

**PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT METODE
OKSIDASI DARI *PROPYLENE* DENGAN KAPASITAS
52.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi Jurusan S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Disusun Oleh:

Alifa Nur Shabrina 40040121650088

**PRODI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2025**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT METODE OKSIDASI DARI PROPYLENE DENGAN KAPASITAS 52.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

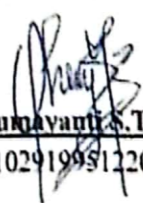
**Diajukan Untuk Melengkapi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana
Terapan Teknik**

Disusun Oleh:

Alifa Nur Shabrina 40040121650088

Disetujui dan Disahkan sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

**Semarang, 4 September 2025
Dosen Pembimbing**


Dr. Heny Kusumayanti S.T., M.T.
NIP. 197210291993122001

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

Judul Laporan Tugas : Pra-Rancangan Pabrik Asam Akrilat Metode Oksidasi
Akhir dari Propylene dengan Kapasitas 52.000 Ton/Tahun

Identitas Penulis

Nama Mahasiswa : Alifa Nur Shabrina
NIM : 40040121650088
Fakultas : Sekolah Vokasi/S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Laporan Tugas Akhir ini telah disahkan dan disetujui pada:

Hari : Kamis
Tanggal : 25 September 2025

Menyetujui,
Tim Penguji

Penguji I,



Mohamad Endy Julianto S.T., M.T.
NIP. 197107311999031001

Penguji II,



Abdullah Malik Islam Filardli S.T., M.T.
NIP. 199608152024061003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Alifa Nur Shabrina

NIM : 40040121650088

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

Judul Skripsi : Pra-Rancangan Pabrik Asam Akrilat Metode Oksidasi dari *Propylene* dengan Kapasitas 52.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner skripsi saya atas nama **Aureliya Helmaleni Nolalita** didampingi pembimbing saya ibu Dr. Heny Kusumayanti S.T., M.T. dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka kami bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku Demikian Pernyataan ini kami buat dalam keadaan sadar tanpa ada paksaan apapun.



Semarang, 3 September 2025



Alifa Nur Shabrina
NIM. 40040121650088

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya sehingga Tugas Akhir berjudul *“Prarancangan Pabrik Asam Akrilat dari Propylene dengan Kapasitas 52.000 Ton per Tahun”* dapat terselesaikan tepat waktu sebagai salah satu syarat menyelesaikan pendidikan pada Program Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Fakultas Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro. Dalam penyusunan Tugas Akhir ini, penulis banyak mendapat bantuan, bimbingan, dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT yang senantiasa memberikan kesehatan, kelancaran, dan kekuatan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua dan keluarga tercinta yang selalu memberikan doa, semangat, dukungan moral, dan materi.
3. M. Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri yang telah memberikan semangat dan doa.
4. Ibu Heny Kusumayanti selaku dosen pembimbing utama yang telah banyak memberikan arahan, masukan, dan bimbingan kepada penulis selama penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh dosen dan staf pengajar di Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Fakultas Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro yang telah memberikan bekal ilmu pengetahuan dan keterampilan selama masa perkuliahan.
6. Teman-teman 1M yaitu Tarissya, Nurhasanah, dan Nadya yang sejak awal perkuliahan sudah menjadi teman cerita suka dan duka bersama sampai detik ini.
7. Partner skripsi saya Aurel yang telah berjuang bersama selama masa-masa tugas akhir ini. Dan juga teman-teman seperbimbingan Aulia, Berliana, Fadrian, Ichwan atas segala bantuannya, serta selalu bersama-sama dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
8. Teman-teman ICELANSc. yang senantiasa memberikan motivasi, bantuan, dan kebersamaan.
9. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu yang telah membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari masih terdapat kekurangan dalam penyusunan Tugas Akhir ini dan sangat mengharapkan kritik serta saran yang membangun. Semoga karya ini bermanfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan, khususnya di bidang Teknologi Rekayasa Kimia Industri.

Semarang, 3 September 2025

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xii
INTISARI.....	xiii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	4
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik	6
1.4 Tinjauan Proses.....	10
1.5 Kegunaan Produk	12
BAB II	13
DESKRIPSI PROSES	13
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	13
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku	13
2.1.2 Spesifikasi Produk Utama	15
2.2 Konsep Proses	16
2.2.1 Dasar Reaksi	16
2.3 Mekanisme Reaksi.....	16
2.3.1 Kondisi Operasi	16
2.3.2 Diagram Alir	23
2.2.2 Neraca Massa dan Neraca Panas	25
2.4 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan	35
2.4.1 Tata Letak Pabrik.....	35
2.4.2 Tata Letak Peralatan Proses	39
2.5 Diagram Alir Proses Produksi Asam Akrilat	42
BAB III.....	43
SPESIFIKASI ALAT	43

3.1	Unit Penyimpanan	43
3.2	Unit Transportasi	47
3.3	Unit Penukar Panas.....	50
3.4	Unit Reaksi	53
BAB IV		59
UNIT PENDUKUNG PROSES		59
4.1	Unit Pengadaan dan Pengolahan Air	60
4.2	Unit Penyediaan Listrik	72
4.3	Unit Penyediaan <i>Thermal Fluid</i>	78
4.4	Unit Penyediaan Uap Air (<i>Steam</i>)	79
4.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	82
4.6	Unit Penyediaan Udara Tekan	82
4.7	Unit Pengolahan Limbah	84
4.8	Unit Pemeliharaan (<i>Maintenance</i>).....	88
4.9	Unit Laboratorium	89
BAB V		95
MANAJEMEN PERUSAHAAN		95
5.1	Bentuk Perusahaan	95
5.2	Struktur Organisasi	95
5.3	Tugas dan Wewenang	99
5.4	Pembagian Jam Kerja	107
5.5	Status Karyawan dan Sistem Upah.....	108
5.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	109
5.8	Kesehatan dan Keselamatan Kerja	116
5.9	Corporate Social Responsibility (CSR).....	117
BAB VI.....		119
TROUBLESHOOTING		119
6.1	<i>Troubleshooting</i> pada Unit Transportasi.....	119
6.2	<i>Troubleshooting</i> pada Unit Penyimpanan.....	122
6.3	<i>Troubleshooting</i> pada Unit Penukar Panas	125
6.4	<i>Troubleshooting</i> pada Unit Reaksi.....	127
6.5	<i>Troubleshooting</i> pada Unit Pemisah.....	131
BAB VII		139
ANALISA EKONOMI		139

7.1	Penaksiran Harga Peralatan	139
7.2	Dasar Perhitungan	141
7.3	Perhitungan Biaya	142
7.4	Analisa Kelayakan	146
7.5	Hasil Perhitungan	148
BAB VIII		153
KESIMPULAN DAN SARAN		153
8.1	Kesimpulan.....	153
8.2	Saran	153
DAFTAR PUSTAKA		154
LAMPIRAN A.....		156
NERACA MASSA		156
LAMPIRAN B.....		169
NERACA PANAS		169
LAMPIRAN C.....		240
SPESIFIKASI ALAT		240
LAMPIRAN D		266
PERHITUNGAN EKONOMI.....		266

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor dan Ekspor Asam Akrilat	2
Tabel 1.2 Proyeksi Jumlah Ekspor dan Impor Asam Akrilat Di Indonesia Tahun 2025-2034	3
Tabel 1.3 Produsen Metil Akrilat di dunia.....	5
Tabel 1.4 Bahan Baku Metil Akrilat	6
Tabel 1.5 Hasil Analisis Pemilihan Lokasi Pabrik	7
Tabel 1.6 Perusahaan Produsen Polimer Di Indonesia	9
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Akrilat	11
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Udara.....	14
Tabel 2.2 Data Entalpi Senyawa.....	17
Tabel 2.3 Data Energi Gibbs Senyawa Saat Suhu 298 K	21
Tabel 2.4 Nilai K_0 dan E_a Tiap Reaksi	23
Tabel 2.5 Neraca Massa TWV (V-01)	25
Tabel 2.6 Neraca Massa TWV (V-02)	25
Tabel 2.7 Neraca Massa Reaktor Fix-Bed Multitube (R-01).....	26
Tabel 2.8 Neraca Massa Reaktor Fix-Bed Multitube (R-02).....	26
Tabel 2.9 Neraca Massa Absorber (AB-01).....	27
Tabel 2.10 Neraca Massa Kolom Destilasi (D-01)	27
Tabel 2.11 Neraca Massa Input Overall	28
Tabel 2.12 Neraca Massa Output Overall.....	28
Tabel 2.13 Neraca Panas Kompresor (C-01)	29
Tabel 2.14 Neraca Panas Expander (EX-01)	29
Tabel 2.15 Neraca Massa Furnace (F-01).....	29
Tabel 2.16 Neraca Panas Three Way Valve (V-01).....	30
Tabel 2.17 Neraca Panas Three Way Valve (V-02).....	30
Tabel 2.18 Neraca Panas Blower (BW-01).....	30
Tabel 2.19 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01).....	31
Tabel 2.20 Neraca Panas Reaktor Fix-Bed Multitube (R-01)	31
Tabel 2.21 Neraca Panas Reaktor Fix-Bed Multitube (R-02)	32
Tabel 2.22 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02).....	32
Tabel 2.23 Neraca Panas Cooler (CO-01)	33

Tabel 2.24 Neraca Panas Absorber (AB-01)	33
Tabel 2.25 Neraca Panas Kolom Distilasi (D-01)	34
Tabel 2.26 Neraca Panas Cooler (CO-02)	34
Tabel 2.27 Neraca Panas Cooler (CO-03)	34
Tabel 2.28 Neraca Panas Overall.....	35
Tabel 2.29 Tata Letak Pabrik	37
Tabel 3.1 Ringkasan Desain Tangki Penyimpanan Bulanan Produk Asam Akrilat	43
Tabel 3.2 Ringkasan Desain Tangki Penyimpanan Harian Produk Asam Akrilat.....	46
Tabel 3.3 Ringkasan Desain Compressor	48
Tabel 3.4 Ringkasan Desain Expander	48
Tabel 3.5 Ringkasan Desain Pompa	49
Tabel 3.6 Ringkasan Desain Blower.....	50
Tabel 3.7 Ringkasan Desain Heat Exchanger.....	51
Tabel 3.8 Ringkasan Desain Furnace	52
Tabel 3.9 Ringkasan Desain Reaktor.....	53
Tabel 3.10 Ringkasan Desain Absorber.....	55
Tabel 3.11 Ringkasan Desain Kolom Destilasi	57
Tabel 4.1 Kebutuhan Steam Pada Proses.....	67
Tabel 4.2 Kebutuhan Air Pendingin pada Proses	69
Tabel 4.3 Kebutuhan untuk Peralatan Proses	73
Tabel 4.4 Kebutuhan Utilitas	73
Tabel 4.5 Kebutuhan Untuk Penerangan	75
Tabel 4.6 Kebutuhan steam pada Proses	79
Tabel 4.7 Baku Mutu Air Limbah B3	86
Tabel 4.8 Parameter Uji Program Laboratorium	91
Tabel 6.1 Analisa HAZOP Pompa	119
Tabel 6.2 Analisa HAZOP Kompresor.....	120
Tabel 6.3 Analisa HAZOP Tangki Penyimpanan	122
Tabel 6.4 Analisa HAZOP Heat Exchanger.....	126
Tabel 6.5 Analisa HAZOP Furnace	127
Tabel 6.6 Analisa HAZOP Reaktor.....	128
Tabel 6.7 Analisa HAZOP Kolom Destilasi	132

Tabel 6.8 Analisa HAZOP Absorber	136
Tabel 7.1 Indeks CEP Tahun 2001 sampai dengan Tahun 2024.....	139
Tabel 7.2 Total Direct Plant Cost.....	148
Tabel 7.3 Total Direct Manufacturing Expenses	148
Tabel 7.4 Cash Flow selama 10 Tahun	150

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Proyeksi Kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia.....	5
Gambar 2.1 Diagram Blok Pembuatan Asam Akrilat.....	24
Gambar 2.2 Tata Letak Pabrik.....	39
Gambar 2.3 Tata Letak Peralatan Proses	41
Gambar 2.4 Diagram Alir Proses Produksi Asam Akrilat	42
Gambar 3.1 Desain Tangki Penyimpanan Bulanan Asam Akrilat.....	43
Gambar 3.2 Desain Tangki Penyimpanan Harian Produk Asam Akrilat.....	45
Gambar 3.3 Desain Compressor.....	47
Gambar 3.4 Desain Expander.....	48
Gambar 3.5 Desain Pompa	49
Gambar 3.6 Desain Blower	50
Gambar 3.7 Desain Heat Exchanger	51
Gambar 3.8 Desain Furnace	52
Gambar 3.9 Gambar Desain Reaktor.....	53
Gambar 3.10 Desain Absorber.....	55
Gambar 3.11 Desain Kolom Destilasi	57
Gambar 4.1 Skema Sederhana Clarifier	63
Gambar 4.2 Diagram Alir Pengolahan Air Sanitasi.....	66
Gambar 5.1 Struktur Organisasi	98
Gambar 7.1 Grafik Indeks CEP.....	140

INTISARI

Prarancangan pabrik asam akrilat dengan kapasitas 52.000 ton per tahun ini menggunakan bahan baku propilena melalui proses oksidasi. Pabrik direncanakan berlokasi di kawasan industri Cilegon, Banten, dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dan status sebagai anak perusahaan PT Chandra Asri Petrochemical Tbk. Desain utilitas meliputi sistem pengolahan air, penyediaan udara instrumen, penyediaan listrik, serta fasilitas kesehatan dan keselamatan kerja (K3). Struktur organisasi yang dipilih adalah Line and Staff untuk mendukung kelancaran koordinasi, pengambilan keputusan, serta efektivitas produksi. Aspek keselamatan dan lingkungan pabrik mengacu pada peraturan perundangan seperti UU No. 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja, UU No. 2 Tahun 1951 tentang Ganti Rugi Kecelakaan Kerja, PP No. 4 Tahun 1982 tentang Pengelolaan Lingkungan Hidup, dan PP No. 29 Tahun 1986 tentang AMDAL. Perusahaan juga menerapkan program Corporate Social Responsibility (CSR) sesuai dengan ketentuan UU No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas dan UU No. 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal, dengan fokus pada peningkatan kesejahteraan karyawan, masyarakat, serta pelestarian lingkungan. Analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan prospek jangka panjang yang mendukung pertumbuhan industri petrokimia nasional.

Kata Kunci: Asam akrilat, prarancangan pabrik, propilena, CSR, keselamatan kerja

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam dunia Industry, asam akrilat dikenal sebagai senyawa kimia Industr yang sangat penting karena digunakan sebagai bahan dasar dalam pembuatan berbagai produk seperti polimer, resin, dan bahan kimia lainnya. Keunggulan utamanya terletak pada reaktivitas tinggi terhadap polimerisasi, sehingga menjadikannya bahan utama dalam produksi superabsorbent polymer (SAP), cat berbasis air, perekat, pelapis, serta tekstil teknis (Hartati et al., 2021). Luasnya aplikasi turunan dari senyawa ini menunjukkan peran strategis asam akrilat dalam memenuhi kebutuhan Industry modern yang menuntut material Industr dan fleksibel.

Pertumbuhan sektor otomotif, konstruksi, dan produk perawatan pribadi secara global telah mendorong meningkatnya permintaan terhadap asam akrilat. Di Indonesia sendiri, meskipun memiliki potensi sumber daya yang cukup untuk mendukung Industry kimia, Industry besar kebutuhan asam akrilat masih harus dipenuhi melalui jalur impor (World Bank, 2023). Ketergantungan terhadap pasokan luar negeri ini dapat mengganggu kestabilan suplai bahan baku dan menjadikan Industry dalam negeri rentan terhadap gejolak harga pasar internasional. Oleh sebab itu, Industry dan fasilitas produksi asam akrilat di dalam negeri merupakan Industr strategis untuk memperkuat kemandirian Industry kimia nasional sekaligus menekan Industr neraca perdagangan (Nurcahyo & Wijayanti, 2017).

Dari segi teknis, produksi asam akrilat dapat dilakukan melalui proses oksidasi propilena dengan bantuan katalis Industr yang berbasis logam campuran. Proses ini terdiri dari dua tahap utama: pertama, pembentukan senyawa antara berupa asam Industr, kemudian dilanjutkan dengan tahap oksidasi menjadi asam akrilat (Sulistyo & Su'andi, 2022). Teknologi ini telah terbukti efektif untuk digunakan pada skala Industr dan mampu menghasilkan produk berkualitas tinggi dengan Industr kemurnian yang memenuhi standar global. Pemilihan metode ini mempertimbangkan ketersediaan propilena di Indonesia yang cukup melimpah, mengingat senyawa tersebut merupakan produk samping dari proses kilang minyak dan Industr petrokimia (Fatma, 2024). Pada level Industr, Industr dan pabrik asam akrilat

dengan kapasitas produksi 54.000 ton per tahun dirancang untuk merespons tingginya permintaan dalam negeri sekaligus memanfaatkan peluang ekspor ke pasar regional. Inisiatif ini tidak hanya berpotensi memberikan keuntungan ekonomi melalui optimalisasi nilai tambah dari bahan baku 2ndus, tetapi juga berperan dalam menciptakan lapangan pekerjaan, mendorong kemajuan riset dan teknologi nasional, serta memperkuat struktur 2ndustry kimia di Indonesia (Ramona, 2016).

Selain itu, ketersediaan asam akrilat dari produksi dalam negeri akan menjadi pendorong utama bagi pertumbuhan sektor hilir seperti superabsorbent polymer (SAP), perekat, dan emulsi polimer. Kehadiran bahan baku ini secara 2ndus akan memperkuat keterpaduan rantai pasok 2ndustry dan mendukung pengembangan 2ndustry yang berorientasi pada keberlanjutan di Indonesia. Oleh karena itu, perencanaan awal pendirian pabrik asam akrilat ini tidak hanya relevan dari sisi teknis dan ekonomi, tetapi juga memiliki peran strategis dalam mempercepat kemajuan sektor 2ndustry nasional secara menyeluruh (Fatma, 2024).

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistika (2024), kebutuhan impor dan ekspor asam akrilat di Indonesia pada tahun 2019-2024 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Impor dan Ekspor Asam Akrilat (BPS, 2024)

Tahun	Impor (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Impor (%)	Ekspor (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Ekspor (%)
2024	34954,434	19.50	33943,46	-12.46
2023	27310,411	-0.05	28703,86	-28.82
2022	32466,201	9.70	22823,84	13.13
2021	36002,803	23.65	25988,8	27.51
2020	31181,745	5.83	33514,39	2.02
2019	26323,785	11.73	32860,54	0.28

Berdasarkan data impor dan ekspor asam akrilat selama tahun 2019-2024 didapatkan proyeksi kebutuhan impor dan ekspor dari Asam Akrilat yang dapat dilihat pada tabel 1.2.

Tabel 1.2 Proyeksi Jumlah Ekspor dan Impor Asam Akrilat Di Indonesia Tahun 2025-2034

Tahun	Proyeksi Impor (Ton/Tahun)	Proyeksi Ekspor (Ton/Tahun)
2025	34173.49	29927.62
2026	34973.57	29762.42
2027	35773.64	29597.22
2028	36573.72	29432.02
2029	37373.8	29266.83
2030	38173.87	29101.63
2031	38973.95	28936.43
2032	39774.02	28771.23
2033	40574.1	28606.03
2034	41374.17	28440.83

Perkiraan terhadap permintaan ekspor dan impor dapat dilakukan dengan menelaah data historis yang menunjukkan perkembangan volume perdagangan sebelumnya. Dalam konteks asam akrilat di Indonesia, data ekspor dan impor dari tahun-tahun sebelumnya dapat dianalisis untuk memahami arah pertumbuhan dan fluktuasi pasar. Salah satu metode yang dapat digunakan adalah regresi linear, yang memungkinkan identifikasi pola tren dan proyeksi volume di masa mendatang secara kuantitatif. Hasil proyeksi ini dapat dijadikan dasar dalam menyusun strategi produksi dan distribusi, sehingga perusahaan yang bergerak di industri ini dapat merespons kebutuhan pasar secara lebih terencana dan adaptif.

Sebagai ilustrasi, beberapa perusahaan besar di Indonesia, seperti PT. Nippon Shokubai Indonesia, memiliki peran signifikan dalam memenuhi kebutuhan pasar domestik maupun ekspor. Perusahaan ini memproduksi asam akrilat dengan kapasitas mencapai 240.000 ton per tahun, menjadikannya salah satu produsen utama di dalam negeri. Beroperasi sejak tahun 1996, pabrik ini mengalami peningkatan kapasitas produksi pada tahun 2021, yang mencerminkan pertumbuhan permintaan dari sektor industri lokal maupun pasar ekspor (Shokubai, 2021).

Di samping itu, perusahaan seperti PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk. Turut memainkan peran penting dalam rantai pasok industri petrokimia dengan memproduksi bahan baku utama seperti polietilen, polipropilen, dan etilena. Dengan kapasitas produksi etilena yang mencapai 1.000.000 ton per tahun, perusahaan ini berkontribusi besar terhadap ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan dalam proses sintesis asam akrilat dan produk-produk turunannya. Kapasitas produksi yang signifikan dari berbagai perusahaan tersebut menjadikan proyeksi ekspor dan impor sangat bergantung pada seberapa besar kemampuan industri dalam negeri untuk menjawab permintaan pasar, baik di tingkat nasional maupun global (CAP, 2022).

Dalam menyusun proyeksi ekspor dan impor, penting untuk mempertimbangkan berbagai variabel eksternal yang berpotensi memengaruhi dinamika pasar, seperti perubahan regulasi perdagangan internasional, fluktuasi harga global, serta perkembangan sektor industri pengguna akhir asam akrilat. Oleh sebab itu, hasil perhitungan berdasarkan tren historis perlu ditinjau ulang secara berkala agar tetap mencerminkan kondisi aktual dan dapat digunakan secara efektif dalam merancang strategi produksi dan pengelolaan rantai pasokan yang adaptif.

1.2 Kapasitas Rancangan

Pengoperasian pabrik asam akrilat direncanakan mulai berjalan pada tahun 2030, dengan kapasitas produksi yang ditentukan berdasarkan sejumlah pertimbangan strategis. Beberapa faktor utama yang memengaruhi penetapan kapasitas pabrik tersebut antara lain:

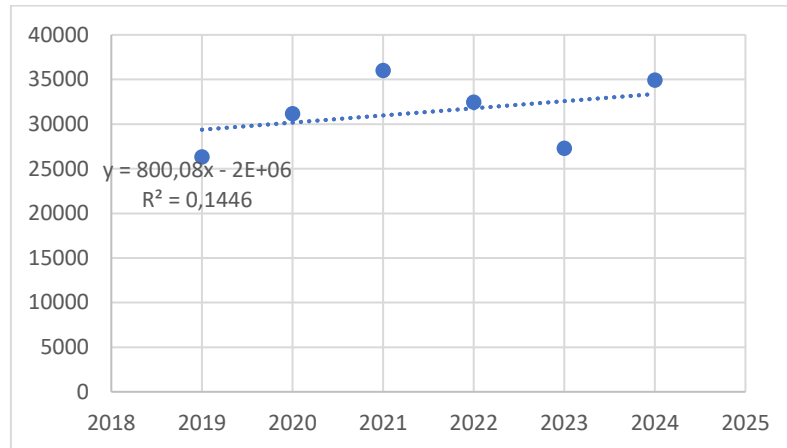
1. Kebutuhan pasar dalam negeri.
2. Adanya ketersediaan bahan baku Di Indonesia.
3. Efisiensi biaya produksi melalui skala ekonomi, sehingga produk yang dihasilkan kompetitif di pasar.

1.2.1 Kapasitas Pabrik Metil Akrilat

A. Prediksi Kebutuhan Metil Akrilat Di Indonesia

Berdasarkan data impor dan ekspor asam akrilat yang disajikan pada Tabel 1.2., terlihat bahwa permintaan dalam negeri terus mengalami peningkatan, seiring dengan pertumbuhan sektor otomotif, konstruksi, dan tekstil yang

secara langsung menggunakan bahan ini sebagai komponen penting. Mengacu pada hasil kajian dari XYZ Research (2023), kebutuhan asam akrilat di Indonesia diproyeksikan mencapai sekitar 50.000 ton pada tahun 2030, dengan rata-rata pertumbuhan tahunan sebesar 4%. Sehubungan dengan hal tersebut, estimasi kebutuhan impor asam akrilat Indonesia pada tahun 2030 divisualisasikan pada Gambar 1.1 berikut :



Gambar 1.1 Proyeksi Kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia

B. Kapasitas Produksi Metil Akrilat Yang Sudah Berdiri

Dalam merancang kapasitas produksi asam akrilat, penting untuk memperhitungkan kemampuan produksi dari pabrik-pabrik yang telah beroperasi, baik di tingkat nasional maupun internasional. Hal ini bertujuan untuk menilai posisi kompetitif industri dalam negeri serta mengidentifikasi potensi pasar yang masih dapat digarap. Informasi mengenai kapasitas dan lokasi pabrik-pabrik asam akrilat yang ada saat ini dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Produsen Metil Akrilat di dunia

Pabrik	Kapasitas
LG Chem	500.000 ton/tahun
BASF	650.000 ton/tahun
Dow Chemical	1 Juta ton/tahun

Pabrik	Kapasitas
Mitsubishi Chemical Corporation	750.000 ton/tahun
Sasol	400.000 ton/tahun

Berdasarkan data kapasitas pabrik Asam Akrilat yang telah beroperasi secara global, kapasitas terendah mencapai 400.000 ton per tahun, sementara kapasitas tertinggi adalah 1 Juta ton per tahun. Dengan kapasitas produksi yang lebih besar ini, industri Asam Akrilat global memiliki kapasitas untuk memenuhi permintaan pasar domestik dan internasional.

