{jam}$$

$$Vm = Vn - ((1 - q) \times F)$$

$$Vm = 157,37 \frac{kmol}{jam} - ((1 - 1) \times 280,007 \text{ kmol/jam})$$

$$Vm = 157,377 \frac{kmol}{jam}$$

$$B = Lm - Vm$$

$$B = 287,876 - 157,377$$

$$B = 130,499 \text{ kmol/jam}$$

Neraca Massa reboiler				
Komponen	x reboiler	Input		Output
		A13	A15	A16
EDC	0,9992	12.111,39976	10.282,578	1.828,821364
VCM	0,0008	9,845905697	9,8459057	0
HCl	0,0000	0,000461217	0,0004612	0
H2O	0,0000			0
Jumlah	1,0000	12.121,24613	10.292,425	1.828,821364
TOTAL	1,0000	12.121,24613		12.121,24613

Berat Molekul komponen di Menara distilasi						
Komp.	Input		Destilat		Bottom	
	BMf		BMd		BMb	
	xf	(kg/kmol)	xd	(kg/kmol)	xb	(kg/kmol)
EDC	0,56444	55,88039	0,00004	0,003974	0,99956	98,95689714
VCM	0,43553	27,22075	0,99946	62,46631	0,00008	0,005147701
HCl	0,00002	0,000744	0,00052	0,019239	0,00000	1,45151E-08
Jumlah	1,00	83,1018	1,00	62,4895	1,00	98,962045

1. Menghitung tinggi Menara

Jumlah tray teoritis (Nt) = 11 tray

Asumsi efisiensi tray:

$$\eta = 0,7$$

Jumlah tray aktual dihitung menggunakan persamaan:

$$N_{\text{actual}} = \frac{N_t}{\eta}$$

$$N_{\text{actual}} = \frac{11}{0,7}$$

$$N_{\text{actual}} = 15,71428571 \text{ tray} = 16 \text{ tray}$$

Berdasarkan Towler (2020, hlm. 693), jarak antar tray (*plate spacing*) yang umum digunakan berkisar antara 0,15–1 m. Pada perancangan ini dipilih jarak antar tray sebesar:

$$\text{Plate spacing (lt)} = 0,5 \text{ m}$$

Tinggi menara dihitung dengan persamaan:

$$H = N_{\text{actual}} \times l_t$$

$$H = 16 \times 0,5$$

$$H = 8 \text{ m}$$

2. Menghitung Densitas Campuran

Menurut data properties Densitas Cairan (Yaws, 1999)

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	T _c (K)	n
EDC	0,465	0,287	561	0,31
VCM	0,349	0,271	432	0,272
HCl	0,441	0,27	324,65	0,319

Perhitungan densitas liquid feed (umpan masuk distilasi):

$$T_{\text{in}} = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 353,15 \text{ K}$$

Komponen	(1-T/T _c) ⁿ	ρ (kg/m ³)	x _F	ρ x _f (kg/m ³)
EDC (HK)	0,73506208	1.163,974366	0,564448	657,0034685
VCM (LK)	0,62961995	794,0343225	0,435532	345,827436
HCl	0,46020782	241,4058255	0,000020	0,004924679
TOTAL			1,00000	1.002,835829

Perhitungan densitas liquid top distilat:

T_{in} = 35 °C

= 308,15 K

Komponen	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (kg/m ³)	x _D	ρ x _d (kg/m ³)
EDC (HK)	0,7811043	1.232,831538	0,000040	0,049489622
VCM (LK)	0,71189532	884,0807476	0,999461	883,6042398
HCl	0,38657687	731,5772718	0,000527	0,385626748
TOTAL			1,00003	884,0393562

Perhitungan densitas liquid bottom product:

T_{in} = 130 °C

= 403,15 K

Komponen	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (kg/m ³)	x _B	ρ x _b (kg/m ³)
EDC (HK)	0,67495891	1.079,842452	0,9995646175	1.079,372308
VCM (LK)	0,47896975	652,2528454	0,0000823632	0,053721644
HCl	0,63580202	191,8220466	0,0000000004	7,62827E-08
TOTAL			1,000	1.079,426029

Perhitungan densitas campuran vapour:

T distilat = 35 °C = 308,15 K

T bottom = 130 °C = 403,15 K

P operasi = 5 atm

R = 0,082 L.atm/mol.K

$$\rho_{gas} = \frac{P \times BM_{mix}}{R \times T}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	fraksi distilat	ρ d (kg/m ³)	fraksi bottom	ρ b (kg/m ³)
EDC	99	0,000040	0,000786393	0,9995646175	14,967028
VCM	62,5	0,999461	12,36060861	0,0000823632	0,0007786
HCl	36,5	0,000527	0,003807096	0,0000000004	2,195E-09
TOTAL		1,0000	12,3652021	1,000	14,967806

3. Menghitung Mixture surface tension

Data properties surface tension (Yaws, 1999):

$$\sigma = A \left(a - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

Distilat						
Komp.	A	Tc (K)	n	σ (dyne/cm)	x _D	σ_m (N/m)
EDC	80,14	561	1,2	30,79849212	0,000040	1,23635E-06
VCM	70,23	432	1,271	14,35137974	0,999461	0,014343645
HCl	85,2	324,65	1,297	1,787353632	0,000527	9,42144E-07
Jumlah				46,93722549	1,000028	0,014345823

Bottom						
Komp.	A	Tc (K)	n	σ (dyne/cm)	x _B	σ_m (N/m)
EDC	80,14	561	1,2	17,49795954	0,999565	0,017490341
VCM	70,23	432	1,271	2,25251743	0,000082	1,85525E-07
HCl	85,2	324,65	1,297	13,51387061	0,000000	5,37412E-12
Jumlah				33,26434758	0,999647	0,017490527

4. Menghitung Diameter menara distilasi

a. Menentukan *Liquid Vapor Flow*

Nilai *Liquid Vapor Flow* (FLV) dihitung menggunakan persamaan (Towler, 2020):

$$FLV = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

dengan:

L_w = laju alir massa cair (kg/s)

V_w = laju alir massa uap (kg/s)

ρ_v = densitas uap (kg/m³)

ρ_L = densitas cair (kg/m³)

Top Column:

Diketahui:

$$L_w = 0,13661 \text{ kg/s}$$

$$V_w = 2,73224 \text{ kg/s}$$

$$\rho_v = 12,3606 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 883,604 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan:

$$FLV = \frac{0,13661}{2,73224} \sqrt{\frac{12,3606}{883,604}}$$

$$FLV = 0,00591$$

Bottom Column:

Diketahui:

$$L_w = 7,91658 \text{ kg/s}$$

$$V_w = 4,32787 \text{ kg/s}$$

$$\rho_v = 14,9678 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 1079,426 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan:

$$FLV = \frac{7,91658}{4,32787} \sqrt{\frac{14,9678}{1079,426}}$$

$$FLV = 0,21540$$

b. Menentukan nilai K_1

Nilai konstanta K_1 ditentukan berdasarkan kurva *Flooding Velocity Sieve Tray* pada Towler (2020), Gambar 11.29, hlm. 720.

Dari hasil pembacaan grafik diperoleh:

Untuk top section $K_1 = 0,08$

Untuk bottom section $K_1 = 0,07$

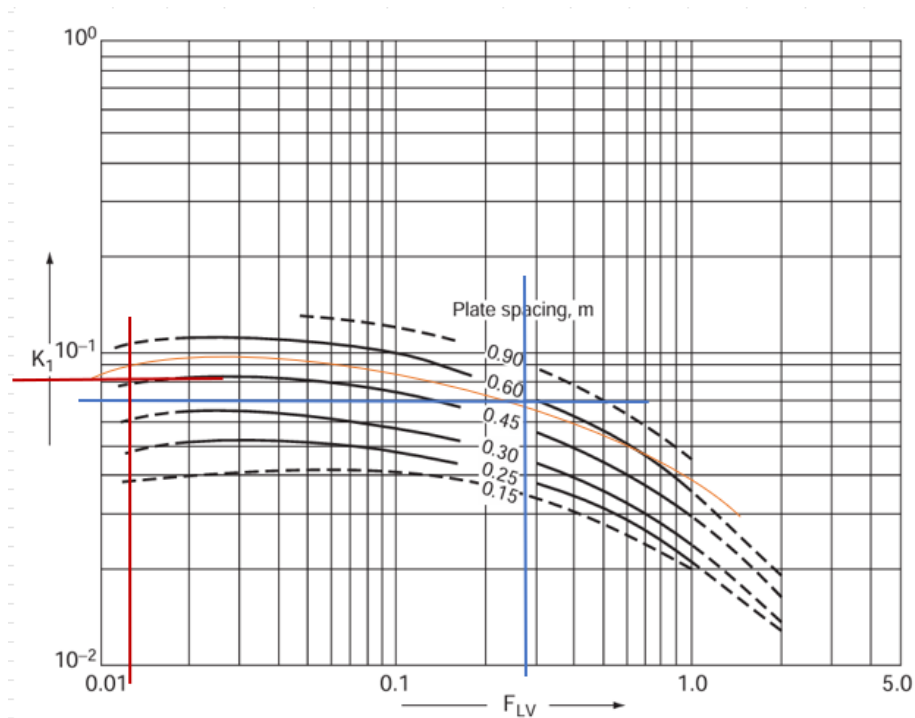


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Selanjutnya dilakukan koreksi terhadap tegangan permukaan menggunakan persamaan:

$$K_{1,\text{koreksi}} = K_1 \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

Top section $K_{1,\text{koreksi}} = 0,0749$

Bottom section $K_{1,\text{koreksi}} = 0,0681$

c. Menentukan flooding vapor velocity (u_f)

Kecepatan uap saat kondisi flooding dihitung menggunakan Persamaan 11.81 (Towler, 2020):

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Bottom Section

$$u_f = 0,0681 \sqrt{\frac{1079,426 - 14,9678}{14,9678}}$$

$$u_f = 0,5747 \text{ m/s}$$

Top Section:

$$u_f = 0,0749 \sqrt{\frac{883,604 - 12,3606}{12,3606}}$$

$$u_f = 0,6285 \text{ m/s}$$

Untuk desain kolom, kecepatan operasi dipilih sebesar 80% dari *flooding velocity* (Towler, 2020).