C. Ketersediaan Bahan Baku

Asam Akrilat diproduksi menggunakan bahan baku berupa propanol dan akrilonitril. Bahan-bahan ini dapat diperoleh dari produsen yang tersebar di seluruh dunia. Daftar produsen dari kedua bahan baku tersebut disajikan pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Bahan Baku Metil Akrilat

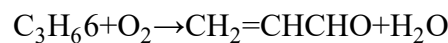
Pabrik	Produk	Lokasi	Kapasitas
PT. Nippon Shokubai Indonesia (PT NSI)	Asam Akrilat	Cilegon, Banten	140.000 ton/tahun
PT. Kaltim Methanol Indonesia	Metanol	Bontang, Kalimantan Timur	660.000 ton/tahun
BASF	Akrilonitril	Ludwigshafen, Jerman	550.000 ton/tahun
Dow Chemical	Akrilonitril	Freeport, Texas	700.000 ton/tahun

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

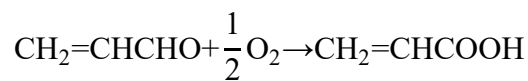
Dalam merancang sebuah pabrik, factor utama yang perlu diperhatikan adalah pemilihan lokasi. Menurut Alfred (1929), Menentukan tempat yang tepat penting untuk meningkatkan perkembangan serta kemajuan dalam aspek pemasaran dan nilai ekonominya. Ada beberapa aspek yang harus diperhatikan saat memilih lokasi pabrik

agar bisa meraih keuntungan dalam jangka Panjang dan mempermudah potensi ekspansi pabrik. Pada proses penentuan lokasi pabrik juga perlu ditinjau apakah proses yang berlangsung bersifat *weight loss* dan *weight gain*. Proses yang bersifat *weight loss* menghasilkan produk yang lebih ringan dibandingkan reaktan yang reaksinya memakai air atau udara yang bisa dibuang ke udara pasti lebih menguntungkan bila dekat dengan sumber bahan baku. Namun, apabila dalam prosesnya memiliki sifat *weight gain* yaitu dengan menghasilkan produk yang lebih berat dibandingkan reaktan yang reaksinya menggunakan air atau udara, maka akan lebih menguntungkan apabila lokasinya dekat dengan area pemasaran (Sofyan, A., et al., 2019). Dalam pendirian pabrik Asam Akrilat dari propilen dan udara, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

- Oksidasi propilena menjadi asam akrolein



- Oksidasi akrolein menjadi asam akrilat



Dimana bahan baku yang digunakan adalah propilena (CH_2H_6) dengan berat molekul 42 g/kmol dan oksigen (O_2) dengan berat molekul 32 g/kmol sedangkan untuk produknya yaitu asam akrilat ($\text{CH}_2=\text{CH}-\text{COOH}$) 72 g/kmol. Berdasarkan perbandingan berat molekul bahan baku dan produk, proses produksi metil akrilat bersifat *weight loss* Dimana hasil produksi lebih ringan daripada bahan baku. Oleh karena itu, pendirian pabrik metil akrilat memiliki 3 lokasi yang berpotensi untuk dijadikan lokasi pendirian pabrik yaitu di Cilegon, Karawang, dan Purwakarta. Hasil analisis pemilihan Lokasi pabrik dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Hasil Analisis Pemilihan Lokasi Pabrik

Faktor yang dinilai	Bobot	Skor			Bobot		
		Cilegon	Karawang	Purwakarta	Cilegon	Karawang	Purwakarta
Sumber Bahan Baku	30	4	3	3	120	90	90

Faktor yang dinilai	Bobot	Skor			Bobot		
		Cilegon	Karawang	Purwakarta	Cilegon	Karawang	Purwakarta
Lokasi Pasar	25	3	3	4	75	75	100
Harga Tanah	15	4	4	3	60	60	45
Transportasi	10	4	3	3	40	30	30
Tenaga Kerja	10	4	3	3	40	30	30
Limbah	30	3	3	3	90	90	90
Jumlah					425	375	385

Tabel 1.5 merupakan tabel hasil analisis pemilihan lokasi pabrik, dimana keterangan skor serta penentuan bobot faktor yang dinilai adalah sebagai berikut:

Keterangan Skor:

1= Kurang

2= Sedang

3= Baik

4= Baik Sekali

Menentukan bobot faktor yang dinilai:

Sumber bahan baku = 30

Pasar = 25

Harga tanah = 15

Sarana transportasi =10

Tenaga kerja =10

Limbah =30

1. Bahan Baku

Bahan baku pembuatan asam akrilat adalah propilena dan udara. Kedua bahan baku tersebut dapat dipenuhi dari dalam negeri yaitu propilena diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical yang terletak di Cilegon, Banten. Dengan kapasitas 4,2 juta ton/tahun yang mana merupakan produsen propilena terbesar Di Indonesia dan satu-satunya operator Naptha Cracker. Sedangkan bahan baku udara dapat diperoleh langsung dari atmosfer.

2. Transportasi

Bahan baku utama yang digunakan untuk memproduksi metil akrilat adalah asam akrilat yang berasal dari PT. Chandra Asri Petrochemical Cilegon, Banten berlokasi tidak terlalu jauh sehingga memudahkan transportasi dan menghemat biaya.

3. Daerah Pemasaran

Produk asam akrilat akan dipasarkan ke perusahaan pembuat polymer yang biasa digunakan sebagai bahan baku cat (*coating*), bahan perekat, dan binder untuk industri kulit, tekstil dan dan kertas. Perusahaan pembuat polimer yang biasa digunakan sebagai bahan baku cat, resin akrilik, bahan perekat dan sebagainya tertera pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Perusahaan Produsen Polimer Di Indonesia

Nama Perusahaan	Komoditi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT NSI Indonesia	<i>Acrylic acid, acrylic esters, SAP</i>	240.000
PT Indonesia Polymer Compound	Cat (<i>Coating</i>)	36.000
PT Alfa Polimer Indonesia	Polimer (<i>Thickener</i>)	30.000
PT Diachem Resins Indonesia	Resin akrilik untuk <i>coating</i> , tinta, dan perekat	9.000
PT BASF Indonesia	Dispersi polimer (untuk <i>coating</i> , konstruksi, kertas)	95.000

4. Ketersediaan Lahan

Di Kawasan Industri Cilegon terdapat banyak lahan yang cukup luas, sehingga mendukung untuk didirikannya pabrik metil akrilat.

5. Tenaga Kerja

Pada kebutuhan tenaga kerja dapat dipenuhi dari penduduk setempat, tetapi dengan memenuhi kriteria perusahaan. Daerah Cilegon merupakan kawasan industri sehingga tenaga kerja mudah didapatkan.

1.4 Tinjauan Proses

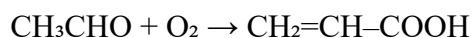
Asam Akrilat merupakan senyawa organik dengan rumus molekul $\text{CH}_2=\text{CH}-\text{COOH}$, termasuk dalam golongan asam karboksilat tak jenuh. Senyawa ini berbentuk cairan tak berwarna dengan bau menyengat serta memiliki kelarutan yang baik dalam air maupun pelarut organik. Asam akrilat banyak digunakan sebagai bahan baku monomer dalam produksi polimer akrilik, seperti *superabsorbent polymer* (SAP) yang digunakan dalam popok sekali pakai, serta emulsi untuk cat (*coating*), perekat, dan binder dalam industri tekstil, kulit sintetis dan kertas. Selain itu, asam akrilat juga digunakan sebagai reagen penting dalam sintesis senyawa turunan, termasuk bahan kimia untuk industri farmasi dan polimer khusus (O'Neil, 2016).

1.4.1 Macam-macam Proses

Menurut Kirk dan Othmer, 1992. Macam-macam proses pembentukan metil akrilat adalah sebagai berikut:

A. Proses Oksidasi Asetaldehida

Dalam proses ini, asetaldehida (CH_3CHO) dioksidasi secara langsung dengan oksigen menggunakan katalis logam seperti vanadium oksida (V_2O_5). Reaksi dilakukan pada suhu $250\text{--}350^\circ\text{C}$ dan tekanan $1\text{--}5$ atm. Metode ini menghasilkan asam akrilat dengan kemurnian sekitar $92\text{--}95\%$. Reaksi pada proses asetilen adalah sebagai berikut:



B. Proses Oksidasi Propilena

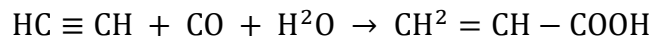
Propena (C_3H_6) dioksidasi dengan oksigen atau udara menjadi akrolein ($\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CHO}$) menggunakan katalis berbasis bismut-molibdenum (Bi-Mo) pada suhu sekitar $300\text{--}400^\circ\text{C}$ dan tekanan sekitar $1\text{--}3$ atm. Kemudian, akrolein dioksidasi lebih lanjut menjadi asam akrilat ($\text{CH}_2=\text{CH}-\text{COOH}$) menggunakan katalis molibdenum–vanadium–niobium (Mo-V-Te-Nb) pada suhu $250\text{--}300^\circ\text{C}$ dalam kondisi tekanan yang serupa. Metode ini

menghasilkan asam akrilat berkualitas tinggi dengan kemurnian $\geq 98\%$ setelah pemurnian.. Reaksinya adalah:



C. Proses Karbonilasi Asetilena

Pada proses ini, asetilena ($\text{HC}\equiv\text{CH}$) direaksikan dengan karbon monoksida (CO) dan air (H_2O) menggunakan katalis kompleks logam seperti kobalt karbonil. Reaksi dilakukan pada suhu $150\text{--}200^\circ\text{C}$ dan tekanan tinggi $10\text{--}30$ atm. Proses ini menghasilkan asam akrilat dengan kemurnian $90\text{--}95\%$. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Akrilat

No	Proses	Kondisi Operasi	Kelebihan	Kekurangan
1	Asetaldehida	P = 1-5 atm T= 250–350°C	Asetaldehida reaktif	Selektivitas lebih rendah dan produk samping tinggi, Konversi hanya 92-95%
2	Propilena	P= 1–3 atm T= 250-400°C	Bahan baku mudah didapatkan, produk yang didapat dengan konversi 98% (setelah purifikasi)	Reaksi eksotermis dan katalis kompleks
3	Karbonilasi	P= 10-30 atm T= 150–200°C	Konversi langsung asetilena	Bahan baku beracun dan berbahaya,

No	Proses	Kondisi Operasi	Kelebihan	Kekurangan
				membutuhkan tekanan yang tinggi, efisiensi rendah

Tabel 1.7 merupakan perbandingan proses pembuatan metil akrilat, dari tabel tersebut proses pembuatan metil akrilat yang dipilih adalah proses oksidasi propilena dengan pertimbangan:

- Biaya produksi paling rendah
- Konversi dan selektivitas tinggi
- Menghasilkan asam akrilat dengan kemurnian tinggi ($\geq 98\%$) setelah purifikasi

1.5 Kegunaan Produk

Asam akrilat merupakan bahan baku utama untuk produksi poliakrilat, yaitu polimer yang digunakan secara luas sebagai bahan perekat, binder untuk industri kulit dan kertas, serta sebagai komponen kopolimer dalam berbagai produk cat (*coating*) dan serat akrilik (*acrylic fiber*). Polimer hasil dari asam akrilat juga digunakan oleh berbagai perusahaan industri *coating* dan plastik, seperti PT Indonesia Polymer Compound dan PT Alfa Polimer Indonesia. Dalam bidang *coating* dan *plastic compound*, asam akrilat berperan sebagai monomer penting dalam produksi material seperti: *acrylic emulsions*, *glass fiber sizing*, dan *additive* untuk *polyethylene terephthalate* (Douwin, 2023).

Penggunaan asam akrilat tidak mencakup aplikasi dalam produksi *polypropylene*, *polystyrene*, HDPE, LDPE, atau produk pangan seperti *flavour* dan sistein, karena senyawa tersebut berasal dari rantai olefin dan ester lainnya yang berbeda sifat reaktivitasnya (Gantrade, 2023).

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

- **Bahan Baku Utama**

1. Propilena

Menurut CAP, 2021. spesifikasi propilena adalah sebagai berikut:

- Rumus Molekul : C_3H_6
- Berat Molekul : 42,0804 kg/mol
- Bau : Khas
- Kemurnian : min 99.4% mol
- Impuritas : Propana maks 0,646 mol
- Wujud : Gas cair
- Titik Didih : $-48^{\circ}C$
- Titik Beku : $-185^{\circ}C$
- Densitas : 0,612 g/cc (pada 223°K)
- Tekanan Kritis : 45,6 atm
- Viskositas : 11,17 cp

2. Udara Proses

Menurut Perry dan Green, 2008. Spesifikasi udara adalah sebagai berikut:

- Suhu : $30^{\circ}C$
- Tekanan : 1 atm
- Komposisi : N $\pm 79\%$ mol
O₂ $\pm 21\%$ mol
Partikulat padat $\pm 0,02\%$ berat

Kemudian, untuk spesifikasi udara seperti yang tertera pada Tabel 2.1

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Udara

Parameter	N ₂	O
Wujud	Gas	Gas
Berat Molekul (kg/mol)	28,031	32,01
Specific Gravity	12,5	1,71
Titik Didih (°C)	-195,9	-1833
Titik Beku (°C)	-209,68	-214,8
Suhu Kritis (K)	126,2	154,6
Tekanan Kritis (bar)	3,3	50,5
Volume Kritis (m ³ /mol)	0,089	0,73
Densitas (kg/cm ²)	809	1149

3. Steam

- Suhu : 330 °C
- Tekanan : 1,8 atm
- Kondisi : *Saturated*

• **Bahan Baku Penunjang**

1. Katalis Bi₂Mo₃O₁₂ (Bismuth (III) Molybdate)

Menurut Elements, 2015. Spesifikasinya adalah sebagai berikut:

- Bentuk : Kristal abu-abu
- Berat Molekul : 897,77 g/mol
- Ukuran : 0,47 cm
- Porositas : 0,411
- Bulk Density : 5,9 – 6,07 g/cm³

2. Katalis MoWo₆ (Molybdenum Tungsten Trioxide)

Menurut Elements, 2000. Spesifikasinya adalah sebagai berikut:

- Bentuk : Padat
- Berat Molekul : 1375.8064 g/mol

- Ukuran : 0,47 cm
- Porositas : 0,411
- Bulk Density : 15,34 g/cm³

3. Solven Air

- Rumus Molekul : H₂O
- Berat Molekul : 118 g/mol
- Bentuk : Cairan tidak berwarna
- Kemurnian : min 99,99%

2.1.2 Spesifikasi Produk Utama

1. Asam Akrilat

Menurut Prasad and Kumar, 1988. Spesifikasinya adalah sebagai berikut:

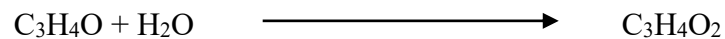
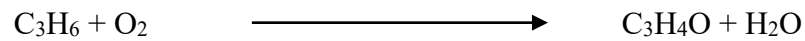
1. Rumus Molekul : C₃H₄O₂
2. Berat Molekul : 72,064 kg/mol
3. Bau : Khas
4. Kemurnian : min 99,5% mol
5. Impuritas : Asam Asetat maks. 0,3% mol
Air maks. 0,2% mol
6. Wujud : Cair tidak berwarna
7. Titik Didih : 141°C
8. Titik Leleh : 13,5 °C
9. Densitas : 1,045 g/cc (pada suhu 25°C)
10. Tekanan Kritis: 5,06 MPa
11. Suhu Kritis : 380 °C
12. Viskositas : 1,1 cks (pada suhu 25°C)
13. Kelarutan : Larut dalam air, sedikit larut dalam aseton, tidak dalam dietil etir

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Pembuatan asam akrilat berlangsung pada fase gas dengan menggunakan katalis padat, sehingga digolongkan dalam reaksi katalitik hydrogen. Proses pembuatan asam akrilat dari propilena merupakan oksidasi dua tahap. Reaksi oksidasi dilakukan dalam dua tahap dengan tujuan untuk memperbesar selektivitas dan reaksi ini termasuk ke dalam reaksi eksotermis.

Mekanisme biasa untuk memproduksi asam akrilat menggunakan proses dua langkah dimana propilena pertama-tama dioksidasi menjadi akrolein dan kemudian dioksidasi lebih lanjut menjadi asam akrilat, setiap langkah reaksi biasanya berlangsung pada katalis terpisah dan pada operasi yang berbeda kondisi. Menurut Kirk dan Othmer, 1992. Pada proses ini digunakan katalis stoikiometri dengan reaksi seperti dibawah ini.



Katalis yang digunakan pada pembentukan asam akrilat pada reaktor 1 yaitu katalis A yang memiliki komposisi $\text{Bi}_2\text{Mo}_3\text{O}_{12}$, Muatan 220cc, berbentuk pelet dengan ukuran 4,7mm. Lalu, pada reaktor 2 digunakan katalis B dengan komposisi MoWO_6 , sampel katalis 73cc berbentuk pelet dengan ukuran 4,7 mm (Kirk and Othmer, 1992).

2.3 Mekanisme Reaksi

2.3.1 Kondisi Operasi

2.2.3.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika memiliki tujuan untuk mengetahui sifat reaksi selama proses berlangsung. Besar ΔH menentukan

besarnya jumlah energi yang dibutuhkan dan dihasilkan. Data tiap senyawa yang digunakan dalam perhitungan entalpi pada reaksi pembentukan asam akrilat dengan oksidasi propilena tersaji pada Tabel 2.2 berikut ini (Yaws, 1999).

Tabel 2.2 Data Entalpi Senyawa

Formula	MW (g/mol)	A	B	C	ΔH_{298} (kJ/mol)
C ₃ H ₆	42,081	37,334	-0,065191	0,000028085	20,42
C ₃ H ₈	44,095	-80,697	-0,0905	0,000042104	-103,85
O ₂	31,999	0	0	0	0
N ₂	28,013	0	0	0	0
H ₂ O	18,015	-238,41	-0,01225	0,000002765	-241,8
C ₃ H ₄ O	56,064	-66,702	-0,059478	0,000038716	-81
C ₂ H ₄ O ₂	60,053	-422,584	-0,048354	0,000023337	-434,84
C ₃ H ₄ O ₂	72,064	-325,038	-0,044058	0,000020926	-336,23
CO ₂	44,01	-393,422	0,00015913	-0,000001395	-393,5

Maka, dapat dihitung nilai ΔH keseluruhan reaksi yang terjadi di reaktor pada kondisi standar (298 K) dan kondisi operasi pada reaktor 1 322,4°C (595.57 K) dan reaktor 2 280°C (553,15 K).

1) Entalpi Saat Kondisi Standard (298 K)

- Reaktor 1

Reaksi Utama:



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f \text{O}_2)$$

$$= (-81,004 + (-241,80)) - (20,42 + 0) \text{ kJ/mol}$$

$$= -343,22 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi Samping :



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{ CO}_2 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f \text{ O}_2)$$

$$= (3 \cdot (-393,50) + 3 \cdot (-241,80)) - (20,42 + 4,5 \cdot 0)$$

$$\text{kJ/mol}$$

$$= -1926,32 \text{ kJ/mol}$$

- Reaktor 2

Reaksi Utama:



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ O}_2)$$

$$= (-336,23) - (-81,00 + 0,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol}$$

$$= -255,23 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi Samping:



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2 + \Delta H_f \text{ CO}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ O}_2)$$

$$= (-434,84) + (-393,50) - (-336,23 + 1,5 \cdot 0)$$

$$\text{kJ/mol}$$

$$= -492,11 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Maka } \Delta H \text{ Total} = (-255,23 - 492,11) \text{ kJ/mol}$$

$$= -747,34 \text{ kJ/mol (eksotermis)}$$

2) Entalpi Saat Kondisi Operasi

- Reaktor 1 (595,57 K)

$$\Delta H_{C_3H_6} = 37,334 + (-6,5191 \cdot 10^{-2} \times 595,57) + (2,8085 \cdot 10^{-5} \times 595,57^2)$$

$$= 8,47 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{C_3H_4O} = -66,702 + (-5,9478 \cdot 10^{-3} \times 595,57) + (3,8716 \cdot 10^{-5} \times 595,57^2)$$

$$= -88,39 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = -238,41 + (-1,225 \cdot 10^{-2} \times 595,57) + (2,765 \cdot 10^{-6} \times 595,57^2)$$

$$= -244,72 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{CO_2} = -393,422 + (1,5913 \cdot 10^{-4} \times 595,57) + (-1,395 \cdot 10^{-6} \times 595,57^2)$$

$$= -393,82 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi Utama:



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f C_3H_4O + \Delta H_f H_2O) - (\Delta H_f C_3H_6 + \Delta H_f O_2)$$

$$= (-88,39 + (-244,72)) - (8,47 + 0)$$

$$= -341,59 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi Samping:



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f CO_2 + \Delta H_f H_2O) - (\Delta H_f C_3H_6 + \Delta H_f O_2)$$

$$= (3 \cdot (-393,82) + 3 \cdot (-244,72)) - (8,47 + 4,5 \cdot 0)$$

$$\text{kJ/mol}$$

$$= -1924,11 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Maka } \Delta H_{\text{Total}} = (-341,59 - 1924,11) \text{ kJ/mol}$$

$$= -2265,7 \text{ kJ/mol (eksotermis)}$$

- Reaktor 2 (553,15 K)

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2} &= -422,584 + (-4,8354 \cdot 10^{-2} \times 553,15) + \\ &\quad (2,3337 \cdot 10^{-5} \times 553,15^2) \\ &= -442,19 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}} &= -66,702 + (-5,9478 \cdot 10^{-3} \times 553,15) + \\ &\quad (3,8716 \cdot 10^{-5} \times 553,15^2) \\ &= -87,76 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2} &= -325,038 + (-4,4058 \cdot 10^{-2} \times 553,15) + \\ &\quad (2,0926 \cdot 10^{-6} \times 553,15^2) \\ &= -343,01 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{CO}_2} &= -393,422 + (1,5913 \cdot 10^{-4} \times 553,15) + (- \\ &\quad 1,395 \cdot 10^{-6} \times 553,15^2) \\ &= -393,76 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi Utama:



$$\begin{aligned} \Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{O}_2) \\ &= (-343,01) - (-87,76 + 0,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -255,25 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi Samping:



$$\begin{aligned} \Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2 + \Delta H_f \text{CO}_2) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{O}_2) \\ &= (-442,19) + (-393,76) - (-87,76 + 1,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -748,195 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta H_{\text{Total}} &= (-255,25 - 748,195) \text{ kJ/mol} \\ &= -1003,44 \text{ kJ/mol (eksotermis)} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, untuk semua reaksi yang berlangsung di reaktor, diperoleh nilai entalpi yang negatif. Hal ini menandakan reaksi dalam reaktor bersifat eksotermis atau melapaskan panas. Dengan demikian, dari proses tersebut akan dibutuhkan pendingin seperti cooling water, ataupun zat pendingin lainnya pada reaktor untuk mempertahankan suhu operasi reaktor.

Selain itu, Tabel 2.3 merupakan data tiap senyawa yang digunakan dalam penentuan harga K (Yaws, 1999).

Tabel 2.3 Data Energi Gibbs Senyawa Saat Suhu 298 K

Senyawa	ΔG_{298} (kJ/mol)
C ₃ H ₆	62,72
C ₃ H ₈	-23.47
O ₂	0
N ₂	0
H ₂ O	-228.60
C ₃ H ₄ O	-55.98
C ₂ H ₄ O ₂	-376,69
C ₃ H ₄ O ₂	-286,06
CO ₂	-394,40

Dari persamaan Van't Hoff:

$$\frac{d \ln K}{dt} = \frac{-\Delta H}{RT}$$

Dimana :

K = Konstanta kesetimbangan

T = Suhu, °K

ΔH = Panas reaksi, kJ/mol

Terlihat bahwa jika suhu semakin tinggi maka tetapan kesetimbangan semakin besar. Berdasarkan data pada table 2.2, dapat dihitung nilai K keseluruhan reaksi pada reactor, seperti berikut ini apabila ditinjau dari energi gibbs.