Bottom Section:

$$u_{\text{desain}} = 0,80 \times 0,5747$$

$$u_{\text{desain}} = 0,4598 \text{ m/s}$$

Top Section:

$$u_{\text{desain}} = 0,80 \times 0,6285$$

$$u_{\text{desain}} = 0,5028 \text{ m/s}$$

- d. Menghitung Maximum volumetric rate (MVR)

Maximum Volumetric Rate dihitung menggunakan persamaan:

$$MVR = \frac{\dot{m}}{\rho_v \times 3600}$$

dengan:

MVR = laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

$\dot{m}$ = laju alir massa uap (kg/jam)

ρ_v = densitas uap (kg/m^3)

Bottom Section:

$$MVR = 0,2892 \text{ m}^3/\text{s}$$

Top Section:

$$MVR = 0,2210 \text{ m}^3/\text{s}$$

- e. Menentukan Net area yang dibutuhkan

Luas penampang bersih (*Net Area*) dihitung menggunakan persamaan (Towler, 2020):

$$A_n = \frac{\text{Maximum Volumetric Rate}}{\text{Maximum Rate Flooding}}$$

dengan:

A_n = luas penampang bersih (m^2)

MVR = laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

Maximum Rate Flooding = kecepatan flooding desain (m/s)

Bottom Section:

$$A_n = \frac{0,2892}{0,4598}$$

$$A_n = 0,629 \text{ m}^2$$

Top Section:

$$A_n = \frac{0,2210}{0,5028}$$

$$A_n = 0,440 \text{ m}^2$$

- f. Menghitung downcomer area (A_d)

Luas *downcomer* diasumsikan sebesar 12% dari luas penampang bersih kolom (Towler, 2020).

$$A_d = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

Bottom Section:

$$A_d = \frac{0,629}{0,88}$$

$$A_d = 0,715 \text{ m}^2$$

Top Section:

$$A_d = \frac{0,440}{0,88}$$

$$A_d = 0,500 \text{ m}^2$$

- g. Menghitung Diameter kolom (DC)

Diameter kolom dihitung berdasarkan luas penampang total menggunakan persamaan:

$$D_c = \sqrt{\frac{4A_d}{\pi}}$$

dengan:

D_c = diameter kolom (m)

A_d = luas penampang total kolom (m^2)

Bottom Section:

$$D_c = \sqrt{\frac{4(0,715)}{\pi}}$$

$$D_c = \sqrt{0,910}$$

$$D_c = 0,954 \text{ m}$$

Top Section:

$$D_c = \sqrt{\frac{4(0,500)}{\pi}}$$

$$D_c = \sqrt{0,637}$$

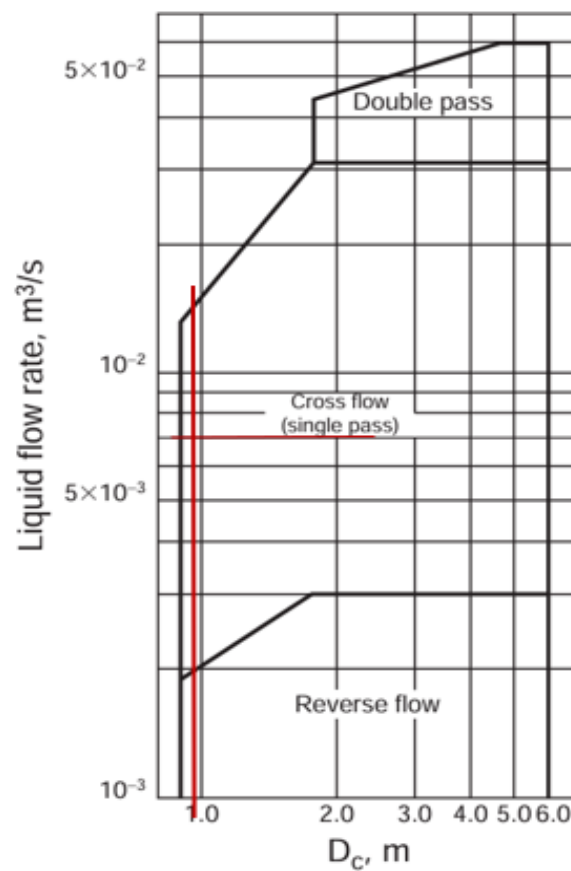
$$D_c = 0,798 \text{ m}$$

5. Menghitung liquid flow pattern

$$\text{Volumetric Liquid Rate} = \frac{Lm \times BM}{\rho L \times 3.600}$$

$$\text{Maximum Volumetric Liquid Rate} = 0,007334434 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 0,797747526 \text{ m}$$



Pola aliran cair pada tray ditentukan berdasarkan *Maximum Volumetric Liquid Rate* dan diameter kolom menggunakan Gambar 11.30 pada Towler dan Sinnott (2020, hlm. 722). Berdasarkan hasil pembacaan Gambar 11.30 (Towler dan Sinnott, 2020, hlm. 722), diperoleh bahwa pola aliran cair yang sesuai adalah *cross flow (single pass)*.

6. Perancangan Plate

Perancangan tray mengacu pada metode yang disajikan oleh Towler dan Sinnott (2020, hlm. 720–727).

a. Luas Penampang Kolom

Diketahui:

Diameter kolom (D_C) = 0,797747526 m

Luas penampang kolom dihitung dengan persamaan:

$$A_C = \frac{\pi}{4} D_C^2$$

$$A_C = \frac{3,14}{4} (0,797747526)^2$$

$$A_C = 0,499574875 \text{ m}^2$$

b. Luas *Downcomer*

Luas *downcomer* diasumsikan sebesar 12% dari luas penampang kolom.

$$A_D = 0,12 \times A_C$$

$$A_D = 0,12 \times 0,499574875$$

$$A_D = 0,059948985 \text{ m}^2$$

c. Luas Bersih (*Net Area*)

Luas bersih tray dihitung dengan persamaan:

$$A_N = A_C - A_D$$

$$A_N = 0,499574875 - 0,059948985$$

$$A_N = 0,439625890 \text{ m}^2$$

d. Luas Aktif (*Active Area*)

Luas aktif merupakan luas tray yang digunakan untuk kontak antara uap dan cairan.

$$A_A = A_C - 2A_D$$

$$A_A = 0,499574875 - 2(0,059948985)$$

$$A_A = 0,379676905 \text{ m}^2$$

e. Luas Lubang Tray (*Hole Area*)

Luas lubang pada sieve tray umumnya sekitar 3% dari luas aktif (Towler dan Sinnott, 2020).

$$A_H = 0,03 \times A_A$$

$$A_H = 0,03 \times 0,379676905$$

$$A_H = 0,011390307 \text{ m}^2$$

f. Persentase Downcomer

Persentase luas downcomer dihitung dengan persamaan:

$$\%A_D = \frac{A_D}{A_C} \times 100\%$$

$$\%A_D = \frac{0,059948985}{0,499574875} \times 100\%$$

$$\%A_D = 12\%$$

Nilai tersebut masih berada pada rentang rekomendasi desain tray menurut Towler dan Sinnott (2020).

g. Menentukan Panjang Weir

Panjang weir ditentukan berdasarkan Gambar 11.33 pada Towler dan Sinnott (2020, hlm. 725).

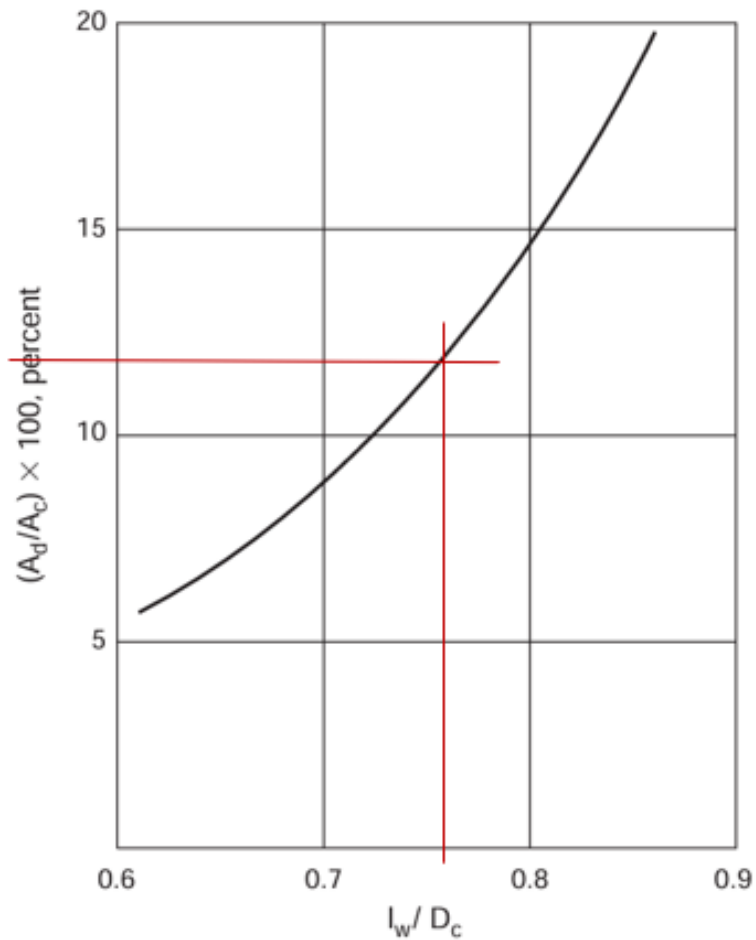


Figure 11.33. Relation between downcomer area and weir length.

Dari grafik diperoleh:

$$\frac{L_w}{D_c} = 0,76$$

$$L_w = 0,76 \times D_c$$

$$L_w = 0,76 \times 0,797747526$$

$$L_w = 0,606288119 \text{ m}$$

7. Menentukan Dimensi Weir

1. Tinggi Weir

Menurut Towler dan Sinnott (2020, hlm. 725), tinggi weir untuk kolom distilasi umumnya berada pada rentang 40–90 mm.

Pada perancangan ini dipilih:

$$H_w = 60 \text{ mm}$$

$$H_w = 0,06 \text{ m}$$

2. Diameter Hole

Diameter lubang pada sieve tray umumnya berada pada rentang 2,5–12 mm (Towler dan Sinnott, 2020, hlm. 726).

Pada perancangan ini dipilih:

$$D_h = 5 \text{ mm}$$

$$D_h = 0,005 \text{ m}$$

3. Tebal Plate

Material tray menggunakan stainless steel. Berdasarkan rekomendasi Towler dan Sinnott (2020, hlm. 727), ketebalan plate yang umum digunakan berkisar 3–5 mm.

Pada perancangan ini dipilih:

$$t = 3 \text{ mm}$$

$$t = 0,003 \text{ m}$$

8. Menentukan Spesifikasi Tray

Berdasarkan hasil perancangan, diperoleh spesifikasi tray sebagai berikut.

Parameter	Nilai
Jenis tray	<i>Sieve Tray</i>
Diameter tray	0,7977 m
Pola aliran	Cross Flow (Single Pass)
<i>Turn down ratio</i>	80%
<i>Material tray</i>	<i>Stainless Steel</i>
<i>Material downcomer</i>	<i>Stainless Steel</i>
<i>Tray spacing</i>	0,50 m
Tebal plate	0,003 m
Panjang weir	0,6063 m
Diameter hole	0,005 m
Tinggi weir	0,060 m

9. Menentukan Tebal shell

Material shell yang digunakan adalah Austenitic Stainless Steel 316.