Dihitung dari nilai K keseluruhan reaksi pada reaktor, berikut ini

apabila ditinjau dari energi gibbs (ΔG):

1) Nilai K saat Kondisi Standar (298 K)

• Reaktor 1

Reaksi Utama:



$$\begin{aligned}\Delta G_{f298} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta G_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f \text{O}_2) \\ &= (-55,98 + (-228,6)) - (67,72 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -347,3 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Samping:



$$\begin{aligned}\Delta G_{f298} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f 3\text{CO}_2 + \Delta G_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f 4,5\text{O}_2) \\ &= (3 \cdot (-394,40) + 3 \cdot (-228,60)) - (67,72 + 4,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -1931,72 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, } \Delta G \text{ Total} &= (-347,3 - 1.931,72) \text{ kJ/mol} \\ &= -2279,02 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Maka dapat dihitung, harga konstanta kesetimbangan pada reaktor 1 dengan suhu 298 K (K_0) adalah :

$$\begin{aligned}\ln(K_0) &= \frac{\Delta G}{-RT_0} = \frac{-2.279,02 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times 1000 \frac{\text{J}}{\text{kJ}}}{-8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.k}} \times 298 \text{ K}} \\ K_0 &= 8,892 \times 10^{39} \text{ (Irreversible)}\end{aligned}$$

2.2.3.2 Tinjauan Kinetika Reaksi

Kinetika dalam suatu reaksi dapat dinyatakan dalam persamaan Arrhenius yang memberikan nilai dasar dari hubungan antara energi aktivasi dan laju reaksi dengan rumus berikut:

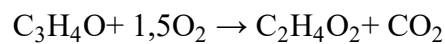
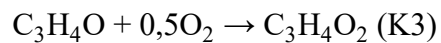
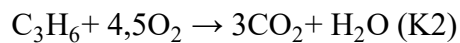
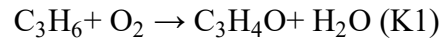
$$k = k_0 e^{\left(-\frac{E_a}{RT}\right)}$$

Keterangan:

T: Suhu (K)

R: Konstanta Gas (1,987 kal/gmol.K)

Reaksi pembentukan asam akrilat dengan proses oksidasi propilena merupakan reaksi oksidasi katalitik menggunakan katalis $\text{Bi}_2\text{Mo}_3\text{O}_{12}$ dan MoWO_6 . Selain produk utama, dihasilkan produk samping berupa $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$, CO_2 dan H_2O . Persamaan kecepatan reaksi untuk ke-empat reaksi dalam proses pembentukan asam akrilat, sebagai berikut:

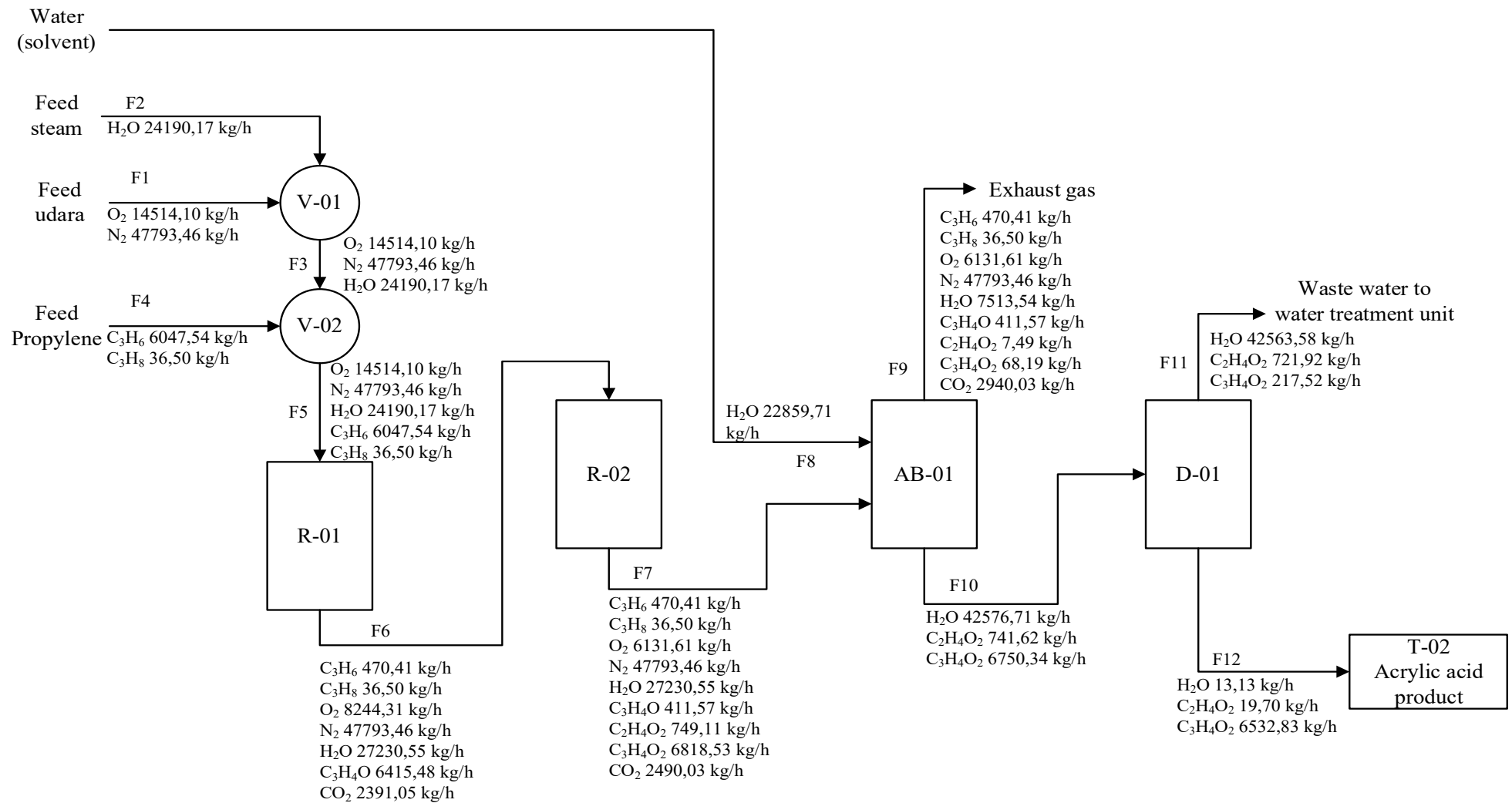


Tabel 2.4 Nilai K_0 dan E_a Tiap Reaksi

No.	K_0 (mol/kg s bar)	E_a (kJ/mol)
1	$1,60 \times 10^7$	114,0
2	0,34	38,1
3	$2,32 \times 10^3$	72,5
4	$1,47 \times 10^7$	1,4

2.3.2 Diagram Alir

Diagram alir proses produksi pembuatan asam akrilat dengan metode oksidasi *propylene*, Dapat dilihat pada Gambar 2.1 dibawah ini:



Gambar 2.1 Diagram Blok Pembuatan Asam Akrilat

2.2.2 Neraca Massa dan Neraca Panas

1. Neraca Massa

- Neraca Massa Three Way Valve (V-01)**

Pada unit Three Way Valve (V-01), dua aliran masuk (F1 dan F2) digabungkan menjadi satu aliran keluar (F3). Rincian lengkap komposisi dan laju massa masing-masing aliran dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2.5 Neraca Massa TWV (V-01)

Komponen	Input		Output
	F1	F2	F3
	kg/hr	kg/hr	kg/hr
C ₃ H ₆	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00
O ₂	13975,8292	0,00	13975,8292
N ₂	46020,9908	0,00	46020,9908
H ₂ O	0,00	23293,0488	23293,0488
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Total	59996,8200	23293,0488	83289,8688
Total Massa	83289,8688		83289,8688

- Neraca Massa Three Way Valve (V-02)**

Pada unit Three Way Valve (V-02), dua aliran masuk (F1 dan F2) digabungkan menjadi satu aliran keluar (F3). Rincian lengkap komposisi dan laju massa masing-masing aliran dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2.6 Neraca Massa TWV (V-02)

Komponen	Input		Output
	F1	F2	F3
	kg/hr	kg/hr	kg/hr
C ₃ H ₆	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00
O ₂	13975,8292	0,00	13975,8292
N ₂	46020,9908	0,00	46020,9908

Komponen	Input		Output
	F1 kg/hr	F2 kg/hr	F3 kg/hr
H ₂ O	0,00	23293,0488	23293,0488
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Total	59996,8200	23293,0488	83289,8688
Total Massa	83289,8688		83289,8688

- **Neraca Massa Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01)**

Neraca Massa Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01) dapat dilihat pada Tabel 2.7.

Tabel 2.7 Neraca Massa Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01)

Komponen	Input	Output
	F5	F6
	kg/hr	kg/hr
C ₃ H ₆	5823,2622	452,9683
C ₃ H ₈	35,1505	35,1505
O ₂	13975,8293	7938,5620
N ₂	46020,9908	46020,9908
H ₂ O	23293,0488	26220,6732
C ₃ H ₄ O	0,0000	6177,5567
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000	0,00
CO ₂	0,0000	2302,3800
Total	89148,28	89148,28

- **Neraca Massa Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02)**

Neraca Massa Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02) dapat dilihat pada Tabel 2.8.

Tabel 2.8 Neraca Massa Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02)

Komponen	Input F6 kg/hr	Output F7 kg/hr
C ₃ H ₆	452,9683	452,9683
C ₃ H ₈	35,1505	35,1505
O ₂	7938,5620	5904,2162
N ₂	46020,9908	46020,9908
H ₂ O	26220,6732	26220,6732

Komponen	Input F6 kg/hr	Output F7 kg/hr
C ₃ H ₄ O	6177,5567	396,3026
C ₂ H ₄ O ₂	0	721,3260
C ₃ H ₄ O ₂	0	6565,6566
CO ₂	2302,3800	2830,9975
Total	89148,281	89148,282

- **Neraca Massa Absorber (AB-01)**

Neraca Massa Absorber (AB-01) dapat dilihat pada Tabel 2.9.

Tabel 2.9 Neraca Massa Absorber (AB-01)

Komponen	Input		Output	
	F7 kg/hr	F8 (Wetting Liquid) kg/hr	F9 (Atas) kg/hr	F10 (Bawah) kg/hr
C ₃ H ₆	452,9683	0	452,9683	0,0000
C ₃ H ₈	35,1505	0	35,1505	0,0000
O ₂	5904,2162	0	5904,2162	0,0000
N ₂	46020,9908	0	46020,9908	0,0000
H ₂ O	26220,6732	22011,9311	7234,8906	40997,7136
C ₃ H ₄ O	396,3026	0	396,3026	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	721,3260	0	7,2133	714,1127
C ₃ H ₄ O ₂	6565,6566	0	65,6566	6500,0000
CO ₂	2830,9975	0	2830,9975	0,0000
Total	89148,28151	22011,93108	62948,3862	48211,82634
Total Massa	111160,21		111160,21	

- **Neraca Massa Kolom Destilasi (D-01)**

Neraca Massa Kolom Destilasi (D-01) dapat dilihat pada Tabel 2.10.

Tabel 2.10 Neraca Massa Kolom Destilasi (D-01)

Komponen	Input		Output	
	F10 kg/hr	F11 (Atas) kg/hr	F12 (Bawah/Produk) kg/hr	
C ₃ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000	
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	0,0000	
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	
H ₂ O	40997,7136	40985,0693	12,6443	
C ₃ H ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000	
C ₂ H ₄ O ₂	714,1127	695,1462	18,9665	
C ₃ H ₄ O ₂	6500,0000	209,4483	6290,5517	

Komponen	Input	Output	
	F10 kg/hr	F11 (Atas) kg/hr	F12 (Bawah/Produk) kg/hr
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000
Total	48211,8263	41889,6639	6322,1625
Total Massa	48211,83		48211,83

- **Neraca Massa Total**

$$\boxed{\text{F1}+\text{F2}+\text{F4}+\text{F8} = \text{F9}+\text{F11}+\text{F12}}$$

Neraca Massa Total dapat dilihat pada Tabel 2.11.

Tabel 2.11 Neraca Massa *Input Overall*

Komponen	F1	F2	F4	F8
	Kg			
C ₃ H ₆	0,00	0,00	6047,54	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	36,50	0,00
O ₂	14514,10	0,00	0,00	0,00
N ₂	47793,46	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	24190,17	0,00	22859,71
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
Jumlah	62307,56	24190,17	6084,05	22859,71
Total	115441,48			

Tabel 2.12 Neraca Massa *Output Overall*

Komponen	F9	F11	F12
	Kg		
C ₃ H ₆	470,41	0,00	0,00
C ₃ H ₈	36,50	0,00	0,00
O ₂	6131,61	0,00	0,00
N ₂	47793,46	0,00	0,00
H ₂ O	7513,54	42563,58	13,13
C ₃ H ₄ O	411,57	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	7,49	721,92	19,70
C ₃ H ₄ O ₂	68,19	217,52	6532,83
CO ₂	2940,03	0,00	0,00
Jumlah	65372,80	43503,02	6565,66
Total	115441,48		

2. Neraca Panas

- **Neraca Panas Kompresor (C-01)**

Neraca Panas Kompresor (C-01) dapat dilihat pada Tabel 2.13.

Tabel 2.13 Neraca Panas Kompresor (C-01)

Komponen	Input		Output
	H3 (kJ/Jam)		H4 (kJ/Jam)
O ₂	66852,8293		620785,9166
N ₂	248041,2653		2295412,1598
Ws		2601303,9846	
Total	314894,0946	2601303,9846	2916198,0764
Total Massa	2916198,08		2916198,08

- **Neraca Panas *Expander* (EX-01)**

Neraca Panas *Expander* (EX-01) dapat dilihat pada Tabel 2.14.

Tabel 2.14 Neraca Panas *Expander* (EX-01)

Komponen	Input		Output
	H7 (kJ/Jam)		H8 (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	619670,4950		33345,5638
C ₃ H ₈	4130,2004		220,7017
Ws			590234,4299
Total	623800,6954	0,0000	623800,6954
Total Massa	623800,70		623800,70

- **Neraca Panas *Furnace* (F-01)**

Neraca Panas *Furnace* (F-01) dapat dilihat pada Tabel 2.15.

Tabel 2.15 Neraca Massa *Furnace* (F-01)

Komponen	Input (kJ/hr)	Output (kJ/hr)
H1	4236349,9980	
H2		14257956,6269
H4	2916198,0764	
H5		18582594,7640
H8	33566,2655	
H9		3804691,659
H Pemanas	29459128,71	
Total	36645243,0500	36645243,05

- **Neraca Panas *Three Way Valve* (V-01)**

Neraca Panas *Three Way Valve* (V-01) dapat dilihat pada Tabel 2.16.

Tabel 2.16 Neraca Panas *Three Way Valve* (V-01)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)
	H5	H2	H6
O ₂	4024982,6794		4117564,0620
N ₂	14557612,0846		14884026,0173
H ₂ O		14257956,6269	13838961,3111
Propylene			
Propane			
Total	18582594,7640	14257956,6269	32840551,3904
Total Massa	32840551,39		32840551,39

- **Neraca Panas *Three Way Valve* (V-02)**

Neraca Panas *Three Way Valve* (V-02) dapat dilihat pada Tabel 2.17.

Tabel 2.17 Neraca Panas *Three Way Valve* (V-02)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)
	H6	H9	H10
O ₂	4117564,0620		4132376,0560
N ₂	14884026,0173		14936219,0076
H ₂ O	13838961,3111		13888670,8087
Propylene		3779035,4770	3663117,8608
Propane		25656,1821	24859,3164
Total	32840551,3904	3804691,6591	36645243,0495
Total Massa	36645243,05		36645243,05

- **Neraca Panas *Blower* (BW-01)**

Neraca Panas *Blower* (BW-01) dapat dilihat pada Tabel 2.18.

Tabel 2.18 Neraca Panas *Blower* (BW-01)

Komponen	H11	H12
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	284939,2859	288801,0476
C ₃ H ₈	24859,3164	25200,5629
O ₂	2347275,6294	2374094,8375
N ₂	14936219,0076	15102537,0448
H ₂ O	15634290,8028	15812671,6691
C ₃ H ₄ O	2991766,0947	3033670,6165
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000	0,0000

Komponen	H11 Hin (kJ/Jam)	H12 Hout (kJ/Jam)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	689624,9103	697858,8639
Blower	425859,5954	
Total	36908975,0471	425859,5954
Total Massa	37334834,64	37334834,64

- **Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)**

Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01) dapat dilihat pada Tabel 2.19.

Tabel 2.19 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Komponen	Input		Output	
	H12 (kJ/Jam)	H18 (kJ/Jam)	H13 (kJ/Jam)	H19 (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	288801,0476	0,0000	236032,5545	0,0000
C ₃ H ₈	25200,5629	0,0000	20543,3863	0,0000
O ₂	2374094,8375	0,0000	2000199,0069	0,0000
N ₂	15102537,0448	0,0000	12776151,8726	0,0000
H ₂ O	15812671,6691	2672992,7632	13326832,0107	8107551,2842
C ₃ H ₄ O	3033670,6165	0,0000	2463619,4795	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000	24041,6554	0,0000	74356,8446
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000	211277,2908	0,0000	654272,7943
CO ₂	697858,8639	0,0000	583587,1180	0,0000
Total	37334834,6425	2908311,7094	31406965,4287	8836180,9232
Total Massa	40243146,35		40243146,35	

- **Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01)**

Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01) dapat dilihat pada Tabel 2.20.

Tabel 2.20 Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	Qc	H298	Hp
C ₃ H ₆	3663117,8608			284939,2859
C ₃ H ₈	24859,3164			24859,3164
O ₂	4132376,0560			2347275,6294
N ₂	14936219,0076			14936219,0076
H ₂ O	13888670,8087			15634290,8028
C ₃ H ₄ O	0,0000			2991766,0947
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000			0,0000
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000			0,0000
CO ₂	0,0000			689624,9103

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	Qc	H298	Hp
ΔH_{298} Reaksi (1')	33591764,5364			
Pendingin			71149313,6206	
Total	108058288,6677	0,0000	71149313,6206	36908975,0471
Total Massa	108058288,67		108058288,67	

- **Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02)**

Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02) dapat dilihat pada Tabel 2.21.

Tabel 2.21 Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	Qc	H298	Hp
C ₃ H ₆	236032,5545			236032,5545
C ₃ H ₈	20543,3863			20543,3863
O ₂	2000199,0069			1487625,5071
N ₂	12776151,8726			12776151,8726
H ₂ O	13326832,0107			13326832,0107
C ₃ H ₄ O	2463619,4795			158046,1169
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000			259012,4017
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000			2401877,5312
CO ₂	583587,1180			717576,4446
ΔH_{298} Reaksi (1)	32231779,6105			
ΔH_{298} Reaksi (1')				
Pendingin			32255047,2136	
Total	63638745,0392	0,0000	32255047,2136	31383697,8256
Total Massa	63638745,04		63638745,04	

- **Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)**

Neraca Panas *Heat Exchanger* (R-02) dapat dilihat pada Tabel 2.22.

Tabel 2.22 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Komponen	Input		Output	
	H14 (kJ/Jam)	H20 (kJ/Jam)	H15 (kJ/Jam)	H21 (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	236032,5545	0,0000	168384,5672	0,0000
C ₃ H ₈	20543,3863	0,0000	14595,1896	0,0000
O ₂	1487625,5071	0,0000	1110421,5939	0,0000
N ₂	12776151,8726	0,0000	9591843,4415	0,0000
H ₂ O	13326832,0107	8107551,2842	9956035,1417	15410599,3919

Komponen	Input		Output	
	H14 (kJ/Jam)	H20 (kJ/Jam)	H15 (kJ/Jam)	H21 (kJ/Jam)
C ₃ H ₄ O	158046,1169	0,0000	111816,6796	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	259012,4017	74356,8446	184658,0212	144446,3772
C ₃ H ₄ O ₂	2401877,5312	654272,7943	1724679,7263	1272926,8562
CO ₂	717576,4446	0,0000	529471,7624	0,0000
Total	31383697,8256	8836180,9232	23391906,1234	16827972,6253
Total Massa	40219878,75		40219878,75	

- **Neraca Massa Cooler (CO-01)**

Neraca Panas Cooler (CO-01) dapat dilihat pada Tabel 2.23.

Tabel 2.23 Neraca Panas Cooler (CO-01)

Komponen	Input	Output
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	168384,5672	34268,3071
C ₃ H ₈	14595,1896	2930,6858
O ₂	1110421,5939	255300,1282
N ₂	9591843,4415	2234757,6347
H ₂ O	9956035,1417	2296502,8746
C ₃ H ₄ O	111816,6796	22706,8055
C ₂ H ₄ O ₂	184658,0212	37534,0206
C ₃ H ₄ O ₂	1724679,7263	352376,5705
CO ₂	529471,7624	117603,2356
Pendingin		18037925,8608
Total	23391906,1234	23391906,1234
Total Massa		

- **Neraca Panas Absorber (AB-01)**

Neraca Panas Absorber (AB-01) dapat dilihat pada Tabel 2.24.

Tabel 2.24 Neraca Panas Absorber (AB-01)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	INPUT (H16)	INPUT (H 18)	OUTPUT (H19)	OUTPUT (H17)
C ₃ H ₆	34268,3071		0,0000	30175,6554
C ₃ H ₈	2930,6858		0,0000	2579,1354
O ₂	255300,1282		0,0000	225870,4394
N ₂	2234757,6347		0,0000	1978014,7418
H ₂ O	2296502,8746	479002,3835	2672992,7632	560690,1924
C ₃ H ₄ O	22706,8055		0,0000	20011,9281
C ₂ H ₄ O ₂	37534,0206		24041,6554	330,5118
C ₃ H ₄ O ₂	352376,5705		211277,2908	3101,9625
CO ₂	117603,2356		0,0000	103896,3699
Total	5353980,2627	479002,3835	2908311,7094	2924670,9367

Total Massa	5832982,65	5832982,65
--------------------	-------------------	-------------------

- **Neraca Panas Kolom Destilasi (D-01)**

Neraca Panas Kolom Destilasi (D-01) dapat dilihat pada Tabel 2.25.

Tabel 2.25 Neraca Panas Kolom Distilasi (D-01)

Komponen	H input Kj/jam)	H Output Kj/jam)
HF	16827972,6253	
HR		2313558,8339
HD		7047123,46
Condensor		86100508,1067
Reboiler	78633217,7710	
Total	95461190,3963	95461190,4

- **Neraca Panas Cooler (CO-02)**

Neraca Panas Cooler (CO-02) dapat dilihat pada Tabel 2.26.

Tabel 2.26 Neraca Panas Cooler (CO-02)

Komponen	Input Hin (kJ/Jam)	Output Hout (kJ/Jam)
H ₂ O	8599,3318	1372,5521
C ₂ H ₄ O ₂	7143,8882	1070,2818
C ₃ H ₄ O ₂	2297815,6139	342866,1805
Pendingin		1968249,8194
Total	2313558,8339	2313558,8339

- **Neraca Panas Cooler (CO-03)**

Neraca Panas Cooler (CO-03) dapat dilihat pada Tabel 2.27 dibawah ini:

Tabel 2.27 Neraca Panas Cooler (CO-03)

Komponen	Input Hin (kJ/Jam)	Qc (kJ/Jam)	Output Hout (kJ/Jam)
H ₂ O	6967093,1553		4448963,7771
C ₂ H ₄ O ₂	61981,7108		39227,2090
C ₃ H ₄ O ₂	18048,5897		11415,9694
Pendingin			2547516,5003
Total	7047123,4558	0,0000	7047123,4558
Total Massa	7047123,46		7047123,46

- **Neraca Panas *Overall***

Neraca Panas *Overall* dapat dilihat pada Tabel 2.28 dibawah ini:

Tabel 2.28 Neraca Panas *Overall*

Alat	Komponen	Input	Output
Kompresor	H3	314894,0946	
	Ws	2601303,985	
Expander	H7	623800,6954	
	Ws		590234,4299
Furnace	H1	4236349,998	
	Q Pemanas	29459128,71	
Reaktor 01	Q Reaksi	71413045,62	
	Q Pendingin		71149313,62
Blower	Q Blower	425859,5954	
Reaktor 02	Q Reaksi	32231779,61	
	Q Pendingin		32255047,21
Cooler 01	Q Pendingin		18037925,86
Absorber	H17		2924670,937
	H18	479002,3835	
Destilasi	Condenser		86100508,11
	Reboiler	78633217,77	
Cooler 02	H26		345309,0145
	Q Pendingin		1968249,819
Cooler 03	H23		4499606,955
	Q Pendingin		2547516,5
Total		220418382,5	220418382,5

2.4 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.4.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik dirancang untuk mengatur berbagai bagian dari fasilitas industri, termasuk area proses dan utilitas, ruang penyimpanan, kantor, area ekspansi, serta bangunan dan ruang penunjang lainnya. Desain tata letak yang optimal bertujuan untuk memperlancar jalannya operasi pabrik serta memaksimalkan efisiensi penggunaan lahan. Selain itu, sejumlah faktor penting seperti keamanan, keselamatan kerja, dan keberadaan ruang terbuka juga perlu diperhatikan agar lingkungan kerja menjadi lebih nyaman dan aman. Menurut Perry and Green, 2008. Ada

beberapa aspek utama yang perlu dipertimbangkan dalam perancangan tata letak pabrik meliputi:

1. Area Ekspansi Pabrik

Dalam perencanaan tata letak, perlu mempertimbangkan kemungkinan perluasan di masa depan, baik untuk penambahan peralatan proses, peningkatan kapasitas produksi, maupun pengembangan produk turunan. Oleh karena itu, sebagian lahan perlu disiapkan sebagai ruang pengembangan.

2. Antisipasi Potensi Bahaya

Tata letak pabrik harus dirancang dengan mempertimbangkan risiko seperti kebakaran, ledakan, kebocoran gas beracun, dan lainnya. Karena itu, diperlukan penempatan unit pemadam kebakaran di lokasi strategis, serta penataan yang memisahkan area proses berisiko tinggi dari area perkantoran dan fasilitas pendukung lainnya.

3. Luas dan Nilai Ekonomi Lahan

Harga tanah menjadi salah satu pertimbangan dalam perencanaan, sehingga efisiensi penggunaan lahan sangat penting. Tata ruang harus mengakomodasi kebutuhan operasional tanpa pemborosan area, agar investasi dalam pembelian lahan tetap ekonomis.

4. Instalasi dan Utilitas

Tata letak peralatan, sistem perpipaan, dan unit utilitas harus dirancang secara teratur dan efisien guna mendukung kelancaran operasi dan mempermudah perawatan rutin.

Secara umum, wilayah pabrik dibagi ke dalam beberapa zona utama sebagai berikut:

1. Zona Administrasi dan Pendukung

Termasuk kantor, poliklinik, perpustakaan, dan ruang kontrol. Kantor sebagai pusat administrasi, poliklinik menyediakan layanan

kesehatan dan penanganan kecelakaan kerja, perpustakaan menjadi pusat informasi, dan ruang kontrol berfungsi untuk mengawasi jalannya proses produksi.

2. Zona Proses Produksi

Merupakan lokasi utama tempat peralatan produksi dipasang dan proses berlangsung.

3. Zona Gudang, Bengkel, dan Garasi

Meliputi area penyimpanan bahan baku dan produk, bengkel perawatan, serta garasi kendaraan operasional.

4. Zona Utilitas, Pengolahan Limbah, Pemadam Kebakaran, dan Laboratorium

Menyediakan sarana penunjang proses seperti air, uap, listrik, serta instalasi pengolahan limbah. Fire station untuk penanggulangan darurat, dan laboratorium untuk pengujian mutu bahan serta produk.

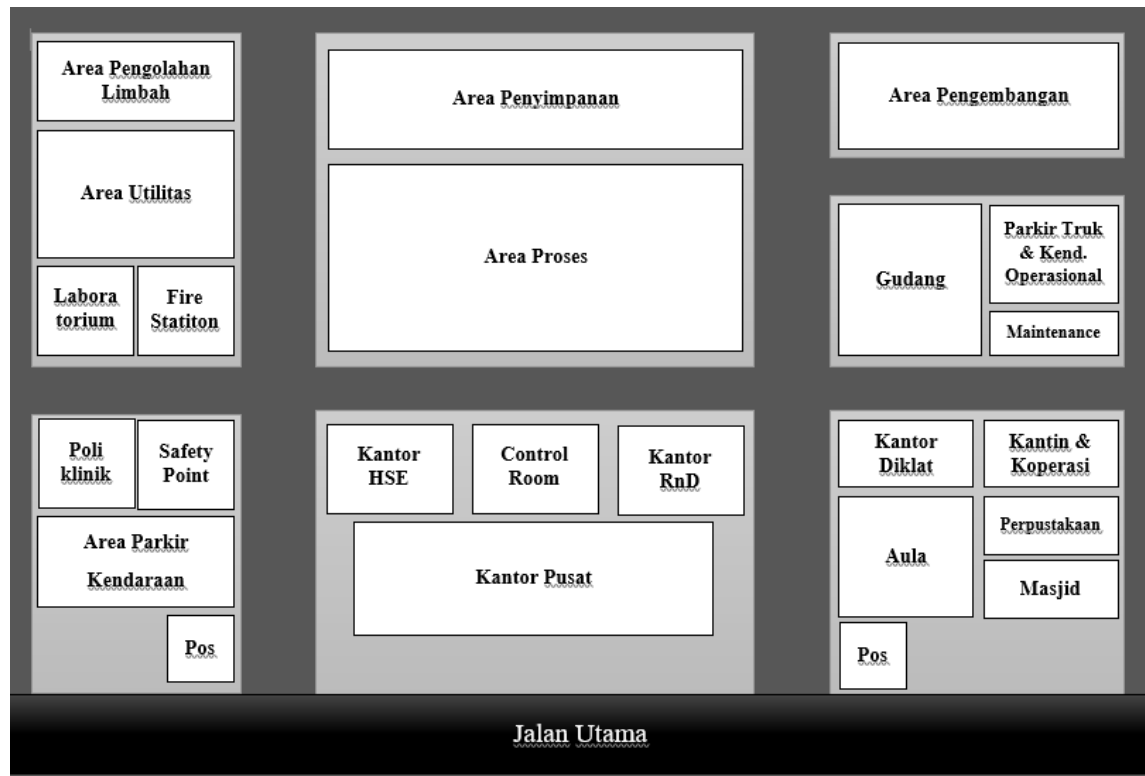
Untuk tata letak pabrik asam akrilat ini, rincian bangunan beserta luasnya dapat dilihat pada Tabel 2.29.

Tabel 2.29 Tata Letak Pabrik

Area	Luas (m ³)
Kantor Pusat	800
Aula	500
Poli Klinik	400
Control Room	400
Kantor RnD	400
Kantor Diklat	400
Kantor HSE	400
Kantin & Koperasi	250
Perpustakaan	200
Masjid	300
Laboratorium	400

Area	Luas (m ³)
Fire Station	100
Gudang	250
Maintaince	100
Pos Keamanan	50
Area Utilitas	1.500
Arca Proses	5.000
Area Pengolahan Limbah	1.200
Area Penyimpanan	1.200
Area Pengembangan	900
Safety Point	100
Area Parkir Kendaraan Operasional	300
Area Parkir Kendaraan Umum	400
Taman	500
Jalan	2.000
Total	17250

Pada Pra-rancangan pabrik asam akrilat ini, tata letak ruang pabrik dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Tata Letak Pabrik

2.4.2 Tata Letak Peralatan Proses

Tata letak peralatan proses dalam pabrik kimia merupakan pengaturan posisi alat-alat produksi yang dirancang secara sistematis untuk memastikan kelancaran operasi, efisiensi penggunaan lahan, minimalisasi biaya *material handling*, serta pengurangan investasi modal yang tidak diperlukan (Peters and Timmerhaus, 2003). Dalam konteks pabrik asam akrilat, desain layout peralatan proses menjadi krusial untuk mendukung keselamatan, efisiensi, dan kelangsungan operasional pabrik.

Menurut Peters and Timmerhaus, 2003. Ada beberapa aspek penting yang harus diperhatikan dalam merancang tata letak peralatan proses meliputi:

1. Alur Perpindahan Bahan Baku dan Produk

Sistem perpipaan harus dirancang seefisien mungkin agar aliran bahan dari bahan baku hingga produk akhir berlangsung

lancar, aman, dan ekonomis. Desain jalur alir yang optimal juga menghindari konflik antar proses dan mempermudah pemeliharaan.

2. Pencahayaan Fasilitas

Sistem penerangan yang memadai sangat diperlukan, terutama pada area dengan risiko tinggi seperti reaktor atau unit distilasi. Pencahayaan yang baik meningkatkan visibilitas kerja dan mengurangi risiko kecelakaan.

3. Lalu Lintas Manusia dan Material

Jalur pergerakan pekerja dan alat angkut harus dirancang untuk meminimalkan gangguan dan tumpang tindih dengan operasi proses. Penataan ini mendukung efisiensi waktu kerja dan keselamatan personel.

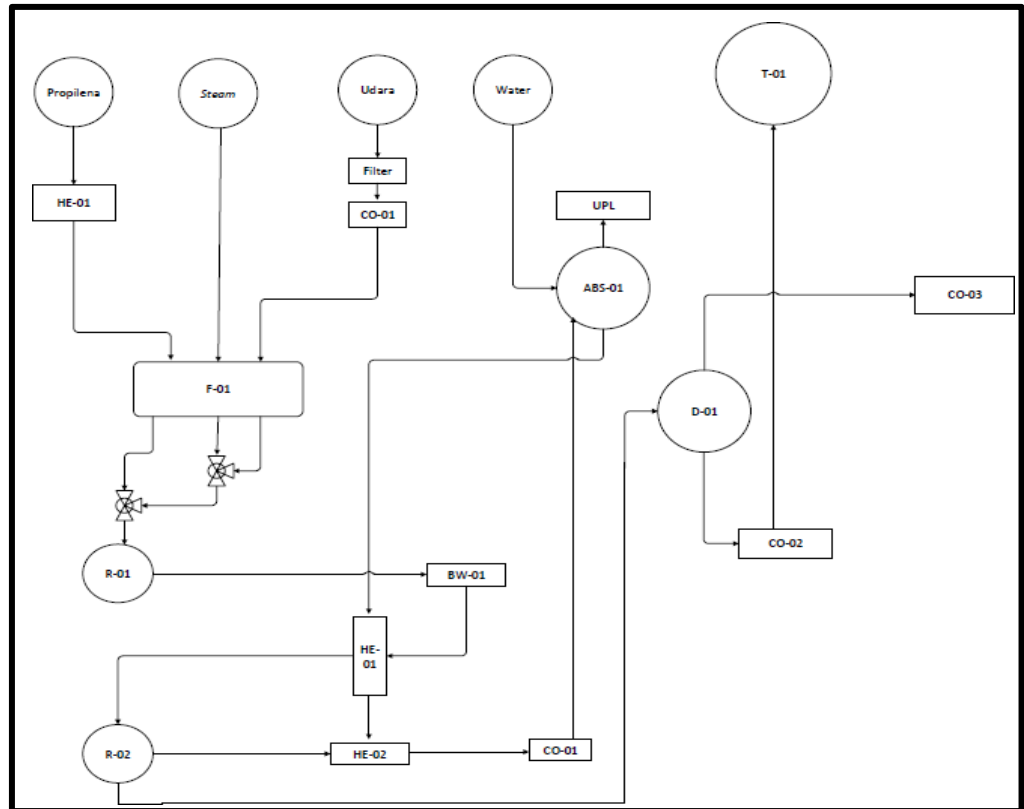
4. Aspek Ekonomi

Tata letak alat harus dirancang untuk memaksimalkan produktivitas dan mengurangi biaya investasi maupun operasional, termasuk biaya perpipaan dan energi.

5. Jarak Antar Peralatan Proses

Peralatan yang beroperasi pada kondisi ekstrem, seperti tekanan atau suhu tinggi, harus diberi jarak aman dari peralatan lain untuk mencegah dampak kecelakaan menyebar ke unit lain. Hal ini penting dalam konteks proses asam akrilat yang melibatkan bahan reaktif dan mudah terbakar.

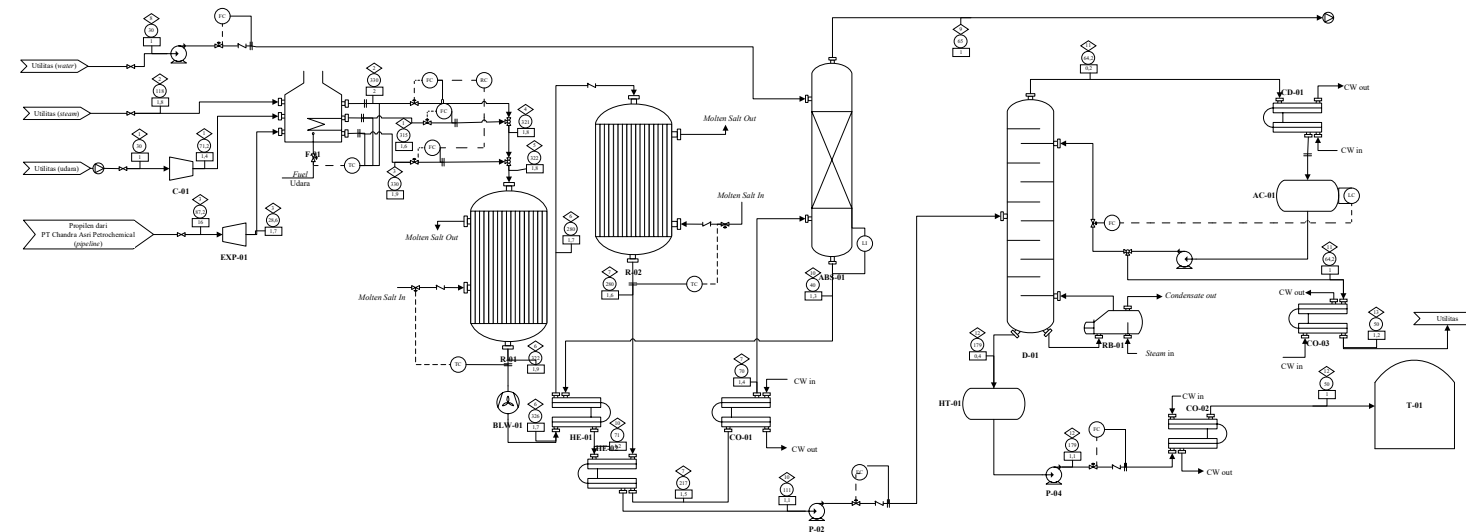
Penempatan peralatan proses produksi asam akrilat seperti reaktor, kolom distilasi, absorber, dan lainnya, secara keseluruhan harus mengikuti prinsip keamanan proses (*Safety Process*) dan efektivitas alur kerja. Tata letak tersebut dapat divisualisasikan dalam gambar atau diagram alir proses seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Tata Letak Peralatan Proses

2.5 Diagram Alir Proses Produksi Asam Akrilat

**DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT
METODE OKSIDASI *PROPHYLENE* KAPASITAS 52.000 TON/TAHUN**



Gambar 2.4 Diagram Alir Proses Produksi Asam Akrilat

	PROGRAM STUDI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI SEKOLAH VOKASI UNIVERSITAS DIPONEGORO SEMARANG 2025
DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT METODE OKSIDASI <i>PROPHYLENE</i> KAPASITAS 52.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan Oleh	Alifa Nur Shabrina (40040121650088)
Dosen Pembimbing	Heny Kusumayanti, S.T., M.T.
KETERANGAN: AC : ACCUMULATOR BLW : BLOWER C : COMPRESSOR CD : CONDENSOR CO : COOLER CW : COOLER WATER D : KOLOM DESTILASI EXP : EXPANDER F : FURNACE FC : FLOW CONTROL HE : HEAT EXCHANGER HT : HEAT TRACING P : POMPA R : REAKTOR FIX BED MULTITUBE RB : REBOILER RC : RATIO CONTROL T : TANGKI PENYIMPANAN TC : TEMPERATURE CONTROL ◇ : ALUR PROSES ○ : SUHU □ : TEKINAN	

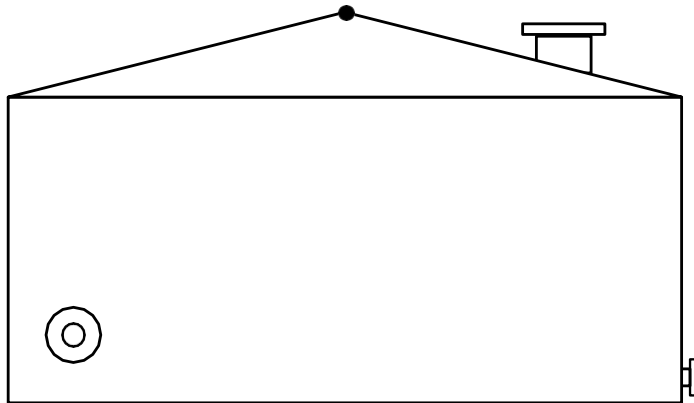
BAB III

SPESIFIKASI ALAT

3.1 Unit Penyimpanan

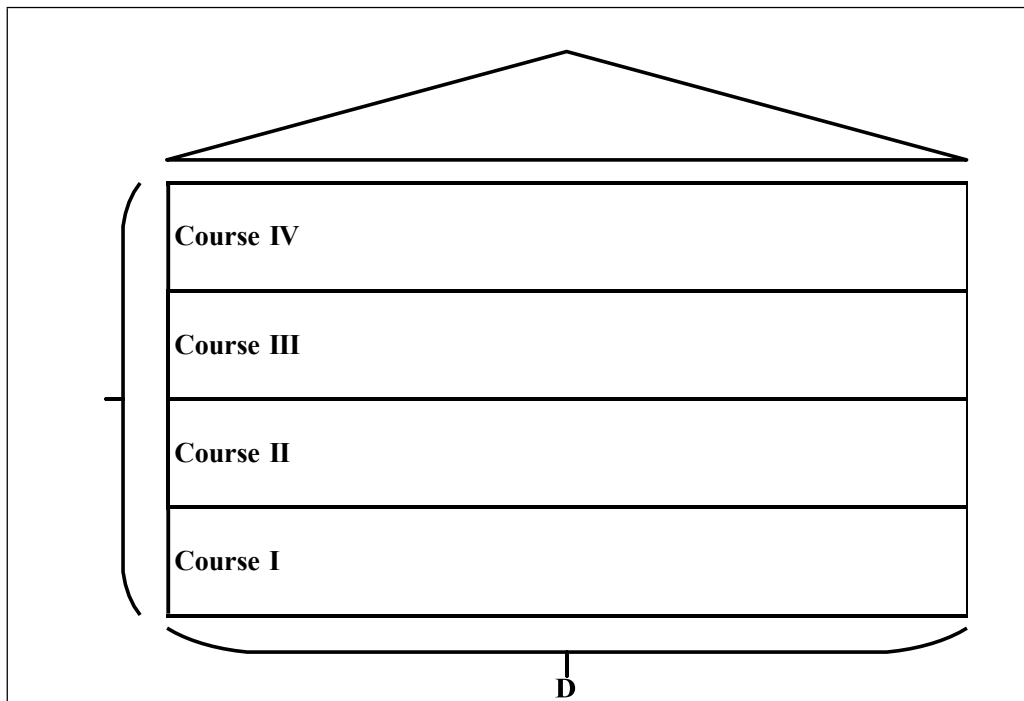
a. Tangki Bulanan (T-02)

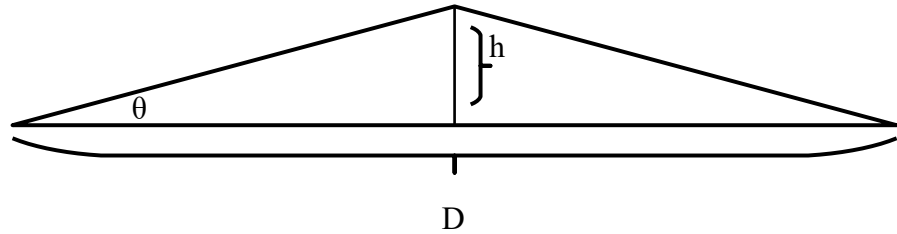
Berikut merupakan desain tangki penyimpanan asam akrilat (Gambar 3.1) dan ringkasan desain tangki penyimpanan (Tabel 3.1) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.1 Desain Tangki Penyimpanan Bulanan Asam Akrilat

Tabel 3.1 Ringkasan Desain Tangki Penyimpanan Bulanan Produk Asam Akrilat



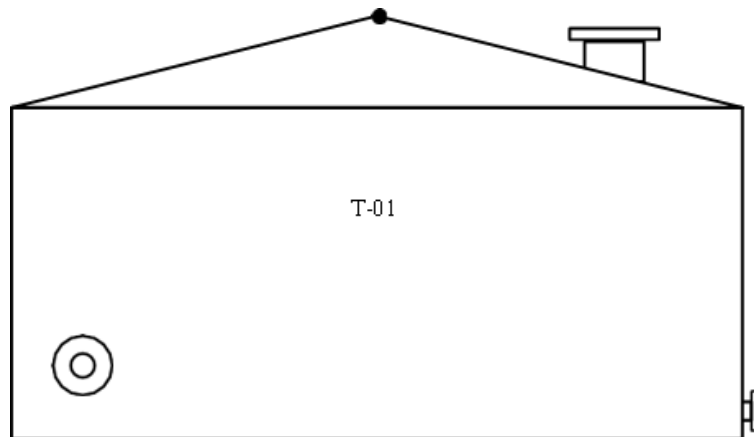


Kode Alat	T-02
Fungsi	Menampung produk asam akrilat selama 1 bulan
Kondisi	Temperatur = 30°C Tekanan = 1 atm Wujud = cair
Tipe	<i>Silinder vertical dengan flat bottom dan head conical roof</i>
Jumlah	1 buah
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-212 Grade B
Dimensi	Diameter (Dt) = 80 ft Tinggi tangki (H) = 32 ft Tinggi Course (Cr) = 8 ft Jumlah Course = 4 buah
Course 1	Panjang plate = 25,126 ft Lebar plate = 32 ft Tebal shell = 0,27 ft Jumlah plate = 10 buah
Course 2	Panjang plate = 25,121 ft Lebar plate = 24 ft Tebal shell = 0,27 ft Jumlah plate = 10 buah

Keterangan		Ukuran
Course 3	Panjang plate	= 25,1200 ft
	Lebar plate	= 16 ft
	Tebal shell	= 0,25 ft
	Jumlah plate	= 10 buah
Course 4	Panjang plate	= 25,1200 ft
	Lebar plate	= 8 ft
	Tebal shell	= 0,25 ft
	Jumlah plate	= 10 buah
Tinggi Head		12,3839 ft
Tebal Head		0,02007 ft
Tinggi Total		44,3839 ft

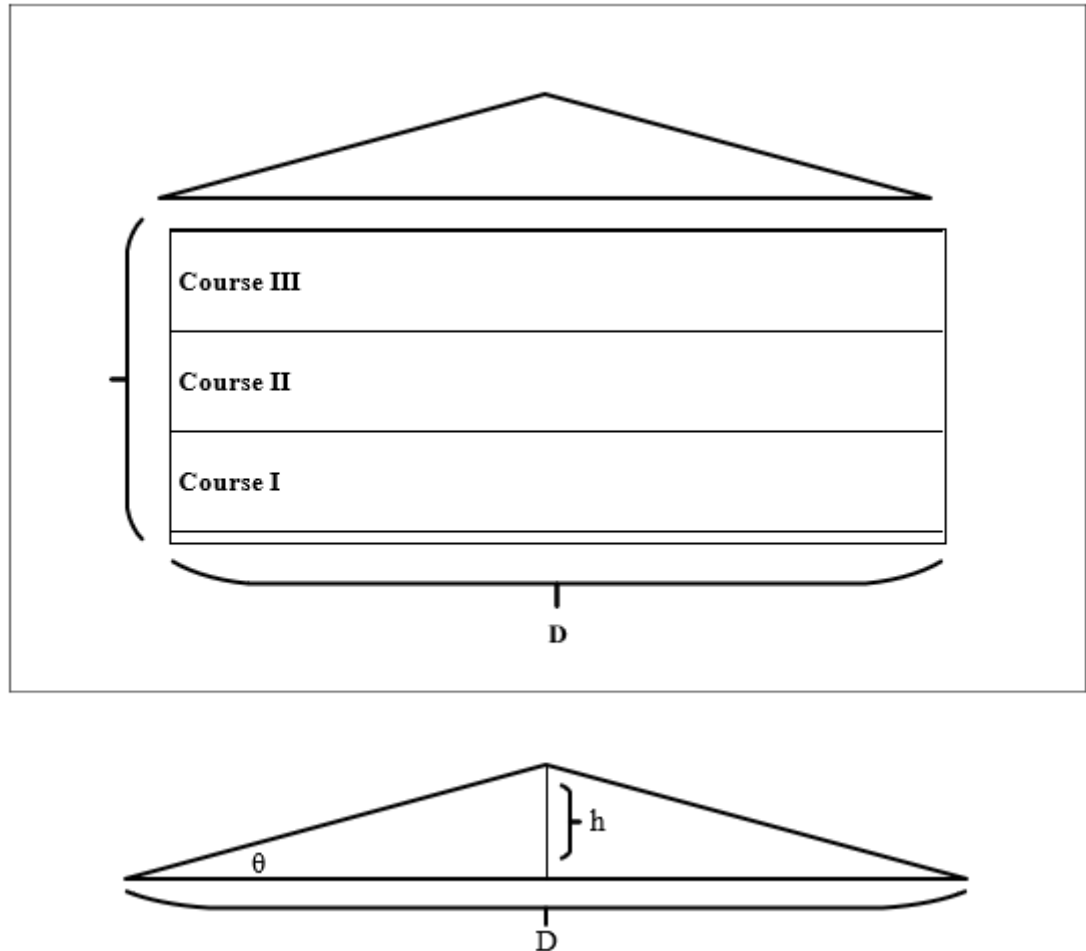
b. Tangki Harian (T-01)

Berikut merupakan desain tangki penyimpanan asam akrilat (Gambar 3.2) dan ringkasan desain tangki penyimpanan (Tabel 3.2) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.2 Desain Tangki Penyimpanan Harian Produk Asam Akrilat

Tabel 3.2 Ringkasan Desain Tangki Penyimpanan Harian Produk Asam Akrilat



Kode Alat	T-01
Fungsi	Menampung produk asam akrilat selama 1 hari
Kondisi	Temperatur = 30°C Tekanan = 1 atm Wujud = cair
Tipe	<i>Silinder vertical dengan flat bottom dan head conical roof</i>
Jumlah	1 buah

Keterangan	Jenis dan Ukuran	
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-212 Grade B	
Dimensi	Diameter (Dt)	= 20 ft
	Tinggi tangki (H)	= 18 ft
	Tinggi Course (Cr)	= 6 ft
	Jumlah Course	= 3 buah
Course 1	Panjang plate	= 12,547 ft
	Lebar plate	= 6 ft
	Tebal shell	= 0,015625 ft
	Jumlah plate	= 5 buah
Course 2	Panjang plate	= 12,547 ft
	Lebar plate	= 6 ft
	Tebal shell	= 0,015625 ft
	Jumlah plate	= 5 buah
Course 3	Panjang plate	= 12,547 ft
	Lebar plate	= 6 ft
	Tebal shell	= 0,015625 ft
	Jumlah plate	= 5 buah
Tinggi Head	3,28 ft	
Tebal Head	0,01 ft	
Tinggi Total	21,28 ft	

3.2 Unit Transportasi

a. *Compressor* (C-01)

Berikut merupakan desain *Compressor* (Gambar 3.3) dan ringkasan desain *Compressor* (Tabel 3.3) (Peters et al., 2003).