Diketahui:

$$\text{Tekanan operasi, } P = 73,48 \text{ psi}$$

$$\text{Tegangan izin material, } S = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan las, } E = 0,80$$

$$\text{Jari-jari dalam shell, } R_i = 15,70366004 \text{ in}$$

Corrosion allowance, C = 0,025 in

Densitas fluida = 1079,426029 kg/m³

a. Menghitung Tekanan Hidrostatik

Tekanan hidrostatik dihitung menggunakan persamaan:

$$P_h = \rho gh$$

$$P_h = 84.713,35478 \text{ Pa}$$

$$P_h = 12,28662851 \text{ psi}$$

b. Menghitung Tekanan Desain

Tekanan total:

$$P_{total} = P + P_h$$

$$P_{total} = 73,48 + 12,28662851$$

$$P_{total} = 85,76662851 \text{ psi}$$

Dengan faktor keamanan sebesar 10%, maka tekanan desain menjadi:

$$P_{design} = 1,10 \times P_{total}$$

$$P_{design} = 1,10 \times 85,76662851$$

$$P_{design} = 94,34329136 \text{ psi}$$

$$P_{design} = 6,504781253 \text{ bar}$$

$$P_{design} = 6,419683604 \text{ atm}$$

c. Menghitung Tebal Shell

Tebal shell dihitung menggunakan persamaan Brownell dan Young (1959):

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$t_s = \frac{94,34329136 \times 15,70366004}{18.750 \times 0,80 - 0,6(94,34329136)} + 0,025$$

$$t_s = 0,124143138 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), Tabel 5.7 hlm. 89, dipilih tebal shell standar sebesar:

$$t_s = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \approx 0,19 \text{ in}$$

OD	26		28		30		32		34		36		38	
<i>l</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{3}{8}$	24	$1\frac{3}{4}$	26	$1\frac{7}{8}$	30	2	30	$2\frac{1}{8}$	34	$2\frac{1}{4}$	36	$2\frac{3}{8}$	36
$\frac{1}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$\frac{5}{16}$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$
$\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$
$\frac{7}{16}$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$	$\downarrow$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$1\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$1\frac{7}{8}$	$\downarrow$	2	$\downarrow$	$2\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$1\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$1\frac{7}{8}$	$\downarrow$	2	$\downarrow$	$2\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$
$\frac{3}{4}$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$
$\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$2\frac{3}{8}$	$\downarrow$
1	3	$\downarrow$	3	$\downarrow$	3	$\downarrow$	3	$\downarrow$	3	$\downarrow$	3	$\downarrow$	3	$\downarrow$
$1\frac{1}{8}$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{8}$	$\downarrow$
$1\frac{1}{4}$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$3\frac{3}{4}$	$\downarrow$
$1\frac{3}{8}$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{8}$	$\downarrow$
$1\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$4\frac{1}{2}$	$\downarrow$
$1\frac{5}{8}$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$	$4\frac{7}{8}$	$\downarrow$
$1\frac{3}{4}$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$5\frac{1}{4}$	$\downarrow$
$1\frac{7}{8}$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$	$5\frac{5}{8}$	$\downarrow$
2	6	$\downarrow$	6	$\downarrow$	6	$\downarrow$	6	$\downarrow$	6	$\downarrow$	6	$\downarrow$	6	$\downarrow$
$2\frac{1}{4}$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$	$6\frac{3}{4}$	$\downarrow$
$2\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$	$7\frac{1}{2}$	$\downarrow$
$2\frac{3}{4}$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$	$8\frac{1}{4}$	$\downarrow$
3	24	$\downarrow$	24	$\downarrow$	24	$\downarrow$	24	$\downarrow$	24	$\downarrow$	24	$\downarrow$	24	$\downarrow$

10. Menentukan tebal head

Material head menggunakan Austenitic Stainless Steel 316 dengan tipe Torispherical Dished Head (Brownell dan Young, 1959, hlm. 89–93).

Diketahui:

Inside diameter (ID) = 31,40732008 in

Outside diameter (OD) = 31,78232008 in

OD standar = 32 in

Inside corner radius (icr) = 2 in

Crown radius (r_c) = 30 in

a. Menghitung Faktor Intensifikasi Tegangan

Faktor intensifikasi tegangan dihitung menggunakan:

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{r_i}} \right)$$

$$W = 0,437797518$$

b. Koreksi Diameter Dalam

Diameter dalam setelah mempertimbangkan ketebalan shell:

$$ID_{corr} = OD - 2t_s$$

$$ID_{corr} = 32 - 2(0,1875)$$

$$ID_{corr} = 31,625 \text{ in}$$

$$ID_{corr} = 0,803275 \text{ m}$$

c. Menghitung Tebal Head

Tebal head dihitung menggunakan persamaan Brownell dan Young:

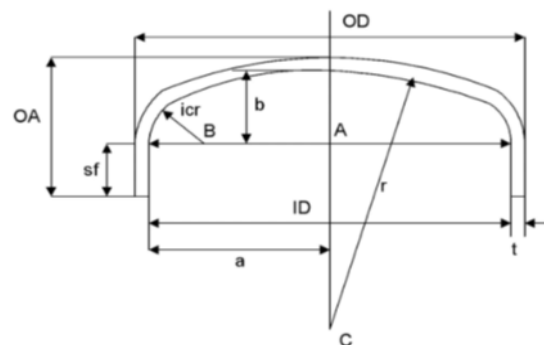
$$t_h = \frac{PrW}{2SE - 0,2P} + C$$

$$t_h = 0,066329253 \text{ in}$$

$$t_{h\text{standar}} = \frac{1}{8} \text{ in} = 0,125 \text{ in}$$

11. Menentukan tinggi head kolom

Jenis head yang digunakan adalah Torispherical Head.



Straight flange dipilih berdasarkan Brownell dan Young (1959): $sf = 1,5 \text{ in}$

Perhitungan Geometri Head:

Jari-jari dalam:

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = \frac{31,625}{2}$$

$$a = 15,8125 \text{ in}$$

Jarak AB:

$$AB = a - r_i$$

$$AB = 15,8125 - 2$$

$$AB = 13,8125 \text{ in}$$

Jarak BC:

$$BC = r_c - r_i$$

$$BC = 30 - 2$$

$$BC = 28 \text{ in}$$

Jarak AC:

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = \sqrt{28^2 - 13,8125^2}$$

$$AC = 24,35600221 \text{ in}$$

Nilai b :

$$b = r_c - AC$$

$$b = 30 - 24,35600221$$

$$b = 5,643997788 \text{ in}$$

Tinggi head:

$$OA = b + t_h + sf$$

$$OA = 5,643997788 + 0,125 + 1,5$$

$$OA = 7,268997788 \text{ in}$$

$$OA = 0,184632913 \text{ m}$$

12. Menghitung Tinggi dan Volume total Menara Distilasi

$$H_{shell} = 8,0000 \text{ m}$$

Tinggi satu buah *torispherical head* adalah:

$$H_{head} (OA) = 0,184632913 \text{ m}$$

$$H_{total} = H_{shell} + 2H_{head}$$

$$H_{total} = 8,0000 + 2(0,184632913)$$

$$H_{total} = 8,369265826 \text{ m}$$

Volume head dihitung berdasarkan geometri Torispherical Dished Head sesuai Brownell dan Young (1959).

$$V_{head} = 0,062347066 \text{ m}^3$$

Karena kolom menggunakan dua buah head, maka volume total head adalah

$$V_{2head} = 2 \times V_{head}$$

$$V_{2head} = 2 \times 0,062347066$$

$$V_{2head} = 0,124694132 \text{ m}^3$$

Volume shell diperoleh dari persamaan silinder:

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

Dengan:

Diameter kolom = 0,797747526 m

Tinggi shell = 8,0000 m

Maka:

$$V_{shell} = 3,996599 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = V_{shell} + V_{2head}$$

$$V_{total} = 3,996599 + 0,124694132$$

$$V_{total} = 4,121293132 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN D

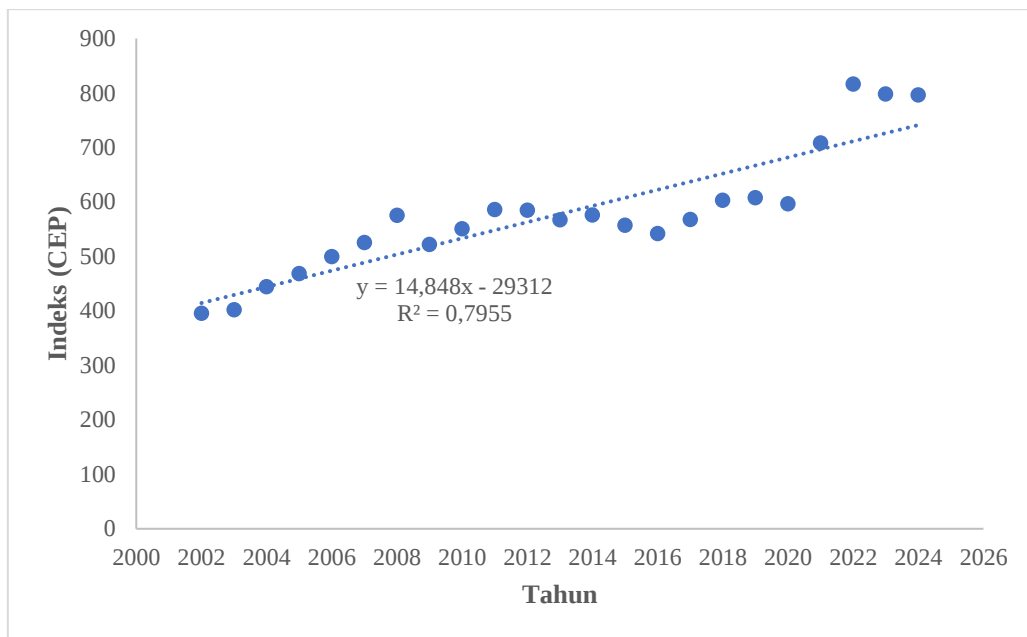
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan industri proses mengalami perubahan dari tahun ke tahun seiring dengan perkembangan kondisi perekonomian. Oleh karena itu, diperlukan suatu indeks untuk mengonversi harga peralatan pada periode sebelumnya sehingga dapat digunakan sebagai dasar dalam memperkirakan harga peralatan pada masa yang akan datang. Indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), yang disajikan pada tabel berikut.