C-01

Gambar 3.3 Desain Compressor

Tabel 3.3 Ringkasan Desain Compressor

Fungsi	Mengalirkan udara ke furnace (F-01)
Jenis	Sentrifugal Single Stage
Kapasitas	41.317,9017 m ³ /jam
Efisiensi	74%
Power	10,1 HP
Jumlah	1 Buah

b. Expander (EX-01)

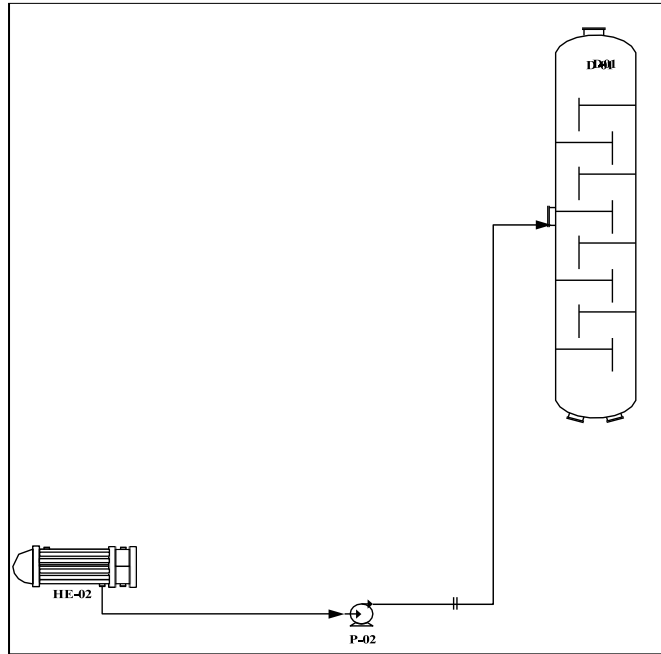
Berikut merupakan desain *Expander* (Gambar 3.4) dan ringkasan desain *Expander* (Tabel 3.4) (Peters et al., 2003).

**EX-01****Gambar 3.4** Desain Expander**Tabel 3.4** Ringkasan Desain Expander

Fungsi	Mengalirkan dan menurunkan tekanan gas propilen sebelum masuk furnace (F-01)
Jenis	Reciprocating expander
Laju Alir	10317,71 lb/jam
Power	59,33 HP
Power Motor	66 HP
Jumlah	1 Buah

c. Pompa (P-02)

Berikut merupakan desain Pompa (Gambar 3.5) dan ringkasan desain Pompa (Tabel 3.5) (Peters et al., 2003).



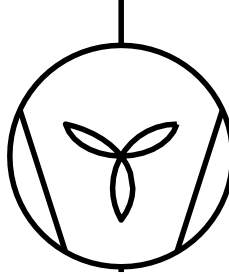
Gambar 3.5 Desain Pompa

Tabel 3.5 Ringkasan Desain Pompa

Fungsi	Mengalirkan hasil bawah absorpsi (AB-01) ke kolom distilasi (D-01))
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	197,64 gal/min
Pipa yang digunakan	Nominal Diameter = 6 in <i>Schedule number</i> = 40 <i>Outside diameter</i> (OD) = 6,625 in = 0,5518625 ft <i>Inside diameter</i> (ID) = 6,025 in = 0,5052145 ft <i>Flow area pipe/inside sectional area</i> (A) = 0,2006 ft ² Pipa Horizontal = 82,02 ft Pipa Vertikal = 72,18 ft Elbow 90° = 3 buah
Power Pompa	4,742 HP
Tenaga Motor	5,7134 HP

d. Blower (BW-01)

Berikut merupakan desain Blower (Gambar 3.6) dan ringkasan desain Blower (Tabel 3.6) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.6 Desain Blower

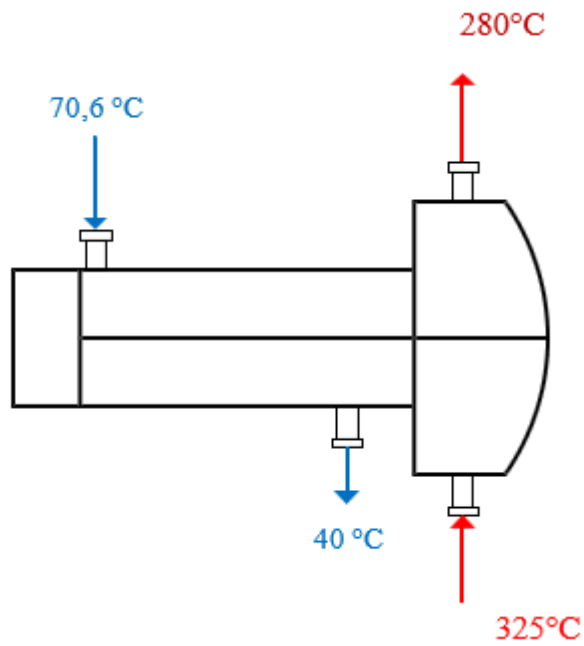
Tabel 3.6 Ringkasan Desain Blower

Fungsi	Menghembuskan feed ke HE-01
Jenis	<i>Single Stage Sentrifugal</i>
Kapasitas	2616,764 kg/menit
Power	70 HP
Jumlah	1 Buah

3.3 Unit Penukar Panas

a. *Heat Exchanger* (HE-01)

Berikut merupakan desain *Heat Exchanger* (Gambar 3.7) dan ringkasan desain *Heat Exchanger* (Tabel 3.7) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.7 Desain Heat Exchanger

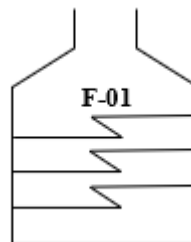
Tabel 3.7 Ringkasan Desain Heat Exchanger

Fungsi	Mendinginkan gas keluaran dari blower (BW-01) menggunakan fluida cair dari produk bawah absorber (AB-01).	
Jenis	Horizontal, <i>shell and tube</i>	
<i>Tube Side</i>	ID	0,902 in
	OD	1 in
	BWG	18
	Panjang	16 ft
	Jumlah <i>tube</i>	58
	Pass	1
<i>Shell Side</i>	ID	13 ¼ in
	<i>Baffle space</i>	5,5 in
	Jumlah <i>baffle</i>	35
	Pass	1

	<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
$h_{outside}$ (Btu/jam.ft ² .°F)	1628,955	291,5046275
U_c (Btu/jam.ft ² .°F)	247,173	
U_d (Btu/jam.ft ² .°F)	67,80918398	
R_d perhitungan (Btu/jam.ft ² .°F)	0,0017	
R_d diijinkan (Btu/jam.ft ² .°F)	0,003	
ΔP perhitungan (psia)	7,85	0,895
ΔP diijinkan (psia)	10	2

b. Furnace (F-01)

Berikut merupakan desain *Furnace* (Gambar 3.8) dan ringkasan desain *Furnace* (Tabel 3.8) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.8 Desain Furnace

Tabel 3.8 Ringkasan Desain Furnace

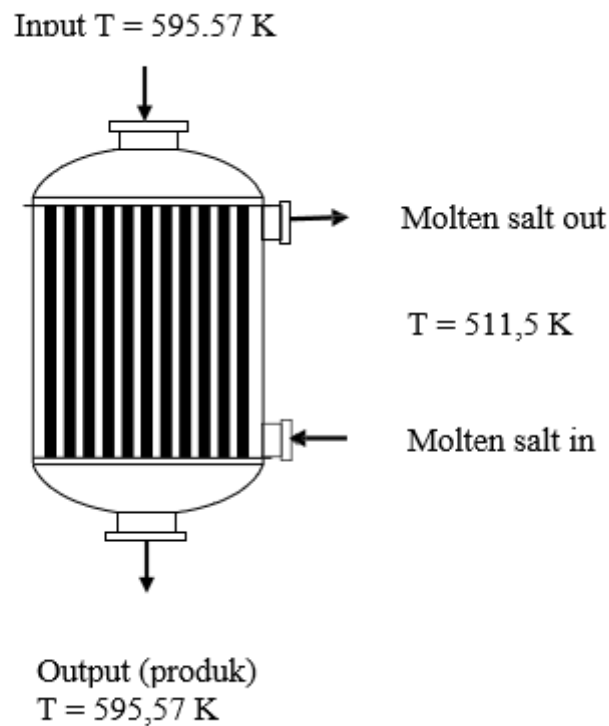
Fungsi	Memanaskan feed sebelum masuk ke R-01
Jenis	<i>Rectangular Box Type Furnace</i>
Bahan	<i>Carbon Steel 283 grade C</i>
Kapasitas	1354,6875 ft ³ /jam
Kondisi Operasi	330°C
Dimensi	OD tube = 0,417 in
	Panjang tube = 20 ft ² Center to
	Centre Distance =0,708 ft
	Jumlah tube = 27 buah

Keterangan	Ukuran
Refractory	End Walls = 135,469 ft ²
	Side Walls = 127,5 ft ²
	Bridge Walls = 85 ft ²
	Floor and Arch = 425 ft ²

3.4 Unit Reaksi

a. Reaktor (R-01)

Berikut merupakan desain Reaktor (Gambar 3.9) dan ringkasan desain Blower (Tabel 3.9) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.9 Gambar Desain Reaktor

abel 3.9 Ringkasan Desain Reaktor

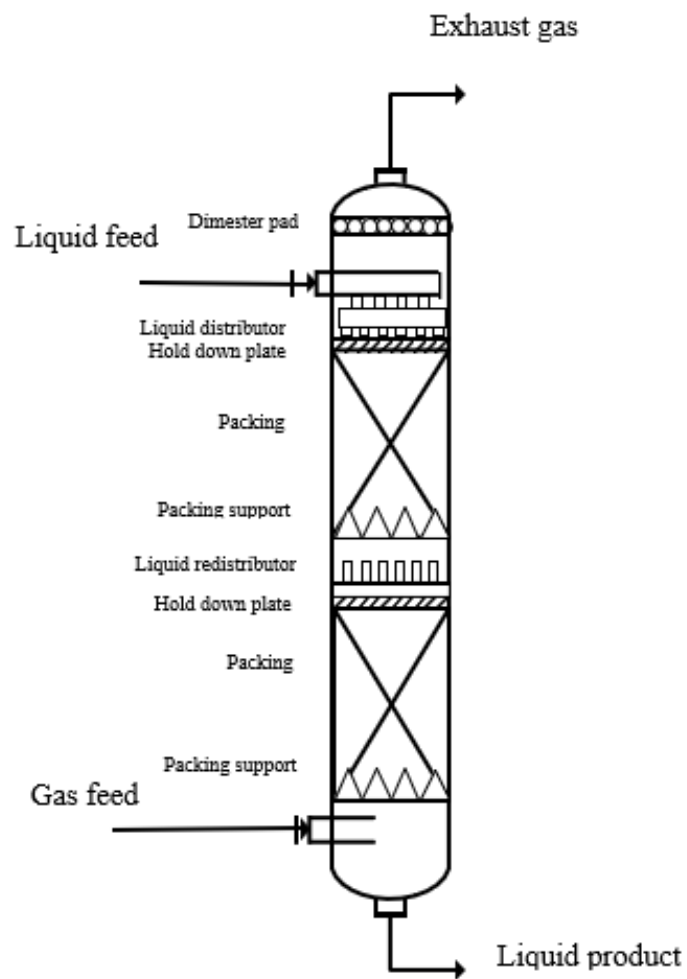
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi
Jenis	<i>Fixed bed multitube, non adiabatis, isothermal</i>
Tekanan operasi	1,76 atm
Suhu reaktor	322,42°C (595,57 K)
Keterangan	Spesifikasi dan Ukuran

Fase	Gas dengan katalis padat
Spesifikasi Katalis:	
• Jenis	Bismuth (III) Molybdate ($\text{Bi}_2\text{Mo}_3\text{O}_{12}$)
• Ukuran (Diameter)	4,7 mm
• Densitas padatan (ρ_p)	5900 kg/m ³
• Porositas	0,411
• Berat Katalis	285854,702 kg
Spesifikasi Tube:	
• Jumlah Tube	1523 buah
• Diameter Luar	1,66 in
• Diameter Dalam	1,38 in
• Flow Area	1,5 in ²
• Panjang Tube	5,6 m
Spesifikasi Shell:	
• Diameter Dalam	71,925 in
• Diameter Luar	78 in
• Tebal	0,25 in
• Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Spesifikasi Head:	
• Tipe	Torispherical
• Tebal	0,375 in
• Tinggi Head	14,61 in
• Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Tinggi reaktor	6,3421 m
Volume reaktor	14,6720 m ³

3.5 Unit Pemisah

a. Absorber (ABS-01)

Berikut merupakan desain *Absorber* (Gambar 3.10) dan ringkasan desain *Absorber* (Tabel 3.10) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.10 Desain Absorber

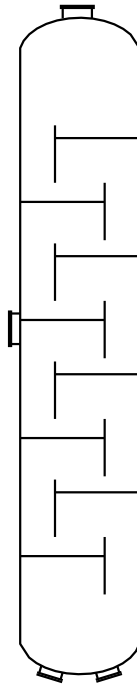
Tabel 3.10 Ringkasan Desain Absorber

Fungsi	Menyerap asam akrilat dengan solvent
Kondisi Operasi	$T = 303 \text{ K}$
	$P = 1,1 \text{ atm}$
Tipe	Packed tower
Bahan Konstruksi	Carbon Steel 283 Grade C

PACKING DESIGN	
Packing Type	Metal Pall Ring
Packing Size (mm)	51
Bulk Density (kg/m ³)	353
Surface Area (m ² /m ³)	102
Packing Factor (m ⁻¹)	66
Packing Structure	Random
Tinggi Packed Bed (m)	5,9463
Jarak antara packed (m)	0,45
COLUMN DESIGN	
Inside Diameter (m)	2,75573
Tinggi Kolom (m)	11,4183
Tebal Kolom (m)	0,00635
HEAD SPECIFICATION	
Head Type	Torispherical
Bahan Head	Carbon Steel 283 Grade C
Ketebalan Head (m)	0,0079375
Tinggi Head (m)	0,56698

b. Kolom Destilasi (D-01)

Berikut merupakan desain Kolom Destilasi (Gambar 3.11) dan ringkasan desain Kolom Destilasi (Tabel 3.11) (Peters et al., 2003).



Gambar 3.11 Desain Kolom Destilasi

Tabel 3.11 Ringkasan Desain Kolom Destilasi

Fungsi	Memisahkan asam akrilat dari komponen lainnya
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-285 Grade C
Jumlah Tray	49
R min	0,0187
R	0,0233
Tray Spacing	24 in
Tebal Shell	0,1875 in
Tebal Head	0,1875 in
Tinggi Head Puncak	14,413 in
Tinggi Head Dasar	10,388 in
Tinggi Menara	1176,8 in
Diameter Menara	48 in
Tekanan Puncak Kolom	0,230 atm

Keterangan	Ukuran
Tekanan Dasar Kolom	0,395 atm
Suhu Puncak Kolom	63,5°C
Suhu Dasar Kolom	179,46°C

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES

Dalam industri kimia, unit utilitas berperan penting sebagai sistem penunjang operasi pabrik. Selain bahan baku utama, proses produksi juga membutuhkan sejumlah media pendukung seperti air, uap, bahan bakar, listrik, dan udara tekan. Unit utilitas memastikan ketersediaan media ini secara kontinu dan efisien guna menjaga kelancaran proses produksi (Peters, Timmerhaus, & West, 2003). Pada perancangan pabrik asam akrilat, beberapa unit pendukung utama yang disediakan antara lain sebagai berikut:

1. Sistem Penyediaan Air

Unit ini menyediakan berbagai jenis air sesuai fungsinya, seperti air umpan untuk boiler, air pendingin dalam sistem pertukaran panas, air untuk kegiatan pembersihan dan sanitasi, air hidran untuk sistem pemadam kebakaran, serta air domestik untuk kebutuhan fasilitas umum dan personalia di area pabrik (Turton et al., 2018).

2. Sistem Penyediaan Uap (*Steam*)

Uap air memiliki fungsi utama sebagai media pemanas dalam proses kimia. Selain itu, uap juga dimanfaatkan sebagai sumber energi penggerak turbin serta digunakan dalam sistem vakum berbasis ejektor uap. Oleh karena itu, sistem pembangkitan dan distribusi uap harus dirancang secara andal dan efisien (Towler & Sinnott, 2013).

3. Sistem Penyediaan Listrik

Pasokan listrik mendukung pengoperasian berbagai peralatan proses seperti pompa, blower, dan kompresor, serta kebutuhan listrik untuk sistem pencahayaan, kontrol proses, dan kegiatan operasional di area perkantoran pabrik (Peters et al., 2003).

4. Sistem *Thermal Fluid*

Thermal fluid digunakan sebagai media perpindahan panas dalam kondisi proses tertentu yang membutuhkan kontrol temperatur presisi, seperti dalam sistem pendinginan reaktor. Thermal fluid memiliki kestabilan termal lebih tinggi dibanding air, sehingga cocok untuk aplikasi suhu menengah hingga tinggi (Turton et al., 2018).

5. Sistem Penyedia Bahan Bakar

Unit ini menyuplai bahan bakar untuk keperluan pembakaran di boiler, furnace, maupun generator listrik darurat. Jenis bahan bakar yang umum digunakan meliputi gas alam, solar, atau batubara, tergantung dari ketersediaan dan kebijakan energi yang diterapkan (Towler & Sinnott, 2013).

6. Sistem Udara Tekan (*Instrument Air*)

Udara bertekanan digunakan untuk mengoperasikan alat kontrol berbasis pneumatik, seperti katup kendali otomatis dan aktuator. Selain itu, udara tekan juga digunakan dalam proses peniupan atau pembersihan internal peralatan produksi (Peters et al., 2003).

4.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Unit penyediaan air merupakan bagian esensial dari sistem utilitas yang bertugas memenuhi seluruh kebutuhan air di lingkungan pabrik, baik untuk keperluan proses industri maupun kebutuhan domestik. Keberadaan unit ini sangat krusial guna memastikan kelancaran operasional pabrik secara keseluruhan, mulai dari tahap awal produksi hingga akhir (Turton et al., 2018).

Salah satu sumber air yang umum digunakan dalam industri adalah air permukaan, seperti yang berasal dari sungai, sumur, atau laut. Dalam perancangan pabrik asam akrilat ini, air baku diambil dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau, sementara air dari sumur bor dimanfaatkan khusus untuk sanitasi. Pemilihan sungai sebagai sumber utama didasarkan pada beberapa pertimbangan berikut:

1. Efisiensi Ekonomi : Pengolahan air sungai lebih sederhana dan biaya operasionalnya lebih rendah dibandingkan dengan air laut, yang membutuhkan proses desalinasi kompleks dan mahal.
2. Ketersediaan Berkelanjutan: Sungai memiliki kontinuitas pasokan air yang relatif lebih stabil dibandingkan dengan sumber air tanah.
3. Kedekatan Lokasi: Letak sungai yang berdekatan dengan lokasi pabrik menurunkan biaya distribusi dan infrastruktur (Peters, Timmerhaus, & West, 2003).

Kebutuhan air dalam pabrik mencakup beberapa jenis penggunaan, antara lain:

1. Air Proses

Air untuk proses harus memenuhi standar kualitas tertentu agar tidak mengganggu jalannya reaksi maupun merusak peralatan. Parameter penting yang diperhatikan meliputi:

- Kesadahan (Hardness) : Ion kalsium dan magnesium dapat menyebabkan pembentukan kerak pada peralatan.
- Kandungan Besi: Dapat mempercepat korosi.
- Kehadiran Minyak: Membentuk lapisan film pada permukaan perpindahan panas dan menurunkan efisiensi termal (Towler & Sinnott, 2013).

2. Air Pendingin

Air digunakan secara luas sebagai media pendingin karena beberapa keunggulannya, yaitu:

- Tersedia dalam jumlah besar
- Mudah diolah dan diatur distribusinya
- Mampu menyerap panas dalam jumlah besar tanpa mengalami dekomposisi (Turton et al., 2018)

3. Air Umpan Boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler harus dikondisikan secara kimiawi agar tidak merusak sistem. Beberapa hal yang perlu diperhatikan:

- Korosi: Disebabkan oleh adanya asam terlarut atau gas-gas seperti O_2 , CO_2 , dan H_2S .
- Pembentukan Kerak (Scaling): Umumnya disebabkan oleh ion karbonat dan silikat pada suhu tinggi.
- Foaming dan Priming: Foaming terjadi akibat kandungan organik/inorganik tinggi dalam air sirkulasi, sementara priming terjadi

ketika tetesan air terbawa bersama uap, mengurangi efisiensi energi dan dapat menyebabkan endapan pada sistem (Cheremisinoff, 1999).

4.1.1 Unit Pengolahan Air

Dalam operasional suatu pabrik kimia, terutama pada skala besar seperti produksi Asam Akrilat, keberadaan air sebagai media pendukung sangatlah vital. Air digunakan dalam berbagai keperluan mulai dari proses reaksi, pembangkitan steam, pendinginan peralatan, hingga kebutuhan domestik dan sanitasi. Oleh karena itu, diperlukan sistem penyediaan air yang andal dan efisien, serta dilengkapi dengan tahapan pengolahan untuk menjamin kualitasnya sesuai dengan standar yang dibutuhkan (Turton et al., 2018; Towler & Sinnott, 2013).

Pada perancangan pabrik Asam Akrilat ini, kebutuhan air dibagi berdasarkan sumbernya. Air dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau digunakan untuk kebutuhan proses dan utilitas seperti boiler serta sistem pendingin, sedangkan air tanah (sumur bor) digunakan untuk keperluan sanitasi, laboratorium, air minum, serta sistem proteksi kebakaran (hidran).

a. Pengolahan Air Proses dari Air Sungai

Agar air sungai dapat dimanfaatkan dalam sistem pabrik, terlebih dahulu harus melalui tahapan pengolahan fisika dan kimia. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kotoran kasar, partikel tersuspensi, zat terlarut yang merugikan, serta mikroorganisme patogen. Tahapan pengolahannya dijelaskan sebagai berikut:

1. Penyaringan Awal (*Screening*)

Langkah pertama dalam pengolahan air sungai adalah penyaringan awal menggunakan screen kasar. Unit ini berfungsi untuk menangkap partikel berukuran besar seperti potongan kayu, plastik, daun, dan sampah organik maupun anorganik lainnya. Dengan menghilangkan material besar sejak awal, efisiensi proses selanjutnya dapat dijaga dan risiko kerusakan alat berkurang (Turton et al., 2018).