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index Tahun 2002-2024*

Tahun	CEPCI
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708
2022	816
2023	797,9
2024	796,2



Gambar D1. *Chemical Engineering Plant Cost Index*

$$Y = 14,848x - 29312$$

x = Tahun

y = Indeks

Jika x = 2024, maka

$$y = 755,90$$

Pabrik *vinyl chloride monomer* dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun direncanakan untuk dibangun pada tahun 2025. Berdasarkan hasil perhitungan regresi linear, diperoleh nilai indeks sebesar 755,90. Estimasi harga peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu tahun 2025, dihitung menggunakan persamaan yang dikemukakan oleh Aries & Newton (1955) sebagai berikut.

$$Ex = Ey \left(\frac{Nx}{Ny} \right)$$

Keterangan:

Ex = Harha pembelian alat pada tahun 2025

Ey = Harga alat literatur

Nx = Indeks harga tahun 2027

Ny = Indeks harga literatur

Tabel D.25 Daftar Harga Alat dari Dalam Negeri (Matche, 2014)

Nama Alat	Kode	Harga	Jumlah	Harga 2025
		2014 (USD)		(USD)
Tangki Penyimpanan EDC	TK-101	465.400	1	610.653,5594
Tangki Penyimpanan HCl	TK-401	10.900	1	14.301,94198
Tangki Penyimpanan VCM	TK-402	14.000	1	18.369,46676
Pompa 1	P-101	33.200	1	43.561,87832
Pompa 2	P-102	33.200	1	43.561,87832
Pompa 3	P-301	33.200	1	43.561,87832
Pompa 4	P-401	33.200	1	43.561,87832
Pompa 5	P-303	33.200	1	43.561,87832
Pompa 6	P-304	33.200	1	43.561,87832
Pompa QT	P-302	33.200	1	43.561,87832
Mixer Bahan Baku	MX-101	48.100	1	63.112,23938
Quench Tower	T-201	512.500	1	672.453,694
Absorber	T-301	23.400	1	30.703,25159
Scrubber	T-302	10.000	1	13.121,04769
Chimney	ST-201	20.000	1	26.242,09538
Flash Separator	V-301	13.900	1	18.238,25629
Reflux EDC	V-302	17.400	1	22.830,62298
Total		1.368.000		1.794.959,324

Tabel D.26 Daftar Harga Alat dari Luar Negeri (Matche, 2014)

Nama Alat	Kode	Harga 2014 (USD)	Jumlah	Harga 2025 (USD)
<i>Vaporizer</i>	V-101	140.600	1	184.481,9305
Kompresor 1	C-101	375.400	1	492.564,1302
Reaktor (Furnace)	R-201	1.075.500	1	1.411.168,679
<i>Heat Exchanger 1</i>	E-201	51.800	1	67.967,02702
Condenser 1	E-202	2.700	1	3.542,682876
Heat Exchanger 2	E-301	51.800	1	67.967,02702
Menara Distilasi	T-303	20.200	1	26.504,51633
<i>Condenser 2</i>	C-301	2.700	1	3.542,682876
<i>Reboiler</i>	E-501	37.400	1	49.072,71835
<i>Heat Exchanger 3</i>	E-502	51.800	1	67.967,02702
Total		1.809.900		2.374.778,421

D.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 70.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Tahun pendirian pabrik	: 2025
Tahun pabrik beroperasi	: 2030
Asumsi biaya distribusi	: 1,5%
Harga <i>ethylene dichloride</i>	: 0,24 7 US\$/kg
Harga produk VCM	: 1,554 US\$/kg
Kurs dollar	: Rp. 18.000 (Per bulan juni 2026)

D.3 Perhitungan Biaya

A. *Capital Investment*

Capital investment merupakan seluruh pengeluaran yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas pabrik serta mendukung kegiatan operasionalnya. Komponen *capital investment* terdiri atas beberapa aspek sebagaimana dijelaskan berikut.

- *Fixed Capital Investment*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 1–4, *fixed capital investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas-

fasilitas pabrik. Komponen biaya yang termasuk dalam kategori tersebut antara lain sebagai berikut.

➤ *Purchased Equipment Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembelian peralatan proses, termasuk bea masuk, asuransi, provisi bank, serta biaya pengangkutan hingga peralatan tiba di lokasi pabrik.

- PEC Dalam Negeri

Harga alat total :

$$EC = US\$1.794.959,32$$

- Asuransi pengangkutan ke pelabuhan :

$$= 15\% \times EC$$

$$= 0,15 \times 1.794.959,32$$

$$= US\$269.243,90$$

- Asuransi pengangkutan :

$$= 1\% \times EC$$

$$= 0,01 \times 1.794.959,32$$

$$= US\$17.949,59$$

- Provisi bank : $= 0,5\% \times EC$

$$= 0,005 \times 1.794.959,32$$

$$= US\$8.974,80$$

- EMKL : $= 1\% \times EC$

$$= US\$17.949,59$$

Sehingga:

- $PEC_{DN} = 1.794.959,32 + 269.243,90 + 17.949,59 + 8.974,80 + 17.949,59 = US\$2.109.077,21$

- PEC Luar Negeri

$$EC = US\$2.374.778,42$$

- Asuransi pelabuhan :

$$= 15\% \times 2.374.778,42$$

$$= US\$356.216,76$$

- Asuransi pengangkutan $= 1\% \times$

$$2.374.778,42$$

$$= US\$23.747,78$$

- Provisi bank = 0,5% 2.374.778,42
= US\$11.873,89

- EMKL = 1% × 2.374.778,42
= US\$23.747,78

Maka:

$$PEC_{LN} = 2.374.778,42 + 356.216,76 + 23.747,78 + 11.873,89 + 23.747,78$$

$$= US\$2.790.364,64$$

- Total PEC
 $PEC = PEC_{DN} + PEC_{LN}$
= 2.109.077,21 + 2.790.364,64
= US\$4.899.441,85

Tabel D.27 *Purcased Equipment Cost Dalam Negeri*

Jenis	Biaya (USD)
Harga Alat (EC)	1.794.959,32
Asuransi pengangkutan ke pelabuhan (15% EC)	269.243,90
Asuransi pengangkutan (1% EC)	17.949,59
Provisi bank (0.5% EC)	8.974,80
EMKL (1% EC)	17.949,59
PEC DALAM NEGERI	2.109.077,21

Tabel D.28 *Purcased Equipment Cost Luar Negeri*

Jenis	Biaya (USD)
Harga Alat (EC)	2.374.778,42
Asuransi pengangkutan ke pelabuhan (15% EC)	356.216,76
Asuransi pengangkutan (1% EC)	23.747,78
Provisi bank (0.5% EC)	11.873,89
EMKL (1% EC)	23.747,78
PEC LUAR NEGERI	2.790.364,64

➤ *Equipment installation* merupakan biaya yang diperlukan untuk pelaksanaan pemasangan peralatan proses di area pabrik. Besarnya biaya ini ditetapkan

sebesar 43% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC), yang terdiri atas biaya material sebesar 11% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 32% PEC.

Material = 11% PEC

$$= 11\% \times 4.899.441,85$$

$$= \text{US\$ } 538.938,604$$

Labor = 32% PEC

$$= 32\% \times (4.899.441,85 / 3,458192754)$$

$$= \text{US\$ } 3.116.688,868$$

Average Labor Rate (A) = 5% *man hour* asing + *man hour* Indonesia

$$= (5\% \times 35 \text{ US\$}) + (95\% \times 1,80 \text{ US\$})$$

$$= 32365,75744$$

$$= 32\% \times 32365,75744$$

$$= 453364,3737$$

Tenaga asing = 5% Jumlah *man hour* x 1 *man hour* asing x 1

$$= 5\% \times 453364,3737 \times 35 \text{ US\$} \times 1$$

$$= 793.387,65$$

Tenaga Indonesia = 95% Jumlah *man hour* x (1 *man hour* Indonesia / kurs) x 3

$$= 95\% \times 453364,3737 \times 1,80 \text{ US\$} \times 3$$

$$= 2323301,214$$

Total EIC = Material (11%) + Tenaga Asing + Tenaga Indonesia

$$= (11\% \times 4899441,85) + 793.387,654 + 2.323.301,214$$

$$= 538.938,604 + 793.387,654 + 2.323.301,214$$

$$= \text{US\$ } 3.655.627,472$$

- *Piping Cost* Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan sistem perpipaan proses beserta pemasangannya. Nilai biaya ini ditentukan sebesar 86% dari PEC, yang terdiri atas biaya material sebesar 49% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 37% PEC.

Material = 49% PEC

$$= 49\% \times 4899441,85$$

$$= \text{US\$ } 2.400.726,507$$

Labor = 37% x (PEC/A)

$$= 37\% \times (4899441,85 / 453364,3737)$$

$$= 3,998535371 \text{ US\$}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\
&= 5\% \times 3,998535371 \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\
&= 6,9974369 \text{ US\$} \\
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\
&= 95\% \times 453364,3737 \times 1,80 \times 3 \\
&= 20,49 \text{ US\$} \\
\text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\
&= 2.400.726,507 + 6,997 + 20,491 \\
&= \text{US\$ } 2.400.753,995
\end{aligned}$$

- *Instrument Cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk melengkapi sistem proses dengan perangkat pengendalian (*control system*). Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 30% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC), yang terdiri atas biaya material sebesar 24% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 6% PEC.

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= 24\% \text{ PEC} \\
&= 24\% \times 4899441,85 \\
&= \text{US\$ } 1.175.866,004 \\
\text{Labor} &= 6\% \times (\text{PEC}/A) \\
&= 6\% \times (4899441,85 / 453364,3737) \\
&= \text{US\$ } 0,648411141 \\
\text{Tenaga Asing} &= 5\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times 35 \text{ US\$} \times 1 \\
&= 5\% \times 0,648411141 \times 35 \times 1 \\
&= \text{US\$ } 1,135 \\
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\
&= 95\% \times 0,648411141 \times 1,80 \times 3 \\
&= \text{US\$ } 3,323 \\
\text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Asing} + \text{Tenaga Indonesia} \\
&= 1.175.866,044 + 1,135 + 3,323 \\
&= \text{US\$ } 1.175.870,502
\end{aligned}$$

- *Insulation Cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk penyediaan sistem isolasi pada proses produksi. Nilai biaya ini ditentukan sebesar 8% dari PEC, yang terdiri atas biaya material sebesar 3% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 5% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= 3\% \text{ PEC} \\
 &= 3\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 146.983,256 \\
 \text{Labor} &= 5\% (\text{PEC}/A) \\
 &= 5\% \times (4899441,85 / 453364,3737) \\
 &= \text{US\$ } 0,540342618 \\
 \text{Tenaga Indonesia} &= 100\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\
 &= 100\% \times 0,540342618 \times 1,80 \times 3 \\
 &= \text{US\$ } 2,91476635 \\
 \text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Indonesia} \\
 &= 146.983,256 + 2,91476635 \\
 &= \text{US\$ } 146.986170
 \end{aligned}$$

- *Electrical Cost* merupakan biaya yang digunakan untuk pengadaan fasilitas pendukung dalam penyediaan maupun distribusi energi listrik. Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 15% dari PEC, yang terdiri atas biaya material sebesar 10% PEC dan biaya tenaga kerja sebesar 5% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= 10\% \text{ PEC} \\
 &= 10\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 489.944,185 \\
 \text{Labor} &= 5\% (\text{PEC}/A) \\
 &= 5\% (4899441,85 / 453364,3737) \\
 &= \text{US\$ } 0,540342618 \\
 \text{Tenaga Indonesia} &= 100\% \text{ Jumlah } \textit{man hour} \times (1 \text{ man hour Indonesia} / \text{kurs}) \times 3 \\
 &= 100\% \times 0,540342618 \times 1,80 \times 3 \\
 &= \text{US\$ } 2,915 \\
 \text{Total} &= \text{Material} + \text{Tenaga Indonesia} \\
 &= 489.944,185 + 0,540342618 \\
 &= \text{US\$ } 146.986170
 \end{aligned}$$

- *Building Cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk pembangunan berbagai fasilitas bangunan di dalam kawasan pabrik, yang meliputi perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, serta sarana penyediaan air bersih dan sanitasi.

$$\text{Total Luas Bangunan} = 7435 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
\text{Harga Bangunan} &= 3.500.000 \text{ Rp/m}^2 \\
\text{Total harga bangunan} &= 7435 \times 3.500.000 \\
&= \text{Rp}26.022.500.000 \\
&= \text{US\$ } 1.445.694,444
\end{aligned}$$

- *Land and Yard Improvement* merupakan biaya yang dialokasikan untuk pengadaan lahan, peningkatan kondisi tanah, pembangunan akses jalan menuju area pabrik, serta pekerjaan *paving*. Apabila pabrik dibangun di dalam kawasan industri, biaya-biaya selain pembelian lahan tidak lagi menjadi tanggung jawab perusahaan karena fasilitas tersebut umumnya telah tersedia.

$$\begin{aligned}
\text{Total Luas Bangunan} &= 29935 \text{ m}^2 \\
\text{Harga Bangunan} &= 2.000.000 \text{ Rp/m}^2 \\
\text{Total harga bangunan} &= 2.993 \times 2.000.000 \\
&= \text{Rp}59.870.000.000 \\
&= \text{US\$ } 1.445.694,444
\end{aligned}$$

Tabel D.29 *Total Luas Tanah Bangunan Indoor*

No.	Bangunan Indoor	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan	25
2.	Gedung kantor utama	2.500
3.	Kantor K3	300
4.	Mess	600
5.	Poliklinik	100
6.	Kantin	150
7.	Koperasi	60
8.	Laboratorium	600
No.	Bangunan Indoor	Luas (m ²)
9.	Gudang Bahan baku	500
10.	Bengkel	300
11.	Masjid	500
12.	Aula	1.200
13.	Ruang kontrol	400
14.	Pemadam kebakaran	200
Jumlah		7.435

Tabel D.30 Total Luas Tanah Bangunan Outdoor

No	Bangunan Outdoor	Luas (m ²)
1.	Unit Proses	9.000
2.	Unit utilitas	2.000
3.	Tank farm	2.500
4.	IPAL	800
5.	Parkir area	1.000
6.	Jalan dan taman	4.000
7.	Perluasan area	2.000
8.	Power station	500
9.	Titik kumpul (<i>Assembly</i>)	700
Jumlah		22.500

Total luas tanah pada prarancang pabrik ini adalah 29.935 m² dan harga tanah per m² adalah Rp. 2.000.000

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya tanah} &= \text{Rp. } 2.000.000 \times 29.935 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp}59.870.000.000 \\
 &= \text{US\$ } 3.326.111,11
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perluasan area pabrik} &= 15\% \text{ PEC} \\
 &= 15\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 734.916,2775
 \end{aligned}$$

- *Utility Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan berbagai unit utilitas yang mendukung operasional proses produksi, seperti unit penyedia air, sistem uap (*steam*), *cooling tower*, serta penyedia udara bertekanan. Besarnya biaya utilitas ditetapkan sebesar 40% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC).

$$\begin{aligned}
 \text{Utilitas} &= 40\% \text{ PEC} \\
 &= 40\% \times 4899441,85 \\
 &= \text{US\$ } 1.959.776,74
 \end{aligned}$$

- *Enviroment Cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk pembangunan fasilitas pengolahan limbah cair, padat, dan gas yang dihasilkan selama proses produksi, sebelum limbah tersebut dialirkan ke unit pengolahan

limbah terpadu yang tersedia di kawasan industri. Besarnya biaya lingkungan ini ditetapkan sebesar 30% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC).

$$\begin{aligned}\text{Environmental} &= 20\% \text{ PEC} \\ &= 20\% \times 4899441,85 \\ &= \text{US\$ } 979.888,37\end{aligned}$$

➤ *Physical Plant Cost*

Tabel D.31 *Physical Plant Cost*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i> (PEC)	4.899.441,85
2	Instalasi Alat	3.655.627,47
3	Pemipaan	2.400.753,99
4	Instrumentasi	1.175.870,50
5	Insulasi	146.986,17
6	Listrik	489.947,10
7	Bangunan	1.445.694,44
8	Lahan	3.326.111,11
9	Utilitas	1.959.776,74
10	Lingkungan	979.888,37
Total Physical Plant Cost		20.480.097,75

- *Engineering and Construction Cost* merupakan biaya yang mencakup kegiatan perancangan (*engineering design*), pengawasan lapangan (*field supervision*), konstruksi sementara (*temporary construction*), serta inspeksi. Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 20% dari *Physical Plant Cost* (PPC).

$$\begin{aligned}\text{Engineering and Construction} &= 20\% \text{ PPC} \\ &= 20\% \times 20480097,75 \\ &= \text{US\$ } 4.096.019,551\end{aligned}$$

Direct Plant Cost merupakan jumlah biaya yang diperoleh dari penjumlahan *Physical Plant Cost* (PPC) dan *Engineering and Construction Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Direct Plant Cost} &= \text{PPC} + \text{Engineering and Construction} \\ &= 20480097,75 + 4.096.019,551 \\ &= \text{US\$ } 24.576.117,30\end{aligned}$$

- *Contractor's fee* merupakan biaya yang dialokasikan untuk pembayaran jasa kontraktor dalam pelaksanaan pembangunan pabrik. Besarnya biaya ini

berkisar antara 4–10% dari *Direct Plant Cost* (DPC), dengan DPC didefinisikan sebagai penjumlahan *Physical Plant Cost* (PPC) dan *Engineering & Construction Cost*. Pada perhitungan ini, nilai *contractor's fee* ditetapkan sebesar 5% dari DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contractor's fee} &= 5\% \text{ DPC} \\ &= 5\% \times 24.576.117,30 \\ &= \text{US\$ } 1.228.805,865\end{aligned}$$

- *Contingency* merupakan biaya cadangan yang dialokasikan untuk mengantisipasi pengeluaran yang tidak terduga, perubahan proses meskipun dalam skala kecil, fluktuasi harga, serta kemungkinan kesalahan dalam estimasi biaya. Besarnya *contingency* umumnya berada pada rentang 10–25% dari *Direct Plant Cost* (DPC). Pada perhitungan ini, nilai yang digunakan adalah 15% dari DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contingency} &= 15\% \text{ DPC} \\ &= 15\% \times 24.576.117,30 \\ &= \text{US\$ } 3.686.417,596\end{aligned}$$

Tabel D.32 Fixed Capital Investment

<i>Fixed Capital Investment</i>		
No	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	24.576.117,30
2	<i>Contractor's Fee</i>	1228805,865
3	<i>Contingency's Fee</i>	3686417,596
<i>Total Fixed Capital Investment (FCI)</i>		29.491.340,77

- ***Working Capital Investment***

Working Capital Investment merupakan modal kerja yang dibutuhkan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik dalam periode waktu tertentu. Komponen *working capital investment* meliputi beberapa aspek sebagai berikut.

- *Total Plant Start Up* Menurut Peters dan Timmerhaus (1991), *plant start up cost* merupakan biaya yang diperlukan untuk memulai operasional pabrik dan ditetapkan sebesar 10% dari *Fixed Capital Investment* (FCI).

$$\begin{aligned}\text{Total Plant Start Up} &= 10\% \text{ FCI} \\ &= 10\% \times 29.491.340,77\end{aligned}$$

$$= \text{US\$ } 2.949.134,077$$

- *Interest During Construction* Biaya bunga bank dihitung sebesar 10% dalam 2 tahun. Periode yang diperlukan sejak proses pembelian peralatan hingga pembangunan pabrik selesai diperkirakan berlangsung selama tiga tahun.

$$\begin{aligned} \text{Interest During Construction} &= 10\% \text{ FCI} \\ &= 10\% \times 29.491.340,77 \\ &= \text{US\$ } 5.898.268,15 \end{aligned}$$

- *Raw Material* merupakan biaya yang diperlukan untuk penyediaan persediaan bahan baku. Besarnya biaya ini dipengaruhi oleh laju konsumsi bahan baku, nilai bahan baku, ketersediaan, serta sumber pasokannya.

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= \text{US\$ } 0,24/\text{kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 8.552.727,27 \text{ kg/hari} \\ \text{Lama penyimpanan} &= 14 \text{ hari} \\ \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 0,24 \times 8.552.727,27 \times 14 \text{ hari} \\ &= \text{US\$ } 28.737.163,64 \end{aligned}$$

- *In-process Inventory* merupakan biaya yang timbul selama bahan masih berada dalam tahapan proses produksi. Besarnya biaya ini bergantung pada lamanya siklus proses dan diperkirakan sebesar 0,5 dari *manufacturing cost*.

$$\begin{aligned} \text{In-process Inventory} &= 0,830 \text{ Jam} \\ \text{Total Manufacturing Cost} &= 665.562.908,34 \\ \text{In-process Inventory} &= \frac{(0,5 \times \text{TMC} \times \text{In-process Inventory})}{24 \times 330} \\ &= \text{US\$ } 3.433,518064 \end{aligned}$$

- *Extended Credit* merupakan biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dipasarkan.

$$\begin{aligned} \text{Harga jual} &= \text{US\$ } 108780000 \\ \text{Extended Credit} &= (30/330) \times \text{Harga jual} \\ &= 0,090909 \times \text{US\$ } 108780000 \\ &= \text{US\$ } 9.889.090,909 \end{aligned}$$

- *Available Cash* merupakan persediaan kas yang disediakan untuk memenuhi pembayaran upah tenaga kerja, jasa layanan, dan kebutuhan material.

$$\begin{aligned} \text{Available Cash} &= (30/330) \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 0,090909 \times 65.562.908,34 \\ &= \text{US\$ } 5960264,395 \end{aligned}$$

Tabel D.33 Total Working Capital Investment

Working Capital Investment		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	28.737.163,64
2	<i>In Process Inventory</i>	3.367,272005
3	<i>Product Inventory</i>	5.960.264,395
4	<i>Extended Credit</i>	9.889.090,909
5	<i>Available Cash</i>	5.960.264,395
Total Working Capital Investement (WCI)		50.550.150,61

B. Production Cost**1. Manufacturing Cost**

- *Direct Manufacturing Cost*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 119–173, *direct manufacturing cost* merupakan biaya yang secara langsung berkaitan dengan kegiatan produksi suatu produk. Komponen biaya yang termasuk dalam kategori ini antara lain sebagai berikut.