2. Bak Pengendap

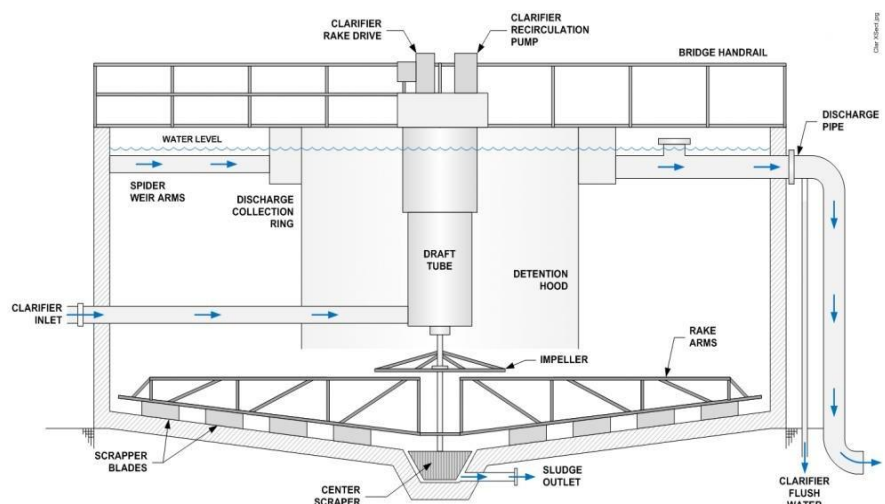
Air yang telah melewati screen kemudian masuk ke bak pengendapan. Di sini, partikel lumpur dan padatan tersuspensi akan diendapkan secara gravitasi. Sistem pengadukan digunakan untuk membantu pemisahan partikel dan meningkatkan efisiensi pengendapan.

3. Bak Penggumpal (*Coagulation Tank*)

Air dari bak pengendapan dialirkan ke bak penggumpal, tempat di mana koagulan seperti tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan natrium karbonat (Na_2CO_3) ditambahkan untuk menggumpalkan partikel koloid yang tidak bisa mengendap secara alami. Proses ini akan membentuk flok-flok yang lebih mudah dipisahkan di tahap berikutnya.

4. *Clarifier*

Air dari unit penggumpal kemudian dialirkan ke clarifier. Di dalam clarifier, air diputar secara perlahan agar flok-flok hasil penggumpalan mengendap ke dasar. Air bersih keluar melalui overflow bagian atas, sementara lumpur dikeluarkan melalui proses blow down secara berkala (Wiggins, 2019). Berikut merupakan skema sederhana *Clarifier* pada Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Skema Sederhana Clarifier

5. Penyaring Pasir (*Sand Filter*)

Setelah clarifier, air dialirkan ke sand filter untuk menyaring partikel halus yang masih lolos dari proses sebelumnya. Media filter terdiri dari antrasit, pasir silika, dan kerikil untuk menjamin efisiensi penyaringan.

6. Tangki Penampungan Sementara

Air hasil filtrasi ditampung sebelum digunakan untuk berbagai kebutuhan seperti air proses, air pendingin, dan air umpan boiler.

7. Tangki Karbon Aktif

Selanjutnya, air diproses dalam tangki karbon aktif untuk menghilangkan zat organik dan bau, serta dilakukan klorinasi menggunakan klor atau kaporit. Proses ini bertujuan untuk membunuh mikroorganisme berbahaya seperti bakteri, alga, dan amuba (Turton et al., 2018).

8. Tangki Air Bersih

Air hasil desinfeksi ditampung untuk kebutuhan air minum dan fasilitas perkantoran.

9. Tangki *Kation Exchanger*

Air yang akan digunakan sebagai umpan boiler (boiler feed water/ BFW) dialirkan terlebih dahulu ke tangki kation exchanger, di mana ion-ion kation seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} ditukar dengan ion H^+ menggunakan resin. Resin harus diregenerasi secara berkala menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) setelah mencapai titik jenuh.

10. Tangki *Anion Exchanger*

Selanjutnya, air diproses dalam tangki anion exchanger untuk mengikat anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} . Regenerasi dilakukan dengan larutan NaOH .

11. Unit Daerator

Air demineralisasi kemudian dipompakan ke unit deaerator untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2) yang dapat menimbulkan korosi pada

sistem boiler. Proses ini dibantu dengan injeksi hidrazin (N_2H_4) sebagai agen reduktor yang mengikat oksigen (Smith et al., 2001).

12. Bak Pendingin

Air pendingin diperoleh dari sungai dan digunakan kembali setelah melalui cooling tower. Kehilangan air akibat penguapan dan blow down diganti dari tangki air bersih. Untuk menjaga performa air pendingin, ditambahkan bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat: Mencegah pembentukan kerak.
- Klorin: Membunuh mikroorganisme.
- Dispersant: Mencegah penggumpalan partikel.

b. Pengolahan Air Sanitasi dari Air Tanah atau Sumur Bor

Kebutuhan air sanitasi mencakup air untuk pekerja, laboratorium, dan kegiatan harian. Mengacu pada Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor: 416/MEN.KES/PER/IX/1990 tentang persyaratan dan pengawasan kualitas air. Proses pengolahannya meliputi:

1. *Well Water*

Sumber air tanah yang digunakan untuk keperluan air proses, dan air sanitasi disuplai dari beberapa sumur.

2. Aerator

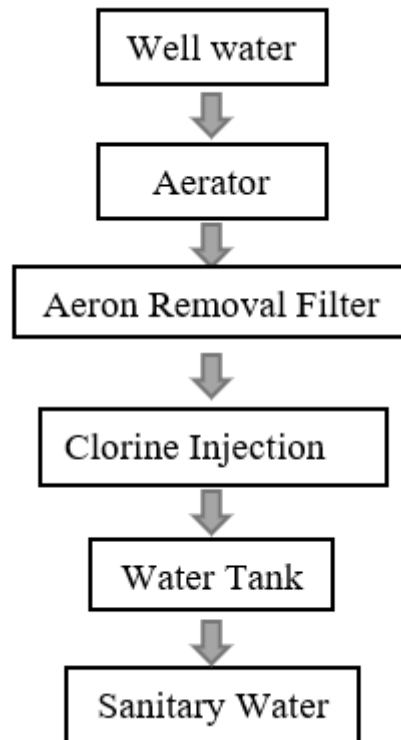
Air sumur dialirkan secara berlawanan arah dengan aliran udara dari blower, melewati media raschig ring. Di sini, ion ferro (Fe^{2+}) dioksidasi menjadi ion ferri (Fe^{3+}) agar dapat mengendap. Proses oksidasi dipercepat dengan penambahan NaOH untuk menyesuaikan pH.

3. Iron Removal Filter

Air kemudian disaring menggunakan media manganese dioxide dan pasir untuk menghilangkan endapan besi dan partikel tersuspensi lainnya. Target kandungan besi dalam air setelah filtrasi adalah $<0,2$ ppm.

4. Filtered Water Tank

Air yang telah diolah disimpan dalam tangki dan diinjeksi klorin (1,5 ppm) sebelum digunakan sebagai air sanitasi. Diagram alir pengolahan air sanitasi dapat dilihat pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Diagram Alir Pengolahan Air Sanitasi

4.1.2 Unit Penyediaan Air

a. Kebutuhan Air untuk Penyediaan *Steam*

Air dari DAS Cidanau digunakan sebagai air umpan boiler untuk menghasilkan steam dengan memanfaatkan panas dari molten salt. Steam dibutuhkan pada dua tekanan, yaitu 182,38 kPa (118,03°C) dan 202,65 kPa (218°C), berikut ini panas yang dibutuhkan pada proses pembuatan asam akrilat dapat dilihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Kebutuhan *Steam* Pada Proses

Alat	P <i>steam</i> (kPa)	T <i>steam</i> (°C)	Panas (kJ/jam)	m BFW (kg/jam)
Reaktor	1899,3	322,417362	36.908.975,05	18607,82
Reboiler (D-01)	2232,4	218	78633217,77	164603,6664

Panas ini akan dimanfaatkan untuk menghasilkan *steam* sekaligus mendinginkan *molten salt* kembali agar dapat digunakan sebagai pendingin reaktor. Kebutuhan total *mass flow molten salt* yang digunakan untuk mendingin reaktor sebesar 854.776,273 kg/jam.

1) WHB Stage 1-1 (Membuat steam 186,44 kPa/118,03 °C)

$$Q \text{ lepas} = Q \text{ serap}$$

$$Q \text{ molten salt} = Q \text{ (BFW menjadi steam)}$$

Berikut ini perhitungan panas BFW (*Boiler feed water*) untuk diubah menjadi *steam* 118,03°C.

$$\text{Kebutuhan steam } 118,03^{\circ}\text{C} = 18.607,82 \text{ kg/jam}$$

$$H \text{ sensible BFW (30}^{\circ}\text{C ke 118,03}^{\circ}\text{C)} = 7.653.052,58 \text{ kJ/jam}$$

$$H \text{ laten steam } 118,03^{\circ}\text{C} = 2.207,83 \text{ kJ/kg (Smith dkk.,2001)}$$

$$= 18.607,82 \text{ kg/jam} \times 2.207,83 \text{ kJ/kg}$$

$$= 41.082.902,8 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total panas yang diserap} = (7.653.052,58 + 40712382,94) \text{ kJ/jam}$$

$$= 48.735.955,4 \text{ kJ/jam}$$

Berikut ini perhitungan suhu keluar *molten salt* dari WHB Stage 1-1 setelah diserap panasnya untuk membuat *steam* 118,03°C.

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = \frac{Q}{m \times C_p}$$

Mass flow *molten salt* = 854.776,273 kg/jam

C_p *molten salt* = 0,373 BTU/lb.°F = 1,5616 kJ/kg.K Diperoleh,

ΔT = 8,37°C

T_{in1-1} = 238°C

T_{out1-1} = 246,37°C

2) WHB Stage 1-2 dilanjutkan Boiler (Membuat steam 186,44 kPa/118,03 °C)

Q_{lepas} = Q_{serap}

$Q_{molten\ salt}$ = Q (BFW menjadi *steam*)

Berikut ini perhitungan panas BFW (*Boiler feed water*) untuk diubah menjadi *steam* 218°C.

Kebutuhan *steam* 218°C = 164.603,67 kg/jam
 $H_{sensible}$ BFW (30°C ke 218°C) = 26.598.417,4 kJ/jam

H_{laten} *steam* 218°C = 1864,9 kJ/kg (Smith dkk., 2001)
 = 164.603,67 kg/jam × 1864,9 kJ/kg
 = 306.969.377 kJ/jam

Total panas yang diserap = (26.598.417,4 + 306.969.377) kJ/jam
 = 333.567.795 kJ/jam

Berikut ini perhitungan suhu keluar BFW pada *stage* 1-2 yang memanfaatkan panas dari *molten salt* reaktor -01 (suhu 172,2°C ke 155°C).

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Sisa panas *molten salt* = 8225517,20 kJ/kg

Mass flow BFW = 364193,76 kg/jam

Dengan melakukan *trial goal geek* pada Ms. Excel, diperoleh $T_{outBFW} = 35,38^{\circ}\text{C}$ Sisa Panas yang dibutuhkan $BFW = 76373421,90$ kJ/jam.

Sehingga, dapat disimpulkan jumlah kebutuhan BFW untuk menghasilkan *steam* yaitu sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Total Kebutuhan BFW} &= (18.607,82 + 164.603,67) \text{ kg/jam} \\ &= 4.410,31 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk pabrik diambil dari air Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau yang berdekatan dengan Kawasan Industri Cilacap. Air tersebut terlebih dahulu dilakukan treatment agar sesuai dengan standar baku mutu air pendingin industri. Kebutuhan air pendingin dapat dirinci pada Tabel 4.2 sebagai berikut:

Tabel 4.2 Kebutuhan Air Pendingin pada Proses

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Destilasi (D-01)	4109024,138
Cooler (CO-01)	72030,93491
Cooler (CO-02)	7859,821342
Cooler (CO-03)	10173,00973
CW WHB	114723,54
	4313811,444
Total	
	103843,0037 m ³ /hari

c. Kebutuhan Air Sanitasi

1) Kebutuhan Air Karyawan

Air yang digunakan untuk keperluan sanitasi di lingkungan pabrik dapat disediakan melalui pemanfaatan sumber air tanah, yang diperoleh dengan melakukan pengeboran sumur dalam. Air hasil pengeboran kemudian dialirkan ke unit pengolahan air (*water treatment*) agar kualitasnya sesuai dengan standar yang ditetapkan untuk kebutuhan kebersihan dan sanitasi industri (Turton et al., 2018).

Mengacu pada Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 70 Tahun 2016 tentang *Standar dan Persyaratan Kesehatan Lingkungan Kerja Industri*, kebutuhan minimum air untuk aktivitas sanitasi dan kebersihan pekerja ditentukan berdasarkan standar kesehatan dasar dan kebersihan pribadi. Volume air sebesar 20 liter per orang per hari dianggap cukup hanya untuk memenuhi kebutuhan dasar tersebut (Kementerian Kesehatan RI, 2016).

Namun demikian, untuk memastikan kondisi kesehatan dan sanitasi pekerja yang optimal di lingkungan kerja industri, jumlah air yang disediakan idealnya lebih tinggi, yakni berkisar antara 50 hingga 100 liter per orang per hari tergantung jenis aktivitas dan fasilitas yang tersedia (Cheremisinoff, 1999). Dalam rancangan pabrik Asam Akrilat ini, diperkirakan jumlah tenaga kerja sebanyak 263 orang. Jika asumsi kebutuhan air untuk sanitasi sebesar 50 liter per orang per hari, maka total kebutuhan air sanitasi karyawan dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Air Sanitasi Karyawan} &: 263 \text{ orang} \times 50 \text{ liter/orang/hari} \\ &: 13.150 \text{ liter/hari} \\ &: 13,15 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Volume ini mencerminkan kebutuhan dasar dan belum termasuk air tambahan untuk fasilitas umum seperti kantin, tempat ibadah, ruang istirahat, serta kebutuhan kebersihan area pabrik.

2) Kebutuhan Air untuk Laboratorium

Air yang dibutuhkan untuk laboratorium diperkirakan sebesar 2,5 m³/hari

3) Kebutuhan Air Sehari-hari

Air yang dibutuhkan untuk kegiatan sehari-hari yang meliputi pembersihan ruangan, kantin, musholla, pertamanan, dan lainnya diperkirakan sebanyak 15 m³/hari.

4) Total Kebutuhan Air Sanitasi

Total kebutuhan air sanitasi merupakan total penjumlahan dari kebutuhan air karyawan, air untuk laboratorium, dan kebutuhan air sehari-hari. Dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{Total air sanitasi} = (13,15 + 2,5 + 15) \text{ m}^3/\text{hari} = 30,65 \text{ m}^3/\text{hari}$$

d. Kebutuhan Air Hidran

Air hidran diambil dari air sumur bor dimana pre-treatmentnya sama seperti air sanitasi untuk keperluan rumah tangga pabrik. Diasumsikan kebutuhan air hidran sebesar 5 m³/hari kemudian ditampung didalam tangki air hidran.

e. Total Kebutuhan Air

Total kebutuhan air merupakan total kebutuhan dari air pendingin, air untuk sanitasi dan air untuk pengadaan *steam*. Berikut ini dapat dihitung total kebutuhan air untuk pabrik:

$$\text{Total kebutuhan air} = 103.909,3037 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk air yang bersumber dari air sumur yakni air sanitasi dan air hidran memiliki kebutuhan sebesar:

$$\text{Total kebutuhan air sumur} = (30,65 + 5) \text{ m}^3/\text{hari} = 35,65 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk air yang bersumber dari air Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau yakni air pendingin dan air untuk penyediaan *steam* memiliki faktor keamanan sebesar 10% untuk menjaga apabila terdapat air yang hilang ditengah proses berlangsung. Sehingga dapat dihitung kebutuhan air sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan air sungai} &= (4.410,31 + 103.843,0037) \times 110\% \\ &= 119.078,641 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

4.2 Unit Penyediaan Listrik

Dalam perancangan sistem tenaga listrik untuk industri kimia, seperti pabrik Asam Akrilat, kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari dua sumber utama. Sumber utama berasal dari jaringan listrik nasional (PLN) atau kawasan industri di sekitar Cilegon, sementara generator listrik (generator set) berfungsi sebagai sumber cadangan apabila terjadi gangguan suplai utama (Turton et al., 2018).

Jenis generator yang digunakan dalam sistem cadangan adalah generator arus bolak-balik (AC) tiga fasa, yang dipilih berdasarkan sejumlah keunggulan teknis. Generator 3 fasa memiliki kemampuan menghasilkan daya listrik dalam jumlah besar secara efisien, serta memungkinkan penyesuaian tegangan melalui penggunaan transformator. Selain itu, sistem ini menawarkan stabilitas tegangan yang tinggi, efisiensi transmisi daya karena memerlukan jumlah kawat penghantar yang lebih sedikit, serta motor listrik 3 fasa yang umum digunakan dalam industri memiliki harga relatif ekonomis dan struktur operasional yang sederhana (Perry & Green, 2008).

Adapun kebutuhan listrik di pabrik Asam Akrilat ini mencakup berbagai aspek operasional sebagai berikut:

- Listrik untuk mendukung proses produksi dan unit utilitas
- Listrik untuk penerangan di seluruh area fasilitas
- Listrik untuk sistem pendingin udara (AC)
- Listrik untuk peralatan laboratorium serta sistem instrumentasi dan control

Kombinasi antara pasokan utama dari PLN dan generator cadangan bertujuan untuk menjamin kontinuitas dan keandalan suplai listrik di seluruh kegiatan operasional pabrik.

a. Listrik untuk Keperluan Proses dan Utilitas

Listrik untuk keperluan proses dan utilitas dapat dirincikan pada Tabel 4.3 dan 4.4 sebagai berikut:

Tabel 4.3 Kebutuhan untuk Peralatan Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah	Daya (HP)	Total Daya (HP)
Pompa feed solvent	P-01	1	3,120023508	3,120023508
Pompa umpan D-01	P-02	1	5,713384412	5,713384412
Pompa Masuk Reflux	P-03	1	6,869426098	6,869426098
Pompa masuk T-01	P-04	1	0,717670654	0,717670654
Blower umpan R-02	BW-01	1	70,00001654	70,00001654
Kompresor udara	C-01	1	10,10883627	10,10883627
Expander	EX-01	1	66	66
Total Daya				162,5293575 HP
				121,1981419 kW

Tabel 4.4 Kebutuhan Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Daya (HP)	Total Daya (HP)
Pompa molten salt ke R-01	1	50	50
Pompa molten salt ke R-02	1	50	50
Pompa CW ke CO-01	1	3	3
Pompa CW ke CO-02	1	3	3
Pompa CW ke CO-03	1	3	3
Pompa CW ke CD-01	1	3	3
Pompa BFW ke WHB 01	1	3	3
Pompa BFW ke WHB 02	1	3	5

Nama Alat	Jumlah	Daya (HP)	Total Daya (HP)
Pompa BFW ke Boiler	1	5	50
Pompa intake air sungai	3	20	60
Pompa air dari unit klorinasi	2	25	50
Pompa air dari unit demin	2	25	50
Pompa air dari unit deaerasi	1	30	30
Pompa injeksi bahan kimia	4	2	8
Pompa ke tangka BFW	1	10	10
Pompa ke tangki CW	1	20	20
			348 HP
Total Daya			259,956 kW

b. Listrik untuk Penerangan

Salah satu pendekatan yang umum digunakan untuk memperkirakan kebutuhan daya listrik untuk sistem pencahayaan di lingkungan industri adalah melalui konsep *Luminous Efficacy*, yaitu ukuran efisiensi cahaya yang dipancarkan oleh sumber pencahayaan dalam satuan lumen. Untuk menentukan total kebutuhan pencahayaan di suatu area, dapat digunakan persamaan berikut:

$$\text{Lumen} = \text{Area} \times \text{Lux}$$

Dengan keterangan:

Area = luas wilayah yang memerlukan pencahayaan (dalam meter persegi, m²)

Lux = intensitas pencahayaan yang dibutuhkan per satuan luas (lumen/m²)

Nilai lux bervariasi tergantung pada fungsi dan jenis area yang diterangi. Misalnya, area kerja seperti laboratorium, ruang produksi, dan area kantor

memiliki kebutuhan pencahayaan yang berbeda. Dalam studi ini, standar intensitas cahaya yang digunakan mengacu pada Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 70 Tahun 2016 tentang *Standar dan Persyaratan Kesehatan Lingkungan Kerja Industri*, yang memberikan panduan nilai lux minimum untuk berbagai jenis ruang atau aktivitas (Kementerian Kesehatan RI, 2016).

Rincian lebih lanjut mengenai kebutuhan pencahayaan dalam lumen untuk masing-masing area di pabrik ditampilkan pada Tabel 4.5., yang memuat estimasi kebutuhan berdasarkan luas area dan standar pencahayaan tersebut.

Tabel 4.5 Kebutuhan Untuk Penerangan

Area	Lux (lumen/m²)	Luas (m²)	Lumen
Kantor Pusat	200	800	160.000
Aula	200	500	100.000
Poli Klinik	500	400	200.000
Control Room	500	400	200.000
Kantor RnD	200	350	70.000
Kantor Diklat	200	350	70.000
Kantor HSE	200	350	70.000
Kantin & Koperasi	200	300	60.000
Perpustakaan	200	200	40.000
Masjid	150	300	45.000
Laboratorium	500	400	200.000
Fire Station	150	150	22.500
Gudang	150	250	37.500

Area	Lux (lumen/m ²)	Luas (m ²)	Lumen
Maintenance	200	100	20.000
Pos Keamanan	150	50	7.500
Total Area Indoor		4.900	1.302.500
Area Utilitas	200	1.500	300.000
Area Proses	200	7.500	1.500.000
Area Pengolahan Limbah	200	1.200	240.000
Area Penyimpanan	200	1.500	300.000
Area Pengembangan	200	900	180.000
Safety Point	50	100	5.000
Area Parkir Kendaraan Operasional	150	300	45.000
Area Parkir Kendaraan Umum	150	450	67.500
Taman	5	500	2.500
Jalan	5	2.000	10.000
Total Area Outdoor		13.100	2.650.000

Bagian dalam ruangan, akan digunakan lampu LED Philips 19 W yang memiliki 2300 lumen (www.philips.co.id). Maka, dapat dihitung kebutuhan lampu dalam ruangan adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan lampu LED 19 W} &= 1.302.500 \text{ lumen} / 2300 \text{ lumen} \\
 &= 566 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Daya lampu LED 19 W} &= 19 \text{ watt} \times 566 \text{ buah} \\
&= 10.759,78261 \text{ watt} \\
&= 10,75978 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Bagian luar ruangan, akan digunakan lampu LED Philips 50 W yang memiliki 4500 lumen (www.philips.co.id). Maka, dapat dihitung kebutuhan lampu luar ruangan adalah:

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan lampu LED 50 W} &= 2.650.000 \text{ lumen} / 4500 \text{ lumen} \\
&= 589 \text{ buah} \\
\text{Daya lampu LED 50 W} &= 50 \text{ Watt} \times 589 \text{ buah} \\
&= 29444,44 \text{ watt} \\
&= 29,44 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Maka, total daya penerangan untuk dalam dan luar ruangan adalah :

$$10,75978 \text{ watt} + 29,44 = 40,204 \text{ kW}$$

c. Listrik untuk Pendingin Ruangan

Pendingin ruangan menggunakan AC (Air Conditioner) 1 pK low watt yang memiliki daya sebesar 660 watt. Diperkirakan AC 1 pK akan cukup untuk memenuhi kebutuhan ruangan berukuran 5×5 meter (luas 25 m^2). Sehingga, dapat dihitung total kebutuhan daya AC:

Total luas area dalam ruangan adalah 4.150 m^2 .

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah AC yang digunakan} &= 4.900 \text{ m}^2 / 25 \text{ m}^2 \\
&= 196 \text{ buah}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total kebutuhan daya AC} &= 196 \text{ buah} \times 660 \text{ watt} \\
&= 129.360 \text{ watt} = 129,36 \text{ kW}
\end{aligned}$$

d. Listrik untuk Laboratorium dan Instrumentasi

Kebutuhan listrik pada laboratorium dan untuk instrumentasi diperkirakan sebagai berikut:

Kebutuhan listrik laboratorium	= 10 kW
Kebutuhan listrik instrumentasi	= 10 kW
Total kebutuhan daya lab	= 20 kW

e. Total kebutuhan Listrik

Total kebutuhan listrik merupakan jumlah dari kebutuhan daya pada penerangan unit proses/utilitas, kebutuhan daya pendingin ruangan (AC), kebutuhan daya di laboratorium dan instrumentasi, serta energi tambahan dari turbin expander. Dapat dihitung total kebutuhan listrik pabrik asam akrilat adalah sebagai berikut :

Total Kebutuhan Listrik	= 572,96 kW
Faktor Keamanan (10%)	= 630,26 kW

4.3 Unit Penyediaan *Thermal Fluid*

Dalam sistem pendinginan proses industri yang melibatkan reaksi dengan karakteristik sangat eksotermis, diperlukan fluida pendingin yang memiliki kapasitas panas spesifik (C_p) tinggi serta stabil pada suhu tinggi. Salah satu fluida yang memenuhi kriteria tersebut adalah thermal fluid berupa *molten salt* jenis HITEC, yang memiliki keunggulan dibandingkan air karena tidak mudah menguap dan dapat mentransfer panas lebih efisien (Felthouse et al., 2001).

Molten salt HITEC merupakan campuran dari 53% berat KNO_3 , 40% berat NaNO_2 , dan 7% berat NaNO_3 , dengan kapasitas panas spesifik (C_p) sekitar 0,373 BTU/lb·°F. Keunggulan utama molten salt terletak pada rentang suhu operasionalnya yang luas, yakni dari 149°C hingga 538°C, sehingga sangat cocok digunakan dalam sistem reaktor yang membutuhkan kestabilan termal tinggi, seperti reaktor fixed-bed multitubular dalam produksi Asam Akrilat (Coastal Chemical Co., n.d.).

Dalam perancangan pabrik ini, molten salt digunakan sebagai media pendingin yang dialirkan melalui bagian shell reaktor R-01 dan R-02. Berdasarkan estimasi kebutuhan proses, total kebutuhan molten salt untuk mendinginkan kedua reaktor tersebut mencapai sekitar 853.714 kg/jam.

4.4 Unit Penyediaan Uap Air (*Steam*)

Dalam operasional pabrik, steam atau uap jenuh digunakan sebagai media pemanas utama pada berbagai unit peralatan seperti heat exchanger dan reboiler. Ketersediaan steam ini diperoleh dari pemanfaatan panas buangan melalui sistem waste heat boiler (WHB) bertingkat tiga (three-stage WHB), yang memaksimalkan pemanfaatan energi sisa dari proses. Untuk menghasilkan steam tersebut, digunakan boiler feed water (BFW) yang berasal dari olah air permukaan sungai di Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau, Cilegon.

Jenis uap yang digunakan dalam sistem ini adalah saturated steam (uap jenuh), dengan spesifikasi tekanan dan suhu berbeda sesuai kebutuhan proses, antara lain:

- Low Pressure Saturated Steam (LPS) pada tekanan 182,38 kPa dan suhu 118,03°C, yang digunakan sebagai media pemanas untuk reaktor R-01 melalui furnace F-01.
- Low Pressure Saturated Steam (LPS) pada tekanan 202,65 kPa dan suhu 218°C, yang dialirkan ke reboiler pada kolom distilasi D-01.

Sebagaimana dijelaskan dalam subbab sebelumnya mengenai kebutuhan air untuk pembangkitan uap, sistem WHB saja tidak mencukupi seluruh kebutuhan steam, sehingga tetap diperlukan unit boiler tambahan. Untuk efisiensi ekonomi, jenis boiler yang dipilih adalah fire-tube boiler, karena memiliki biaya tahunan (annual cost) yang relatif lebih rendah dibandingkan dengan water-tube boiler, meskipun kapasitas dan efisiensi termalnya berbeda.

Tabel 4.6 Kebutuhan *steam* pada Proses

Alat	Suhu (°C)	Kapasitas (kg/jam)	Presentase	H <i>vapor</i> (kJ/kg)
Reaktor (R-01)	118,03	18.607,82	10,16 %	574,15
Reboiler (D-01)	218	164.603,666	89,84 %	367,47
Total		183.211,48	100%	941,11

a. Kapasitas Boiler

$$\text{Total kapasitas kebutuhan steam} = 183.211,486 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown (10\% kapasitas steam)} &= 10\% \times 183.211,486 \text{ kg/jam} \\ &= 18.321,1486 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk boiler (BFW)} &= \text{Total kapasitas} + \text{Blowdown} \\ &= (183.211,486 + 18.321,148) \text{ kg/jam} \\ &= 201.532,635 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kondensat kembali (95\% steam)} &= 95\% \times 183.211,48 \text{ kg/jam} \\ &= 174.050,912 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kondensat yang hilang (5\% steam)} &= 5\% \times 183.211,48 \text{ kg/jam} \\ &= 9.160,57 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Make-up air boiler (BFW)} &= \text{Blowdown} + \text{Kondensat Hilang} \\ &= (18.321,1486 + 9.160,57) \text{ kg/jam} \\ &= 27.481,723 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berikut ini perhitungan jumlah kondensat kembali dan *make-up* air yang masuk ke

boiler serta suhu campuran keduanya:

$$H = m \times \int C_p dT$$

$$\begin{aligned} \text{Kondensat suhu } 118,03^\circ\text{C} &= (10,16\%) \times 18.607,82 \text{ kg/jam} \\ &= 1.030,904 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Panas kondensat } 118,03^\circ\text{C} = 10.662.876,82 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kondensat suhu } 218^\circ\text{C} &= (89,84\%) \times 164.603,666 \text{ kg/jam} \\ &= 9.119,32 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas kondensat } 218^\circ\text{C} &= 9.119,32 \text{ kmol/jam} \times 14.975,5 \text{ kJ/kmol} \\ &= 259393403,073 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kondensat suhu } 218^\circ\text{C} &= (6,9\%) \times 394432,88 \text{ kg/jam} \\ &= 27221,81 \text{ kg/jam} = 1511,063 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Panas kondensat } 218^\circ\text{C} = 136.566.327,2 \text{ kJ/jam}$$

Make-up air suhu 30°C

$$\begin{aligned} \text{Panas make-up air } 30^\circ\text{C} &= 1522,533 \text{ kmol/jam} \times 377,49 \text{ kJ/kmol} \\ &= 574741,0298 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka, suhu campuran dapat ditrial dan diperoleh suhu campuran kondensat dan *make-up* air adalah 122,01°C. Dari suhu campuran, dapat diperoleh nilai *H liquid* campuran yaitu 793,1035 kJ/kg (Smith dkk., 2001).

Dapat dihitung *Q total boiler* adalah:

$$Q_{boiler} = 25.764.378,39 \text{ kJ/jam}$$

Dengan efisiensi *boiler* yaitu 85%, maka *Q actual boiler* adalah:

$$\begin{aligned} Q_{boiler} \text{ aktual} &= 21.899.721,63 \text{ kJ/jam} \\ &= 20.760.936 \text{ BTU/jam} \\ &= 8.159,355 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dapat menggunakan *boiler* sebesar 8.200 – 8.300 HP.

b. Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

Bahan bakar dari *boiler* menggunakan solar. Berikut ini data karakteristik dari solar (Flagan dan Sinfield, 1988):

$$\text{Heating value} : 45.500 \text{ kJ/kg} = 19561,4965 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Specific gravity} : 0,86581$$

Maka, dapat dihitung densitas solar adalah:

$$\text{Specific gravity} = \frac{\rho}{\rho_{air}}$$

Diketahui densitas air pada suhu 25°C adalah 1,02745 kg/L, sehingga:

$$\text{Densitas solar} = 0,865 \times 1,02745 \text{ kg/L}$$

$$= 0,888746 \text{ kg/L}$$

$$= 55,48268 \text{ lb/ft}^3$$

Laju bahan bakar dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{daya boiler}}{\text{heating value} \times \mu} \\ &= \frac{20.760.936,11 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{19.561,4965 \times 0,8} \end{aligned}$$

Atau laju volumetrik dari bahan bakar *boiler* dapat dihitung sebagai berikut

$$v = \frac{\text{laju bahan bakar}}{\text{densitas bahan bakar}} = \frac{1.326,407878 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{55,48268 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 23,886 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

4.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar dalam pabrik dirancang untuk mencukupi kebutuhan energi termal pada peralatan seperti furnace dan boiler. Pada sistem pembakaran furnace, digunakan bahan bakar padat berupa batu bara dengan laju konsumsi sebesar 933 kg/jam. Batu bara ini diperoleh dari PT. Manambang Muara Enim, dengan pemilihan didasarkan pada pertimbangan biaya yang relatif murah serta nilai kalor yang tinggi, sehingga mampu menghasilkan energi panas secara efisien dalam sistem pembakaran.

Adapun karakteristik fisis dari batu bara yang digunakan antara lain:

- Berat jenis: 1,25 – 1,70 g/cm³
- Nilai kalor: 5.800 kkal/kg

Selain itu, pabrik juga menggunakan bahan bakar cair berupa solar untuk keperluan boiler serta sebagai sumber energi cadangan (standby) bagi generator. Total kebutuhan bahan bakar solar diperkirakan sebesar 1.326,41 lb/jam untuk boiler dan 87,74 lb/jam untuk standby-generator. Sumber bahan bakar ini diperoleh dari Pertamina atau distributor resminya. Solar dipilih karena mudah diperoleh, stabil dalam pasokan, dan mudah disimpan tanpa memerlukan penanganan khusus yang kompleks.

Spesifikasi fisis dari solar yang digunakan adalah sebagai berikut:

- Nilai kalor (Heating value): 19.440 Btu/lb
- Efisiensi pembakaran: 80%
- Specific gravity (s.g.): 0,8691
- Massa jenis (ρ): 54,26 lb/ft³

Penggunaan dua jenis bahan bakar—padat dan cair—disesuaikan dengan karakteristik peralatan dan efisiensi sistem, dengan mempertimbangkan aspek teknis dan keekonomian bahan bakar dalam jangka panjang (Turton et al., 2018; Felder & Rousseau, 2005).

4.6 Unit Penyediaan Udara Tekan

Dalam sistem utilitas pabrik, udara instrumen berperan penting dalam menjalankan sistem kendali pneumatik di seluruh area proses dan utilitas. Untuk memenuhi kebutuhan ini, udara bertekanan dihasilkan melalui kompresor dan disalurkan menggunakan jaringan pipa khusus. Kualitas udara instrumen harus

memenuhi kriteria tertentu, yaitu kering, bebas minyak, dan tidak mengandung partikel padat, demi menghindari kerusakan atau gangguan pada alat ukur dan aktuator pneumatik (Turton et al., 2018).

Sistem udara tekan tersusun atas beberapa komponen penting, yaitu:

- Filter udara masuk untuk mencegah partikel debu masuk ke kompresor, yang dapat menyebabkan kerusakan pada katup dan silinder.
- Intercooler (pendingin antar tahap) yang berfungsi menurunkan suhu udara sebelum masuk ke tahap kompresi berikutnya, guna meningkatkan efisiensi kerja kompresor.
- After-cooler, yaitu penukar panas yang mendinginkan udara tekan setelah proses kompresi akhir, sehingga uap air dapat terkondensasi dan dipisahkan.
- Pengering udara, biasanya menggunakan bahan adsorben seperti silika gel atau activated alumina, atau dengan sistem refrigerasi untuk menghilangkan sisa uap air.
- Moisture trap, alat ini mengeluarkan kondensat yang tersisa dari aliran udara tekan. Jenis trap bisa berupa manual drain, auto drain valve, atau timer-based drain.
- Receiver tank (penerima udara) yang berfungsi sebagai penampung udara sementara dan membantu meredam fluktuasi tekanan dari kompresor.

Jenis kompresor yang umum digunakan adalah kompresor reciprocating, karena mampu menghasilkan aliran udara konstan pada tekanan tertentu, serta kapasitasnya sebanding dengan kecepatan kerjanya. Kompresor ini hadir dalam berbagai konfigurasi seperti horizontal, vertikal, balance-opposed, dan tandem (Coulson & Richardson, 1999).

Pada proses produksi udara instrumen, udara dari kompresor pertama-tama ditampung dalam instrument air receiver yang beroperasi pada tekanan sekitar 8,0 kg/cm². Selanjutnya, udara dialirkan ke sistem penyaringan awal (inlet filter) untuk memisahkan minyak dan partikel, sebelum diarahkan ke salah satu dryer (A atau B) melalui four-way valve. Dryer ini berisi media penyerap kelembapan seperti silika gel atau alumina aktif, yang bersifat higroskopis. Setelah proses pengeringan, udara kembali disaring melalui outlet filter, menghasilkan udara

instrumen dengan tekanan akhir sekitar 7,0 kg/cm² dan titik embun sekitar -40°C, yang sesuai untuk keperluan instrumen presisi tinggi.

4.7 Unit Pengolahan Limbah

4.7.1 Unit Pengolahan Limbah Cair

Pada rancangan pabrik Asam Akrilat ini, limbah cair yang dihasilkan utamanya bersumber dari dua jenis aktivitas, yakni aktivitas proses produksi dan aktivitas domestik (rumah tangga). Untuk menjamin limbah tersebut tidak mencemari lingkungan, sistem pengolahan limbah cair dirancang dengan mengadopsi teknologi pengolahan biologis. Metode yang digunakan adalah *activated sludge*, yaitu proses biologis aerobik yang memanfaatkan mikroorganisme untuk menurunkan kadar Biochemical Oxygen Demand (BOD) dari air limbah yang dihasilkan. Sebagian dari limbah ini juga akan melalui tahapan pengolahan awal di unit *water treatment* sebelum dialirkan ke sistem pengolahan lanjutan.

Adapun lokasi pemantauan limbah cair meliputi beberapa titik strategis, yaitu bak netralisasi, saluran drainase, *outfall* internal, dan *outfall* eksternal. Pemantauan kualitas limbah dilakukan menggunakan alat *water sampler*, kemudian parameter-parameter kualitas air seperti BOD, COD, pH, dan total suspended solids (TSS) akan dianalisis lebih lanjut di laboratorium sebagai bagian dari upaya pemenuhan standar lingkungan yang berlaku sesuai pada (Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan No. P.68/MENLHK/Setjen/KUM.1/8/2016 tentang Baku Mutu Air Limbah).

4.7.2 Unit Pengolahan Limbah Gas

Penanganan emisi gas buang dari unit proses dalam pabrik Asam Akrilat harus dilakukan secara khusus, terutama untuk gas-gas yang bersifat mudah terbakar (*flammable*), karena berpotensi menimbulkan bahaya seperti kebakaran atau ledakan. Untuk mengatasi hal tersebut, sistem pengolahan limbah gas dirancang menggunakan metode *gas scrubbing* sebelum gas dibuang ke atmosfer melalui *stack*. Secara spesifik,

aliran gas sisa dari unit Absorber (AB-01) terlebih dahulu diarahkan ke unit *venturi scrubber*, di mana gas tersebut disemprot (*dispray*) menggunakan air. Proses ini bertujuan untuk menangkap dan melarutkan komponen gas berbahaya ke dalam air, sehingga mencegah pelepasan langsung ke lingkungan.

Air yang telah terkontaminasi oleh komponen gas akan dikumpulkan dan dialirkan menuju sistem pengolahan limbah cair untuk diproses lebih lanjut. Sementara itu, bagian gas yang tidak terserap pada tahap awal akan diteruskan ke *stack* (cerobong) yang telah dilengkapi dengan *packing material*. Di dalam *stack*, gas kembali mengalami proses penyemprotan air (*water spray*) guna menurunkan konsentrasi sisa gas berbahaya sebelum akhirnya dilepaskan ke atmosfer. Metode ini mengacu pada prinsip pengendalian pencemaran udara sebagaimana tercantum dalam Peraturan Menteri Lingkungan Hidup No. 13 Tahun 1995 tentang Baku Mutu Emisi Sumber Tidak Bergerak.

4.7.3 Unit Pengolahan Limbah Padat

Sumber limbah padat dalam pabrik Asam Akrilat berasal dari dua kategori utama, yaitu dari unit proses produksi dan aktivitas domestik karyawan. Limbah padat dari proses produksi dihasilkan oleh unit reaktor R-01 dan R-02, berupa katalis bekas pakai. Limbah tersebut tergolong limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) dan ditangani oleh pihak ketiga, yaitu PT. Pasadena Metric Indonesia, yang memiliki izin resmi untuk melakukan pengelolaan limbah B3 sesuai ketentuan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 101 Tahun 2014 tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun.

Sementara itu, limbah padat domestik dari aktivitas rumah tangga seperti sampah karyawan akan dikumpulkan terlebih dahulu di Tempat Pembuangan Sementara (TPS) yang tersedia di area pengolahan limbah dalam kompleks pabrik. Tersedia tiga TPS yang difungsikan sebagai tempat penampungan awal. Setelah terkumpul dalam jumlah tertentu,

limbah domestik ini kemudian dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA) resmi yang berada di wilayah terdekat dari lokasi pabrik.

4.7.4 Unit Pengolahan Limbah B3

Menurut Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup, Bahan Berbahaya dan Beracun (B3) didefinisikan sebagai zat, energi, atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, dan/atau jumlahnya berpotensi mencemari serta merusak lingkungan hidup, baik secara langsung maupun tidak langsung. Zat-zat ini juga dapat membahayakan kesehatan manusia serta keberlangsungan makhluk hidup lainnya.

Dalam konteks operasional pabrik Asam Akrilat, limbah cair yang dihasilkan dari laboratorium dan proses produksi memiliki kandungan bahan kimia yang bersifat toksik, infeksius, serta korosif. Karena karakteristik tersebut, limbah tersebut diklasifikasikan sebagai limbah B3 dan perlu ditangani secara khusus, salah satunya melalui proses pemisahan kimia. Di samping itu, katalis bekas yang telah melewati masa pakainya juga termasuk ke dalam kategori limbah B3 karena sifatnya yang berbahaya.

Sebagai acuan pengelolaan limbah, baku mutu air limbah B3 diatur dalam Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2014 tentang Baku Mutu Air Limbah, yang nilai-nilainya dapat dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Baku Mutu Air Limbah B3

Parameter	Konsentrasi Maksimal	
	Nilai	Satuan
pH	6-9	mg/L
Besi terlarut (Fe)	5	mg/L
Mangan terlarut (mn)	2	mg/L
Barium (Ba)	2	mg/L

Parameter	Konsentrasi Maksimal	
	Nilai	Satuan
Tembaga (Cu)	2	mg/L
Seng (Zn)	5	mg/L
Krom valensi enam	0,1	mg/L
Krom total (Cr)	0,5	mg/L
Kadmium (Cd)	0,05	mg/L
Merkuri (Hg)	0,002	mg/L
Timbal (Pb)	0,1	mg/L
Stanum (Sn)	2	mg/L
Arsen (As)	0,1	mg/L
Selenium (Se)	0,05	mg/L
Nikel (Ni)	0,2	mg/L
Kobalt (Co)	0,4	mg/L
Sianida (CN)	0,05	mg/L
Sulfida	0,05	mg/L
Fluorida (F-)	2	mg/L
Klorin bebas (Cl ₂)	1	mg/L
Amonia bebas (NH ₃ -)	1	mg/L
Nitrat (NO ₃ -N)	20	mg/L
Nitrit (NO ₂ -N)	1	mg/L
Senyawa aktif biru	5	mg/L
Fenol	0,5	mg/L
AOX	0,5	mg/L
PCBs	0,05	mg/L
PCDFs	10	mg/L
PCDDs	10	mg/L

4.8 Unit Pemeliharaan (*Maintenance*)

Agar kestabilan operasional mesin serta peralatan pada seluruh unit termasuk sistem perpipaan dan pompa dapat terjaga dengan baik, dibutuhkan keberadaan unit pemeliharaan (*maintenance unit*) yang bertugas memberikan layanan inspeksi, perawatan, serta perbaikan rutin maupun berkala terhadap fasilitas industri. Keberadaan unit ini penting dalam mendukung kelangsungan produksi dan mencegah downtime akibat kerusakan peralatan (Mobley, 2002).

Secara umum, kegiatan pemeliharaan dapat dikelompokkan ke dalam tiga jenis utama, yaitu:

- a. Preventive maintenance, mencakup pemeriksaan berkala, pengecekan sistematis, dan pembersihan peralatan guna mencegah kerusakan sejak dini;
- b. Corrective maintenance, yaitu tindakan perbaikan atau penggantian komponen saat ditemukan kerusakan, termasuk penggantian suku cadang dan modifikasi alat;
- c. Overhaul atau rehabilitative maintenance, meliputi penggantian komponen besar, peningkatan efisiensi sistem, serta perencanaan untuk pembaruan alat proses (Smith & Hinchcliffe, 2004).

Di pabrik ini, unit pemeliharaan dibagi menjadi tiga subunit berdasarkan spesialisasi teknis, yaitu:

1. Pemeliharaan Mekanik, yang menangani peralatan proses, pompa, dan sistem perpipaan;
2. Pemeliharaan Listrik, bertanggung jawab atas sistem kelistrikan termasuk deteksi dan perbaikan gangguan aliran listrik;
3. Pemeliharaan Instrumentasi, menangani sistem kontrol dan pengukuran otomatis untuk memastikan akurasi proses industri.

Adapun pemeliharaan menyeluruh (*overhaul*) dilakukan dua tahun sekali, biasanya pada bulan Januari, yang mencakup pembersihan kerak dalam vessel, servis pompa, dan perawatan menyeluruh pada alat penukar panas. Praktik ini sejalan dengan standar pemeliharaan industri sebagaimana dijelaskan dalam *Plant*

Engineer's Handbook (Black, 2001) dan pedoman perawatan mesin dari American Society of Mechanical Engineers (ASME).

4.9 Unit Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian esensial dalam operasional pabrik, karena berperan sebagai pusat analisis untuk memastikan kualitas bahan baku, produk akhir, serta limbah hasil proses industri. Keberadaan laboratorium mendukung penerapan pengendalian mutu (quality control) dan menjamin bahwa semua parameter produksi berada dalam rentang spesifikasi yang telah ditentukan. Selain itu, laboratorium juga memainkan peran penting dalam pemantauan aspek lingkungan, terutama melalui pengujian limbah cair, emisi gas, dan limbah padat yang dihasilkan dari kegiatan produksi (Skoog et al., 2013).

Adapun fungsi utama dari laboratorium di lingkungan industri ini meliputi:

- Pengujian kualitas bahan baku, untuk memastikan kesesuaian dengan spesifikasi teknis sebelum digunakan dalam proses produksi;
- Pengendalian mutu produk akhir, guna menjamin kualitas produk sesuai standar dan dapat diterima di pasar;
- Pemantauan proses produksi, termasuk pengukuran parameter lingkungan untuk mendeteksi potensi pencemaran udara, air, dan limbah padat;
- Analisis kualitas air, seperti air pendingin, air umpan boiler, serta air proses lainnya yang mendukung operasi pabrik.

Peran laboratorium ini sangat penting untuk menjaga efisiensi proses, keamanan lingkungan, dan kepatuhan terhadap regulasi pemerintah, seperti yang tertuang dalam Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2021 tentang Penyelenggaraan Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup.

4.9.1 Program Kerja Laboratorium

Dalam rangka memastikan mutu produk dan efisiensi proses produksi, laboratorium mutu berperan penting dalam melakukan serangkaian pengujian dan pengendalian terhadap bahan baku, produk antara, produk akhir, serta unit utilitas yang mendukung operasi pabrik. Optimalisasi aktivitas laboratorium dilakukan dengan menetapkan parameter-parameter

kunci yang harus diuji secara rutin sesuai standar industri kimia dan peraturan lingkungan yang berlaku (Skoog et al., 2013; ASTM, 2021).

Adapun ruang lingkup pengujian yang dilakukan oleh laboratorium dalam pabrik asam akrilat meliputi:

1. Analisis Bahan Baku

- Propilena: Dilakukan analisa terhadap kadar hidrokarbon (untuk mengetahui kemurnian dan kemungkinan kontaminan), viskositas, dan specific gravity.
- Udara proses: Diuji humiditas dan specific gravity untuk menjamin efisiensi dan kestabilan reaksi oksidasi propilena.

2. Analisis Produk

- Asam akrilat: Diuji tingkat kemurniannya, kadar impuritas seperti asam asetat dan formaldehid, viskositas, serta specific gravity untuk memastikan kesesuaian dengan standar spesifikasi produk.

3. Analisis Unit Utilitas

- Boiler Feed Water (BFW): Parameter yang diuji meliputi *dissolved oxygen* (DO), pH, total hardness, total dissolved solids (TDS), suspended solids, serta kandungan minyak dan bahan organik yang dapat mengganggu kinerja boiler.
- Air hasil proses penjernihan: Diperiksa parameter seperti pH, kandungan silika (SiO_2), kalsium sebagai CaCO_3 , sulfat (SO_4^{2-}), klor (Cl_2), dan zat terlarut lainnya.
- Unit Penukar Ion: Dilakukan analisa terhadap kesadahan sebagai CaCO_3 dan silikat sebagai SiO_2 untuk menjamin efektivitas demineralisasi air.
- Cooling Water: Diuji nilai pH jenuh CaCO_3 dan indeks Langelier untuk mengontrol kecenderungan air dalam membentuk kerak atau bersifat korosif.
- Air Minum: Parameter yang diuji mencakup pH, kandungan sisa klorin (residual chlorine), dan tingkat kekeruhan, sesuai baku mutu air minum (Permenkes No. 492/MENKES/PER/IV/2010).

Aktivitas ini dilakukan secara berkala dengan prosedur standar operasional (SOP) yang telah ditetapkan, dan hasil analisisnya menjadi dasar dalam pengambilan keputusan operasional serta pelaporan kepada instansi terkait. Dapat dilihat pada Tabel 4.8 merupakan tabel perincian program kerja di pabrik asam akrilat.