- Biaya bahan baku (*Raw material*)

Tabel D.34 Biaya Pembelian Bahan Baku

No.	Raw Material	Harga/kg	Kebutuhan (kg/tahun)	Total Harga (US\$)
1	EDC	US\$ 0,24	201.600.000,00	48.384.000,00
Total Harga Raw Material				48.384.000,00

- *Labor Cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk tenaga kerja yang terlibat secara langsung dalam pelaksanaan proses produksi

Tabel D.35 Biaya Membayar Karyawan dalam Proses Produksi

Jabatan	Jml.	Gaji (Rp/Bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Operator Proses	24	6.500.000	1.872.000.000
Operator Utilitas	10	6.500.000	780.000.000
Teknisi Maintenance	8	6.500.000	624.000.000
Laboran /QC	6	6.000.000	432.000.000
Administrasi & Keuangan	6	6.000.000	432.000.000
HSE <i>Officer</i>	4	6.500.000	312.000.000
Gudang	4	5.500.000	264.000.000
<i>Security</i>	12	5.178.521	745.707.024
Driver & Operator Forklift	6	5.178.521	372.853.512
<i>Office Boy & Cleaning Service</i>	8	5.178.521	497.138.016
Total (IDR)		59.035.563	6.331.698.552
Total (US\$)		3.279,7535	351.761,0307

➤ *Supervisory expense***Tabel D.36** Biaya Membayar Supervisi dalam Proses Produksi

Jabatan	Jml	Gaji (Rp/Bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Manager Produksi	1	15.000.000	180.000.000
Manager Teknik & <i>Maintenance</i>	1	15.000.000	180.000.000
Manager Keuangan	1	15.000.000	180.000.000
Manager HSE	1	15.000.000	180.000.000
Manager QC & Lab	1	15.000.000	180.000.000
Kabag. Produksi	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. Utilitas	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. Teknik	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. Keuangan	1	10.000.000	120.000.000
Kabag. HSE	1	10.000.000	120.000.000
Supervisor Proses	4	8.000.000	384.000.000
Supervisor Utilitas	4	8.000.000	384.000.000
Total (IDR)		141.000.000	2.268.000.000

Total (US\$)	7.833,33333	126.000
---------------------	--------------------	----------------

- *Maintenance cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk kegiatan pemeliharaan peralatan proses. Pada perhitungan ini, besarnya biaya pemeliharaan ditetapkan sebesar 13% dari *Fixed Capital Investment* (FCI).

$$\begin{aligned}
 \text{Maintenance cost} &= 13\% \text{ FCI} \\
 &= 13\% \times 29.491.340,77 \\
 &= \text{US\$ } 3.833.874,3
 \end{aligned}$$

- *Plant supplies cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penyediaan berbagai kebutuhan operasional pabrik (*plant supplies*), seperti pelumas (*lubricants*), bagan atau lembar kerja (*charts*), serta *gaskets*. Nilai *plant supplies cost* ditetapkan sebesar 10% dari *maintenance cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant supplies cost} &= 10\% \text{ Maintenance cost} \\
 &= 10\% \times 3.833.874,3 \\
 &= \text{US\$ } 383.387,43
 \end{aligned}$$

- *Royalti and patent* Biaya royalti dan paten umumnya berada pada kisaran 1–5% dari nilai penjualan. Dalam perhitungan ini, biaya royalti dan paten ditetapkan sebesar 2% dari total penjualan.

$$\begin{aligned}
 \text{Royalti and patent} &= 2\% \text{ Harga jual} \\
 &= 2\% \times 108780000 \\
 &= \text{US\$ } 2.175.600
 \end{aligned}$$

- *Cost of utilitties* merupakan biaya yang diperlukan untuk pengoperasian peralatan serta unit pendukung proses guna menghasilkan utilitas seperti uap (*steam*), air bersih, energi listrik, dan bahan bakar. Secara umum, biaya utilitas berada pada kisaran 25–40% dari total *building cost* dan *contingency*. Pada perhitungan ini, biaya utilitas ditetapkan sebesar 40%.

$$\begin{aligned}
 \text{Utilitas} &= 40\% (\text{Building cost} + \text{Contingency}) \\
 &= 40\% \times (3686417,596 + 1445694,44) \\
 &= \text{US\$ } 205.284,4816
 \end{aligned}$$

Tabel D.37 Total Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Bahan Baku	48384000,00
2	Labor cost	477761,03
3	Maintenance Cost	3833874,30
4	Plant Supplies	383387,43
5	Royalty dan Paten	2175600,00
6	Utility Cost	205284,48
Direct Manufacturing Cost		55459907,24

- **Indirect Manufacturing Cost**

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 173–179, *indirect manufacturing cost* merupakan biaya yang timbul secara tidak langsung sebagai konsekuensi dari kegiatan operasional pabrik. Komponen yang termasuk ke dalam *indirect manufacturing cost* antara lain sebagai berikut.

- *Payroll overhead*

Umumnya, nilai *payroll overhead* berada pada kisaran 15–20% dari *labor cost*. Pada perhitungan ini, besarnya *payroll overhead* ditetapkan sebesar 15% dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}\text{Payroll overhead} &= 15\% \text{ Labor cost} \\ &= 15\% \times 477.761,03 \\ &= \text{US\$ } 71.664,1546\end{aligned}$$

- *Laboratory*

Pada umumnya, biaya laboratorium berkisar antara 10–20% dari *labor cost*. Dalam perhitungan ini, biaya laboratorium ditetapkan sebesar 20% dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}\text{Laboratory} &= 20\% \text{ Labor cost} \\ &= 20\% \times 477.761,03 \\ &= \text{US\$ } 95.552,20613\end{aligned}$$

- *Plant overhead*

Besarnya *plant overhead* umumnya berada pada rentang 50–100% dari *labor cost*. Pada perhitungan ini, nilai *plant overhead* ditetapkan sebesar 75% dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant overhead} &= 75\% \text{ Labor cost} \\
 &= 75\% \times 477.761,03 \\
 &= \text{US\$ } 358.320,773
 \end{aligned}$$

➤ *Packaging*

Secara umum, biaya pengemasan berada pada kisaran 4–40% dari nilai penjualan. Dalam perhitungan ini, biaya *packaging* ditetapkan sebesar 5% dari total penjualan.

$$\begin{aligned}
 \text{Packaging} &= 5\% \text{ Harga jual} \\
 &= 5\% \times 108.780.000 = \text{US\$ } 5.439.000
 \end{aligned}$$

➤ *Transportation*

Pada perhitungan ini, biaya transportasi ditetapkan sebesar 1,5% dari total penjualan.

$$\begin{aligned}
 \text{Transportation} &= 1,5\% \text{ Harga jual} \\
 &= 1,5\% \times 108.780.000 \\
 &= \text{US\$ } 1.631.700
 \end{aligned}$$

Tabel D.38 *Total Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Payroll Overhead	71.664,15
2	Laboratory Cost	95.552,21
3	Plant Overhead	358.320,77
4	Packaging	5.439.000,00
5	Transportation	1.631.700,00
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>		7.596.237,13

- *Fixed Manufacturing Cost*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 179–182, *fixed manufacturing cost* merupakan biaya yang berkaitan dengan *fixed capital* dan berbagai pengeluaran yang nilainya relatif tetap, sehingga tidak dipengaruhi oleh waktu maupun tingkat produksi. Komponen yang termasuk dalam *fixed manufacturing cost* antara lain sebagai berikut.

- Depresiasi

Besarnya depresiasi dihitung berdasarkan estimasi umur ekonomis pabrik.

$$\begin{aligned}
 \text{Umur pabrik} &= 20 \text{ tahun} \\
 \text{Depresiasi} &= (\text{FCI} - 10\% \text{ FCI}) / \text{Umur pabrik} \\
 &= (29.491.340,77 - 2949134,077) / 20 \text{ Tahun} \\
 &= \text{US\$ } 1.327.110,334
 \end{aligned}$$

- *Property*

Pada umumnya, nilai *property taxes* berkisar antara 1–2% dari *Fixed Capital Investment* (FCI). Dalam perhitungan ini, besarnya pajak properti ditetapkan sebesar 2% dari FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Property taxes} &= 2\% \text{ FCI} \\
 &= 2\% \times 29.491.340,77 \\
 &= \text{US\$ } 589.826,8153
 \end{aligned}$$

- *Asuransi*

Semakin tinggi tingkat risiko suatu pabrik, maka semakin besar pula biaya asuransi yang harus ditanggung. Pada perhitungan ini, biaya asuransi ditetapkan sebesar 2% dari *Fixed Capital Investment* (FCI).

$$\begin{aligned}
 \text{Asuransi} &= 2\% \text{ FCI} \\
 &= 2\% \times 29.491.340,77 \\
 &= \text{US\$ } 589.826,8153
 \end{aligned}$$

Tabel D.39 Total Fix Manufacturing Cost

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Depresiasi	1.327.110,33
2	<i>Property Taxes</i>	589.826,82
3	<i>Insurance</i>	589.826,82
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		2.506.763,97

Tabel D.40 *Total Manufacturing Cost*

<i>Total Manufacturing Cost</i>		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Direct	55459907,24
2	Indirect	7596237,13
3	Fixed	2506763,97
<i>Total Manufacturing Cost</i>		65.562.908,34

- ***General Expense***

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 185–187, *general expense* atau biaya umum merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk ke dalam *manufacturing cost*. Untuk *sales expense*, biaya tersebut telah diperhitungkan secara langsung dalam harga jual produk yang mengacu pada harga pasar internasional.

- ***Administration Cost***

Administration cost merupakan biaya yang diperlukan untuk mendukung pelaksanaan kegiatan administrasi perusahaan. Komponen biaya administrasi meliputi beberapa unsur sebagai berikut.

- *Management salaries* merupakan gaji yang diberikan kepada seluruh karyawan perusahaan di luar tenaga kerja produksi, termasuk Direktur, Sekretaris, dan Kepala Bagian.

Tabel D.41 *Biaya Management Salaries*

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/bulan)	Total Gaji (Rp/tahun)
1	Dewan Komisaris	3	30000000	Rp1.080.000.000,00
2	Direktur Utama	1	25000000	Rp300.000.000,00
3	Direktur Produksi & Teknik	1	20000000	Rp240.000.000,00
4	Direktur Personalia & Keuangan	1	20.000.000	Rp240.000.000,00

5	Sekretaris	2	8.000.000	Rp192.000.000,00
6	Manager Produksi	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
7	Manager Teknik & Maintenance	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
8	Manager Keuangan	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
9	Manager HSE	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
10	Manager QC & Lab	1	15.000.000	Rp180.000.000,00
11	Kabag Produksi	1	10000000	Rp120.000.000,00
12	Kabag Utilitas	1	10000000	Rp120.000.000,00
13	Kabag Teknik	1	10000000	Rp120.000.000,00
14	Kabag Keuangan	1	10000000	Rp120.000.000,00
15	Kabag HSE	1	10000000	Rp120.000.000,00
16	Supervisor Proses	4	8000000	Rp384.000.000,00
17	Supervisor Utilitas	4	8000000	Rp384.000.000,00
18	Operator Proses	21	6500000	Rp1.638.000.000,00
19	Operator Utilitas	10	6500000	Rp780.000.000,00
20	Teknisi Maintenance	8	6500000	Rp624.000.000,00
21	Laboran /QC	6	6000000	Rp432.000.000,00
22	Administrasi & Keuangan	6	6000000	Rp432.000.000,00
23	HSE Officer	4	6500000	Rp312.000.000,00
24	Gudang	4	5500000	Rp264.000.000,00
25	Security	12	5178521	Rp745.707.024,00
26	Driver & Operator Forklift	6	5178521	Rp372.853.512,00
27	Office Boy & Cleaning Service	8	5178521	Rp497.138.016,00
Total		111		Rp10.417.698.552,00
TOTAL (USD)				578.761,0307

➤ *Legal fee and auditing*

Dalam perhitungan ini, biaya *legal fee and auditing* ditetapkan sebesar 2% dari total *management salaries* dan *maintenance cost*.

$$\begin{aligned}\text{Legal fee and auditing} &= 15\% (\text{Management salary} + \text{Maintenance cost}) \\ &= 15\% \times (578761,0307 + 3833874,30) \\ &= \text{US\$ } 661895,2995\end{aligned}$$

➤ Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi merupakan biaya yang diperlukan untuk pengadaan perlengkapan kantor, seperti kertas, tinta, dan kebutuhan administrasi lainnya, serta untuk memenuhi biaya komunikasi perusahaan, termasuk telepon dan internet. Pada perhitungan ini, biaya peralatan kantor dan komunikasi ditetapkan sebesar 0,5% dari *general expense*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi} &= 0,5\% \text{ Management} \\ &\text{Salary} \\ &= 0,5\% \times 578761,0307 \\ &= \text{US\$ } 2893,805153\end{aligned}$$

- *Sales Expans* *Sales expense* merupakan biaya administrasi yang berkaitan dengan kegiatan penjualan produk, termasuk biaya promosi apabila produk yang dipasarkan tergolong sebagai produk baru. Secara umum, besarnya *sales expense* berada pada kisaran 5–22% dari *Total Manufacturing Cost*. Pada perhitungan ini, biaya penjualan ditetapkan sebesar 5% dari *Manufacturing Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Sales Expans} &= 5\% \text{ Harga Jual} \\ &= 5\% \times 108780000 \\ &= \text{US\$ } 5439000\end{aligned}$$

- *Reasearch* merupakan biaya yang dialokasikan untuk mendukung kegiatan pengembangan pabrik, baik dalam bentuk penyempurnaan proses maupun peningkatan mutu produk. Selain itu, biaya ini juga digunakan untuk mendanai pengembangan sumber daya manusia (*Human Resource*) melalui peningkatan kompetensi dan keterampilan karyawan. Secara umum, biaya *research* berada pada kisaran 2–8% dari *Total Manufacturing Cost*. Pada perhitungan ini, biaya *research* ditetapkan sebesar 2% dari *Manufacturing Cost*.

$$\text{Reasearch} = 2\% \text{ Harga Jual}$$

$$= 2\% \times 108780000$$

$$= \text{US\$ } 2175600$$

- Biaya *Corporate Social Responsibility* (CSR) Biaya *Corporate Social Responsibility* (CSR) ditetapkan sebesar 2% dari selisih antara harga jual dan harga bahan baku.

$$\text{Biaya } \textit{Corporate Social Responsibility} \text{ (CSR)} = 2\% (\text{Harga jual} - \text{DMC})$$

$$= 2\% \times (108780000 - 48.384.000)$$

$$= \text{US\$ } 1207920$$

- *Finance cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembayaran bunga atas pinjaman modal. Secara umum, besarnya *finance cost* berada pada rentang 0–10% dari *Total Capital Investment*. Dalam perhitungan ini, biaya keuangan ditetapkan sebesar 10% dari *Total Capital Investment*.

$$\text{Finance} = 10\% \text{ TCI}$$

$$= 10\% \times 29.491.340$$

$$= \text{US\$ } 2949134,007$$

Tabel D.42 *General Expense*

<i>General Expense</i>		
No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Administration	1243550,14
2	Sales Expense	5439000,00
3	Research and Development	2175600,00
4	CSR	1207920,00
5	Finance	2949134,08
Total General Expense		13.015.204,21

Tabel D.43 Total Biaya Produksi

Total Biaya Produksi		
Jenis	Biaya (USD)	Biaya (Rp)
<i>Manufacturing Cost</i>	65.562.908,34	Rp1.180.132.350.129,56
<i>General Expense</i>	13.015.204,21	Rp234.273.675.814,08
Total (USD)	78.578.112,55	Rp1.414.406.025.943,64

D.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang layak untuk didirikan serta untuk menentukan besarnya keuntungan yang dapat diperoleh dari investasi pembangunan pabrik. Evaluasi kelayakan dilakukan berdasarkan beberapa parameter ekonomi, antara lain *Profit on Sales* (POS), *Return on Investment* (ROI), *Pay Out Time* (POT), *Internal Rate of Return* (IRR), *Break Even Point* (BEP), dan *Shut Down Point* (SDP).

- *Profit* (Keuntungan)

Total Penjualan = US\$ 108.780.000

Total *Production Cost* = US\$ 78.578.112,55

Profit (sebelum pajak) = Penjualan Produk – Biaya Produksi
= (108.780.000 - 78.578.112,55)
= US\$ 30.201.887,45

Pajak di Indonesia = 25%

Total Pajak = 25% x 30.201.887,45
= US\$ 7550471,862

Profit (sesudah pajak) = Profit sebelum pajak – Total pajak
= 30.201.887,45 - 7550471,862
= US\$ 22.651.415,59

- *Profit on Sales* (POS)

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 192, *Profit on Sales* merupakan parameter yang menunjukkan besarnya keuntungan yang diperoleh dari setiap satuan produk yang berhasil dijual.

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{POS Sebelum Pajak} &= (108.780.000 / 30.201.887,45) \times 100\% \\ &= 27,76\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POS Sesudah Pajak} &= (108.780.000 / 22.651.415,59) \times 100\% \\ &= 20,82\% \end{aligned}$$

- *Return of Investment (ROI)*

Berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 193, *Return on Investment* merupakan ukuran yang digunakan untuk memperkirakan tingkat keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan modal investasi yang ditanamkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROI sebelum pajak} &= (30.201.887,45 / 92.251.070,96) \times 100\% \\ &= 32,75\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ROI sesudah pajak} &= (22.651.415,59 / 92.251.070,96) \times 100\% \\ &= 24,56\% \end{aligned}$$

$$ROR = \frac{\text{Profit Setelah Pajak}}{\text{Biaya Produksi}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROR} &= (22.651.415,59 / 108.780.000) \times 100\% \\ &= 28,83\% \end{aligned}$$

- *Pay Out Time (POT)*

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991), *Pay Out Time* merupakan jangka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi yang telah ditanamkan melalui keuntungan yang diperoleh selama masa operasi pabrik. Nilai POT dapat ditentukan berdasarkan analisis *cumulative cash flow*.

$$POT = \frac{\text{Total Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= 92.251.070,96 / (30.201.887,45 + 1.327.110,33) \\ &= 2,92 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT sesudah pajak} &= 92.251.070,96 / (22.651.415,59 + 1.327.110,33) \\ &= 3,85 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Tabel D.44 Cash Flow

Penjualan VCM (kg)	Harga (USD/ton)	Revenue (USD)	Biaya Produksi	Income (USD)	Depresiasi (USD)	Profit Before Taxes (USD)	Tax (USD)	Profit After Taxes (USD)	Cash Flow (USD)	Cash Flow (IRp)
56000000	1554	87024000	62862490,04	24161509,96	1327110,334	22834399,62	5708599,906	17125799,72	18452910,05	Rp332.152.380.938,82
59500000	1554	92463000	66791395,67	25671604,33	1327110,334	24344494	6086123,499	18258370,5	19585480,83	Rp352.538.654.965,94
63000000	1554	97902000	70720301,3	27181698,7	1327110,334	25854588,37	6463647,092	19390941,28	20718051,61	Rp372.924.928.993,05
66500000	1554	103341000	74649206,92	28691793,08	1327110,334	27364682,74	6841170,685	20523512,06	21850622,39	Rp393.311.203.020,16
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28

Penjualan VCM (kg)	Harga (USD/ton)	Revenue (USD)	Biaya Produksi	Income (USD)	Depresiasi (USD)	Profit Before Taxes (USD)	Tax (USD)	Profit After Taxes (USD)	Cash Flow (USD)	Cash Flow (IRp)
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28
70000000	1554	108780000	78578112,55	30201887,45	1327110,334	28874777,11	7218694,278	21656082,83	22983193,17	Rp413.697.477.047,28

Tabel D.45 Cumulative Cash Flow

Tahun	Cash Flow Before (USD)	Cash Flow (USD)	Bunga 5% CCF	CFF Before Tax	CCF After Tax	Keterangan
-2	-14745670,38	-14745670,38		-17694804,46	-17694804,46	50% FCI
	-2949134,077	-2949134,077				50% IDC
-1	-14745670,38	-14745670,38	-884740,223	-36274349,14	-36274349,14	50%TCI
	-2949134,077	-2949134,077				50% IDC
0	-25275075,3	-25275075,3	-1813717,457	-64837708,94	-64837708,94	WCI
	-1474567,038	-1474567,038				<i>Plant Start Up</i>
1	22834399,62	18452910,05	-3241885,447	-45245194,76	-49626684,34	<i>Not Payout yet</i>
2	24344494	19585480,83	-2481334,217	-23382034,98	-32522537,72	<i>Not Payout yet</i>
3	25854588,37	20718051,61	-1626126,886	846426,498	-13430613	<i>Not Payout yet</i>
4	27364682,74	21850622,39	-671530,6498	27539578,59	7748478,745	<i>Payout</i>
5	28874777,11	22983193,17	387423,9372	56801779,64	31119095,85	<i>Payout</i>
6	28874777,11	22983193,17	1555954,793	87232511,55	55658243,81	<i>Payout</i>
7	28874777,11	22983193,17	2782912,191	118890200,8	81424349,17	<i>Payout</i>
8	28874777,11	22983193,17	4071217,459	151836195,4	108478759,8	<i>Payout</i>
9	28874777,11	22983193,17	5423937,99	186134910,5	136885891	<i>Payout</i>
10	28874777,11	22983193,17	6844294,548	221853982,2	166713378,7	<i>Payout</i>
11	28874777,11	22983193,17	8335668,934	259064428,2	198032240,8	<i>Payout</i>
12	28874777,11	22983193,17	9901612,039	297840817,4	230917046	<i>Payout</i>

Tahun	Cash Flow Before (USD)	Cash Flow (USD)	Bunga 5% CCF	CFF Before Tax	CCF After Tax	Keterangan
13	28874777,11	22983193,17	11545852,3	338261446,8	265446091,5	<i>Payout</i>
14	28874777,11	22983193,17	13272304,57	380408528,5	301701589,2	<i>Payout</i>
15	28874777,11	22983193,17	15085079,46	424368385,1	339769861,8	<i>Payout</i>
16	28874777,11	22983193,17	16988493,09	470231655,3	379741548,1	<i>Payout</i>
17	28874777,11	22983193,17	18987077,4	518093509,8	421711818,7	<i>Payout</i>
18	28874777,11	22983193,17	21085590,93	568053877,8	465780602,8	<i>Payout</i>
19	28874777,11	22983193,17	23289030,14	620217685,1	512052826,1	<i>Payout</i>
20	28874777,11	22983193,17	25602641,3	674695103,5	560638660,5	<i>Payout</i>

- *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal Rate of Return dihitung dengan melakukan percobaan nilai IRR hingga diperoleh kondisi *Net Present Value* (NPV) sama dengan nol. Nilai *present value* dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$P = \frac{F}{(1+IRR)^n}$$

Keterangan:

P = *Present Value*

F = Nilai uang pada tahun ke-n

n = Tahun

Sehingga diperoleh:

IRR = 29,29%

Tabel D.46 *Net Present Value*

Tahun	Cash Flow (US\$)	Disc. Factor	Present Value
-2	-13.072.893,51	1,671692179	-21853853,84
	-2.614.578,70	1,671692179	-4370770,767
-1	-13.072.893,51	1,292939356	-16902458,52
	-2.614.578,70	1,292939356	-3380491,704
0	-25.793.296,68	1	-25793296,68
	-1.307.289,35	1	-1307289,351
1	19.122.857,19	0,77343148	14790219,74
2	20.299.652,01	0,598196254	12143175,8
3	21.476.446,83	0,462663814	9936374,812
4	22.653.241,64	0,357838759	8106207,872
5	23.830.036,46	0,276763761	6595290,513
6	23.830.036,46	0,214057805	5101005,303
7	23.830.036,46	0,165559045	3945278,082
8	23.830.036,46	0,128048577	3051402,266
9	23.830.036,46	0,099036801	2360050,571
10	23.830.036,46	0,076598179	1825337,407
11	23.830.036,46	0,059243443	1411773,412
12	23.830.036,46	0,045820744	1091910
13	23.830.036,46	0,035439206	844517,567

Tahun	Cash Flow (US\$)	Disc. Factor	Present Value
14	23.830.036,46	0,027409797	653176,472
15	23.830.036,46	0,0211996	505187,2455
16	23.830.036,46	0,016396438	390727,7191
17	23.830.036,46	0,012681521	302201,1181
18	23.830.036,46	0,009808288	233731,858
19	23.830.036,46	0,007586039	180775,5769
20	23.830.036,46	0,005867281	139817,522
Net Present Value			0,00

- **Break Even Point (BEP)**

Break Even Point merupakan kondisi ketika pendapatan yang diperoleh sama dengan biaya yang dikeluarkan sehingga perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Analisis BEP digunakan untuk menentukan kapasitas produksi minimum yang harus dicapai agar perusahaan mulai memperoleh keuntungan. Perhitungan BEP dilakukan berdasarkan Aries dan Newton (1955) dengan persamaan berikut

➤ **Fixed Manufacturing Cost (Fa)**

Tabel D.24 Fixed Manufacturing Cost (Fa)

No.	Jenis	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
1	Depresiasi	1.327.110,33	Rp23.887.986.020,03
2	Property Taxes	589.826,82	Rp10.616.882.675,57
3	Insurance	589.826,82	Rp10.616.882.675,57
Fixed Manufacturing Cost		2.506.763,97	Rp45.121.751.371,16

➤ **Variable Cost (Va)**

Tabel D.25 Variable Cost (Va)

No.	Jenis	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
1	Raw Material	48.384.000,00	Rp870.912.000.000,00
2	Packaging	5.439.000,00	Rp97.902.000.000,00
3	Transportation	1.631.700,00	Rp29.370.600.000,00
4	Utility	205.284,48	Rp3.695.120.668,89
5	Royalty	2.175.600,00	Rp39.160.800.000,00
Variable Cost (Va)		57.835.584,48	Rp1.041.040.520.668,89

➤ *Regulated Cost (Ra)*

Tabel D.26 *Regulated Cost (Ra)*

No.	Jenis	Biaya (USD)	Biaya (IDR)
1	<i>Labor</i>	351.761,03	Rp6.331.698.552,00
2	<i>Payroll</i> <i>Overhead</i>	71664,15	Rp1.289.954.782,80
3	<i>Supervision</i>	126.000,00	Rp2.268.000.000,00
4	<i>Laboratory</i>	95552,21	Rp1.719.939.710,40
5	<i>General</i> <i>Expenses</i>	13.015.204,21	Rp234.273.675.814,08
6	<i>Maintenance</i>	3833874,30	Rp69.009.737.391,19
7	<i>Plant Supplies</i>	383387,43	Rp6.900.973.739,12
8	<i>Plant</i> <i>Overhead</i>	358320,77	Rp6.449.773.914,00
Regulated Cost (Ra)		18.235.764,11	Rp328.243.753.903,59

➤ *Sales (Sa)*

Penjualan 1 tahun = US\$ 108.780.000

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa = *Fixed Manufacturing Cost*

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales (Penjualan Produk)*

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} BEP &= (2.506.763,97 + (0,3 \times 18.235.764,11)) / (108.780.000 - 57.835.584,48 - (0,7 \times \\ &18.235.764,11)) \\ &= 20,89\% \end{aligned}$$

Nilai BEP sebesar 20,89% menunjukkan bahwa pabrik harus beroperasi pada kapasitas di atas nilai tersebut agar dapat menghasilkan keuntungan. Apabila kapasitas produksi berada di bawah nilai BEP, maka perusahaan belum memperoleh laba karena pendapatan yang dihasilkan masih digunakan untuk menutupi biaya produksi.

- **Shut Down Point (SDP)**

Shut Down Point merupakan tingkat kapasitas produksi minimum yang masih memungkinkan pabrik untuk beroperasi. Kondisi ini terjadi ketika pendapatan yang diperoleh hanya mampu menutupi sebagian biaya operasi sehingga kegiatan produksi menjadi tidak ekonomis untuk dilanjutkan. Penyebab kondisi tersebut dapat berasal dari tingginya *variable cost* maupun keputusan manajemen akibat kegiatan produksi yang tidak lagi menghasilkan keuntungan. Perhitungan SDP dilakukan berdasarkan Aries dan Newton (1955) halaman 207 menggunakan persamaan berikut.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} 100\%$$

Keterangan:

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

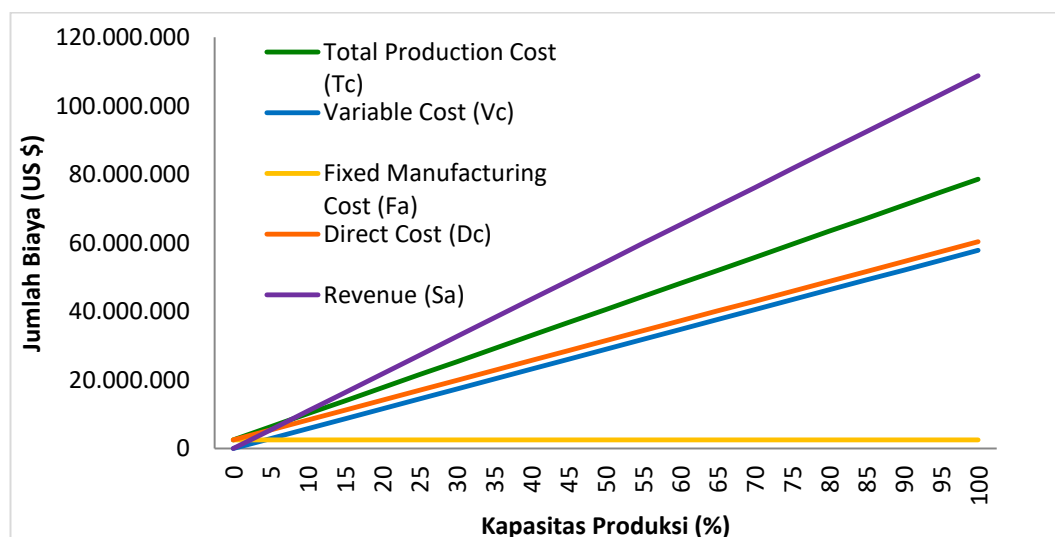
Sa = *Sales* (Penjualan Produk)

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} SDP &= (0,3 \times 18.235.764,11) / (108.780.000 - 57.835.584,48 - (0,7 \times 18.235.764,11)) \\ &= 14,33\% \end{aligned}$$

Nilai SDP sebesar 14,33% menunjukkan bahwa pabrik masih dapat beroperasi selama kapasitas produksi berada di atas nilai tersebut. Apabila kapasitas produksi turun hingga di bawah 14,33%, maka operasi pabrik harus dihentikan karena sudah tidak mampu memberikan keuntungan secara ekonomis.

Grafik Analisa Ekonomi



Gambar D.3 Grafik Kelayakan Ekonomi

D.5 Hasil Perhitungan

Tabel D.27 Evaluasi Kelayakan Pabrik

Parameter	Nilai	Ambang Batas		Hasil	Kesimpulan
		Low Risk	High Risk		
<i>Pay Out Time</i>	3,85 Tahun	Maksimum 5 Tahun	Maksimum 2 Tahun	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Return on Investment</i>	24,56%	Minimal 11%	Minimal 44%	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Internal Return Rate</i>	29,29%	> 12%	< 12%	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Break Even Point</i>	20,89%	30 - 60%	Minimal 60%	<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Shutdown Point</i>	14,33%	<BEP		<i>Low Risk</i>	Layak
<i>Rate of Return</i>	28,83%	8 - 16%	24 - 32%	<i>High Risk</i>	Layak