Tabel 4.8 Parameter Uji Program Laboratorium

Parameter Uji	Tujuan Pengujian	Alat Uji
Analisa Bahan Baku Propylen	- Analisa kemurnian propylene, kadar propylene dan propane - Analisa <i>specific gravity</i>	GC-MS <i>Effusiometer</i>
Analisa Udara	- Analisa humidity dan temperature - Analisa <i>specific gravity</i>	<i>Hygrometer</i> <i>Effusiometer</i>
Analisa Produk Asam Akrilat	- Analisa kemurnian, kadar As. Akrilat, As. Asetat dan air - Analisa <i>specific gravity</i> - Analisa viskositas	GC-MS <i>Effusiometer</i> Viskosimeter
Analisa Air Sanitasi	- Analisa kekeruhan air - Analisa pH - Analisa kadar TDS (Total Dissolved Solid) - Analisa kandungan logam pada air	<i>Turbidity meter</i> pH meter TDS meter AAS

Parameter Uji	Tujuan Pengujian	Alat Uji
Analisa BFW (<i>Boiler feed water</i>) dan CW (<i>Cooling Water</i>)	• Analisa dissolved oxygen (oksigen terlarut dalam air)	DO Meter
	• Analisa kadar BOD (Biological Oxygen Demand)	BOD Meter
	• Analisa kadar TDS (Total Dissolved Solid)	
	• Analisa pH	TDS Meter pH Meter
	• Analisa kesadahan air	
	• Analisa kandungan logam pada air	<i>Water Hardness Testes</i> AAS
	• Analisa <i>specific gravity</i>	

4.9.2 Laboratorium Fisik

Laboratorium dalam pabrik kimia memiliki peran vital dalam menjamin mutu proses dan produk. Salah satu tanggung jawab utamanya adalah melakukan pemeriksaan dan pengujian terhadap seluruh aliran (stream) yang berasal dari unit proses, mulai dari bahan baku, produk antara, hingga produk akhir dan produk samping. Berdasarkan hasil pengujian tersebut, laboratorium akan mengeluarkan Certificate of Quality (COQ) yang mencantumkan hasil analisa serta kesesuaian dengan spesifikasi teknis yang telah ditetapkan.

Pengujian yang dilakukan mencakup analisa sifat fisik dan kimia dari berbagai sampel, antara lain:

1. Specific gravity: Mengindikasikan densitas relatif terhadap air, penting untuk kontrol kualitas dan perhitungan neraca massa.
2. Viskositas kinematik: Menentukan kemampuan fluida untuk mengalir, yang berpengaruh terhadap transportasi dan pencampuran dalam proses.
3. Kadar air: Diperlukan untuk mengetahui tingkat kemurnian dan stabilitas produk kimia.

Pemeriksaan ini tidak hanya bertujuan untuk menjamin kesesuaian spesifikasi, tetapi juga untuk memastikan kestabilan operasi dan mencegah terjadinya kontaminasi antar produk. Selain itu, laboratorium juga mendukung kegiatan optimasi proses, troubleshooting operasional, dan pemantauan lingkungan.

4.9.3 Laboratorium Analitik

Laboratorium bertugas menganalisis sifat kimia bahan baku, bahan penunjang, produk antara, dan produk akhir. Analisa meliputi kandungan air, kadar impuritas, zat aditif, serta parameter seperti viskositas dan specific gravity. Hasil analisa digunakan untuk memastikan mutu bahan dan produk sesuai spesifikasi serta mendukung kendali proses dan lingkungan (Skoog et al., 2013; Perry & Green, 2008).

4.9.4 Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Laboratorium ini juga berperan dalam kegiatan penelitian dan pengembangan (R&D) yang bersifat non-rutin, dengan fokus pada peningkatan kualitas material, efisiensi proses, serta pemantauan dan evaluasi kondisi lingkungan secara berkala (Skoog et al., 2013; Perry & Green, 2008).

4.9.5 Metode Analisa

Analisis laboratorium dilakukan berdasarkan standar acuan seperti ASTM, SII, DIN, dan JIS, dengan instruksi kerja tersusun secara sistematis.

Alat Analisis Utama:

- AAS: Analisa logam seperti Fe, Si, Cu, dan SiO₂.
- GC-MS: Identifikasi komponen bahan baku gas dan produk cair.
- Effusiometer & Hydrometer: Mengukur specific gravity gas dan cairan.
- Hygrometer: Ukur kelembapan dan suhu gas.
- Viscosimeter: Ukur viskositas cairan.
- pH-meter: Ukur tingkat keasaman/kebasaan.
- Turbidity meter: Ukur tingkat kekeruhan air.
- DO & BOD meter: Ukur oksigen terlarut dan kebutuhan oksigen biologis.

- Water Hardness Tester & TDS meter: Analisa kesadahan dan total padatan terlarut.

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan domestik dan laboratorium, dan harus memenuhi kriteria berikut:

- Fisik: Suhu normal, jernih, tidak berbau atau berasa.
- Kimia: Bebas zat organik/anorganik beracun.
- Bakteriologis: Bebas bakteri patogen (misalnya *E. coli*, *Salmonella*, *Pseudomonas*).

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

Manajemen perusahaan adalah salah satu prioritas utama dalam pendirian suatu perusahaan. Unsur-unsur dalam manajemen perusahaan tersebut tidak dapat dipisahkan dalam upaya mencapai tujuan perusahaan.

5.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Asam Akrilat direncanakan memiliki:

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri Asam Akrilat
- Status Perusahaan : Anak Perusahaan PT Chandra Asri Petrochemical Tbk
- Lokasi Perusahaan : Kawasan Industri Cilegon, Indonesia

Pabrik asam akrilat ini merupakan anak perusahaan PT Chandra Asri Petrochemical yang memiliki kantor pusat berlokasi di Kawasan Industri Krakatau (KIEC), Cilegon, yaitu kawasan yang juga menjadi lokasi kantor pusat PT Chandra Asri Petrochemical Tbk, sehingga memudahkan sinergi dalam rantai pasok, koordinasi operasional, dan efisiensi logistik. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

- a. Memiliki badan hukum yang jelas dan diakui negara.
- b. Memungkinkan pengumpulan modal dari berbagai pihak melalui saham.
- c. Tanggung jawab terbatas pada modal yang disetor, sehingga risiko pribadi pemilik lebih rendah.
- d. Lebih dipercaya oleh mitra bisnis dan lembaga keuangan.
- e. Cocok untuk industri skala besar dengan potensi ekspansi ke pasar global (Siregar, 2019).

5.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan yang dapat mempengaruhi kelancaran komunikasi serta kinerja pekerja dan perusahaan. Bahwa dalam menentukan sistem organisasi perusahaan perlu diperhatikan beberapa hal sebagai dasar pemilihan antara lain:

- a. Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Pembagian tugas kerja dengan jelas
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e. Sistem kontrol pekerjaan
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan dasar-dasar diatas, maka dipilih sistem organisasi *Line and Staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, yang mana seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja (Hasibuan, 2016). Hal yang bersangkutan dengan pemilihan keputusan dalam perusahaan diputuskan oleh pimpinan dan staf yang tergabung dalam suatu dewan. Pembentukan staf ahli dimaksudkan untuk mempermudah dalam mencapai kelancaran produksi. Staf ahli merupakan orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada Dewan Direksi demi tercapainya kelancaran produksi.

Ada dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem *Line and Staff* ini, yaitu:

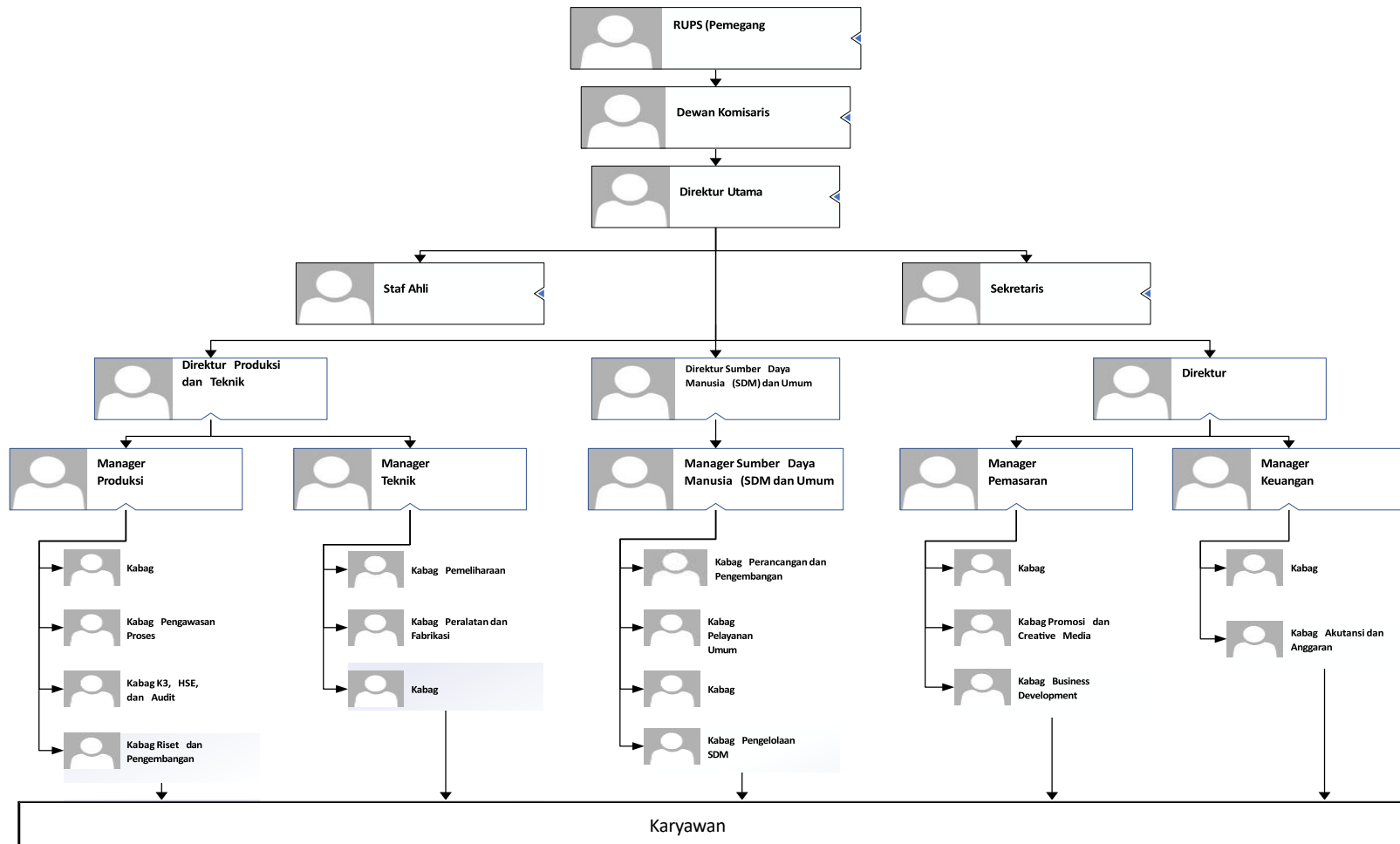
1. Sebagai *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff* yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Karyawan dibagi dalam dua penjadwalan kerja yaitu karyawan *daily* dan karyawan *shift*. Karyawan *shift* merupakan karyawan yang bekerja dengan sistem *shifting* dan dibagi dalam beberapa kelompok regu (Siregar, 2019).

Perusahaan ini dirancang dengan bentuk perseroan terbatas yang dipimpin oleh pemegang saham yang diwakili oleh dewan komisaris. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum, serta Direktur Komersial. Direktur membawahi Manajer yang memimpin unit kerja kompartemen yang akan bertanggung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Manajer memimpin unit kerja

departemen, masing - masing manajer akan membawahi beberapa *superintendent* yang memimpin unit kerja Bagian. Unit kerja bagian terdiri dari beberapa unit kerja Seksi yang dipimpin oleh *Supervisor*. Struktur organisasi lebih jelas dapat diamati pada Gambar 5.1.

Struktur organisasi pabrik asam akrilat adalah sebagai berikut:



Gambar 5.1 Struktur Organisasi

5.3 Tugas dan Wewenang

A. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sekumpulan 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 pada UU no 40 tahun 2007, pemegang saham berwenang pada RUPS memiliki wewenang sebagai berikut:

- 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.

B. Dewan Komisaris

Merupakan pelaksana tugas keseharian pemilik saham perusahaan. Sistemnya dipimpin oleh komisaris utama. Berdasarkan Peraturan OJK No. 57 Tahun 2017 Pasal 18, jumlah anggota dewan komisaris tidak melebihi jumlah anggota dewan direksi. Namun, dalam Pasal 19 menyebutkan bahwa perusahaan wajib memiliki 1 orang komisaris independent. Sehingga, dewan komisaris berjumlah 2 orang. Dewan komisaris memiliki tugas dan wewenang sebagai berikut:

- a. Wajib dengan itikad baik, kehati-hatian, dan bertanggung jawab dalam menjalankan tugas pengawasan dan pemberian nasihat kepada Dewan Direksi serta memberikan laporan tentang tugas pengawasan yang telah dilakukan selama 1 tahun buku yang lampau kepada RUPS.
- b. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.

- c. Ikut bertanggung jawab secara pribadi atas kerugian perseroan apabila yang bersangkutan bersalah atau lalai menjalankan tugasnya.
- d. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

C. Dewan Direksi

Dewan direksi merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Dewan Direksi melakukan pengurusan terhadap harta kekayaan perseroan dan manajemen perusahaan. Dewan direksi terdiri dari Presiden Direktur, Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum, serta Direktur Komersial. Presiden Direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan Perusahaan.

1. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan ini dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap perusahaan kepada dewan komisaris. Tugas dan wewenang Presiden Direktur antara lain:

4. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada masa akhir jabatannya.
5. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen
6. Mengangkat dan memberhentikan direktur dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
7. Mengkoordinasikan tugas kerja dengan Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum, serta Direktur Komersial.
8. Mengawasi proses keberjalanan bisnis dan melakukan evaluasi keberjalanannya

2. Direktur Produksi dan Teknik

Tugas dari Direktur Produksi dan Teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Presiden Direktur di bidang produksi dan teknik.

- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan unit kerja Kompartemen Produksi dan Kompartemen Teknik.
- Melakukan pengawasan terhadap proses produksi supaya kualitas, kuantitas, dan waktu sesuai dengan rencana.
- Menjamin dan menyelenggarakan kesehatan dan keselamatan kerja dilingkungan perusahaan
- Melakukan penelitian dan pengembangan produk serta proses produksi.

3. Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum:

Tugas dari Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Presiden Direktur dibidang SDM (sumber daya manusia) dan pelayanan umum.
- Bertanggung jawab atas *recruitment* dan seleksi, mendesain dan menganalisis pekerjaan, serta orientasi dan penempatan karyawan.
- Mengawasi penghitungan kompensasi karyawan, tunjangan, kepegawaian, tindakan afirmatif, hubungan karyawan, kesehatan, keselamatan, dan fungsi pelatihan serta pengembangan karyawan.
- Mengembangkan strategi perencanaan SDM jangka pendek dan panjang.

4. Direktur Komersial

Tugas dari Direktur Komersial antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Presiden Direktur di bidang pemasaran dan pengadaan, pengembangan bisnis, keuangan dan akuntansi.
- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan Kompartemen Keuangan dan Kompartemen Pemasaran.
- Menyusun, mengatur, menganalisis, mengimplementasi dan mengevaluasi manajemen pemasaran, penjualan dan promosi secara bertanggungjawab bagi perkembangan dan kemajuan perusahaan. Menciptakan, menumbuhkan, dan memelihara kerja sama yang baik dengan konsumen.
- Merencanakan dan mengkoordinasikan penyusunan anggaran perusahaan, serta mengontrol penggunaan anggaran tersebut untuk memastikan penggunaan dana secara efektif dan efisien dalam menunjang kegiatan

operasional perusahaan.

- Merencanakan, mengkoordinasi, dan mengontrol arus kas perusahaan (*cash flow*), terutama pengelolaan utang piutang.

D. Sekretaris

Secara umum fungsi sekretaris adalah sebagai pejabat penghubung dalam komunikasi dengan stake holder untuk meningkatkan loyalitas para stake holder. Selain itu, menyusun laporan manajemen serta kegiatan yang berhubungan dengan kesekretariatan, penanganan hukum, dan sistem manajemen informasi perusahaan. Berikut ini tugas pokok dari sekretaris (Kementerian Sekretariat Negara RI, 2019):

- Memberi masukan dari aspek hukum kepada direktur berkaitan dengan operasionalisasi dan pengembangan usaha perusahaan.
- Mengkoordinasikan perizinan berkaitan dengan perusahaan.
- Mengkoordinasikan bahan laporan untuk rapat komisaris dan RUPS (Rapat Umum Pemegang Saham).
- Melaksanakan kegiatan kesekretariatan perusahaan

E. Staf Ahli

Staf ahli merupakan staf khusus yang berada dibawah pertanggungjawaban direktur secara langsung yang bertugas untuk memberi saran atau rekomendasi terhadap keberlangsungan usaha perusahaan. Staff ahli berasal dari bidang teknik sehingga paham tentang usaha industri kimia (Dessler, 2020).

F. Manajer

Manajer mempunyai semua tanggung jawab kepada seluruh fungsional di suatu organisasi atau perusahaan. Manajer memimpin unit kerja Kompartemen. Manajer bertugas untuk mengkoordinasikan Kepala Bagian dibawahnya yang memimpin beberapa unit kerja Departemen. Manajer bertugas untuk mengambil tanggung jawab dan sebuah keputusan atas tercapainya sebuah tujuan perusahaan serta sebagai fungsi inti dalam perusahaan dan pengendali seluruh tugas. Pada pabrik ini memiliki Manajer sebagai berikut (Robbins & Coulter, 2018).

1. Manajer Produksi
2. Manajer Teknik Manajer Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum
3. Manajer Pemasaran
4. Manajer Keuangan

G. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan tugasnya dan bertanggung jawab kepada Manajer yang menangani bagian tersebut. Kepala bagian merupakan orang yang bertanggung jawab penuh pada unit kerja Departemen. Pada pabrik ini memiliki Kepala bagian sebagai berikut.

1. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Produksi dibawah naungan unit kerja Kompartemen Produksi. Departemen Produksi memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Material
- b. Kepala Seksi Utilitas
- c. Kepala Seksi *Packing* dan Pergudangan

2. Kepala Bagian Pengawasan Proses

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Pengawasan Proses dibawah naungan unit kerja Kompartemen Produksi. Departemen Pengawasan Proses memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Proses Pabrik
- b. Kepala Seksi Laboratorium dan Kalibrasi

3. Kepala Bagian K3, HSE, dan Inspeksi

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen K3, HSE, dan Inspeksi dibawah naungan unit kerja Kompartemen Produksi. Departemen K3, HSE, dan Inspeksi memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi K3 (Kesehatan & Keselamatan Kerja)
- b. Kepala Seksi HSE (*Health Safety Environment*)
- c. Kepala Seksi *Rescue* & Pemadam Kebakaran

d. Kepala Seksi Audit

4. Kepala Bagian Riset dan Pengembangan

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Riset dan Pengembangan dibawah naungan unit kerja Kompartemen Produksi. Departemen Riset dan Pengembangan memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Riset
- b. Kepala Seksi *Product Development*
- c. Kepala Seksi Pengembangan Proses

5. Kepala Bagian Pemeliharaan

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Pemeliharaan dibawah naungan unit kerja Kompartemen Teknik. Departemen Pemeliharaan memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Pemeliharaan Mekanik dan *Instrument*
- b. Kepala Seksi Pemeliharaan Listrik

6. Kepala Bagian Peralatan dan Fabrikasi

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Peralatan dan Fabrikasi dibawah naungan unit kerja Kompartemen Teknik. Departemen Peralatan dan Fabrikasi memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Fabrikasi
- b. Kepala Seksi Alat-alat Berat
- c. Kepala Seksi *Workshop*

7. Kepala Bagian Teknologi

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Teknologi dibawah naungan unit kerja Kompartemen Teknik. Departemen Teknologi memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Pengembangan Sistem
- b. Kepala Seksi Infrastruktur

8. Kepala Bagian Perencanaan dan Pengembangan SDM

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Perencanaan dan Pengembangan SDM dibawah naungan unit kerja Kompartemen SDM. Departemen Perencanaan dan Pengembangan SDM memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Pengembangan Organisasi & SDM
- b. Kepala Seksi Pelatihan & *Assesment*

9. Kepala Bagian Pelayanan Umum

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Pelayanan Umum dibawah naungan unit kerja Kompartemen SDM. Departemen Pelayanan Umum memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Pemeliharaan Kebersihan Lingkungan
- b. Kepala Seksi Pengamanan

10. Kepala Bagian Kesehatan

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Kesehatan dibawah naungan unit kerja Kompartemen SDM. Departemen Kesehatan memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Pelayanan Keperawatan
- b. Kepala Seksi Penunjang Medis & Non Medis

11. Kepala Bagian Pengelolaan SDM

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Pengelolaan SDM dibawah naungan unit kerja Kompartemen SDM. Departemen Pengelolaan SDM memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

- a. Kepala Seksi Kesejahteraan & Fasilitas
- b. Kepala Seksi Penggajian Karyawan

12. Kepala Bagian Promosi dan Creative Media

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Promosi dan *Creative Media* dibawah naungan unit kerja Kompartemen Pemasaran. Departemen Promosi dan *Creative Media* memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

a. Kepala Seksi *Creative Media* dan Informasi

b. Kepala Seksi Promosi dan *Branding*

13. Kepala Bagian Penjualan

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Penjualan dibawah naungan unit kerja Kompartemen Pemasaran. Departemen Penjualan memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

a. Kepala Seksi Penjualan Korporasi

b. Kepala Seksi Penjualan Retail

c. Kepala Seksi Distribusi Produk

14. Kepala Bagian Business Development

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen *Business Development* dibawah naungan unit kerja Kompartemen Pemasaran. Departemen *Business Development* memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

a. Kepala Seksi Ekspansi Bisnis

b. Kepala Seksi Business Partnership

c. Kepala Seksi Pengembangan Pasar

15. Kepala Bagian Keuangan

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Keuangan dibawah naungan unit kerja Kompartemen Keuangan. Departemen Keuangan memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin oleh:

a. Kepala Seksi Pendanaan dan Analisa Pasar

b. Kepala Seksi Perbendaharaan dan Asuransi

c. Kepala Seksi Pajak dan Penagihan

d. Kepala Seksi Pengadaan Suku Cadang

16. Kepala Bagian Akuntansi dan Anggaran

Merupakan pimpinan pada unit kerja Departemen Akuntansi dan Anggaran dibawah naungan unit kerja Kompartemen Keuangan. Departemen Akuntansi dan Anggaran memiliki beberapa unit kerja bagian yang dipimpin

oleh:

- a. Kepala Seksi Penyusunan Anggaran
- b. Kepala Seksi Akuntansi Manajemen
- c. Kepala Seksi Akuntansi Finansial
- d. Kepala Seksi Realisasi & Pengendalian Anggaran

H. Kepala Seksi

Kepala seksi (*supervisor*) merupakan orang yang memimpin suatu unit kerja seksi. *Supervisor* bertanggung jawab dalam memastikan semua pekerjaan dilaksanakan dengan baik sehingga semua tahapan proses berjalan lancar. *Supervisor* bertugas mengontrol dan mengevaluasi kinerja karyawan dibawahnya. *Supervisor* memiliki fungsi *planning*, *organizing*, *stafing*, *directing*, dan *controlling* suatu pekerjaan pada karyawannya.

5.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari per tahun dengan waktu kerja 24 jam per hari. Sisa hari yang tidak digunakan untuk produksi dimanfaatkan untuk perawatan, perbaikan, dan turn around. Sistem kerja dibagi menjadi dua golongan, yaitu karyawan shift dan karyawan non-shift. Berdasarkan *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 6 Tahun 2023* tentang Ketenagakerjaan, jam kerja yang diperbolehkan bagi tenaga kerja adalah 40 jam per minggu (*Undang-Undang Republik Indonesia, 2023*).

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non shift* adalah direktur, manajer, staf ahli sekretaris perusahaan, *superintendent*, *supervisor*, serta bagian administrasi. Rincian jadwal kerja karyawan *non shift* adalah sebagai berikut:

- Senin – Kamis : 07.00 – 16.00 (Istirahat: 12.00 – 13.00)
- Jumat : 07.00 – 16.30 (Istirahat : 11.30 – 13.00)

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang menangani proses produksi secara langsung dan bagian yang berhubungan dengan keamanan pabrik. Yang

termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, karyawan bagian produksi, dan bagian keamanan. Pembagian *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5.1 Pembagian *Shift* Karyawan

Shift	Karyawan Operasi	Karyawan Keamanan
Pagi	Jam 07.00 – 15.00	Jam 06.00 – 14.00
Sore	Jam 15.00 – 23.00	Jam 14.00 – 22.00
Malam	Jam 23.00 – 07.00	Jam 22.00 – 06.00

Karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dan diberlakukan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 5 hari kerja 1 hari libur pada *shift* pagi dan siang dan 5 hari kerja 3 hari libur pada *shift* malam. Untuk jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada Tabel 5.2.

Tabel 5.2 Jadwal Kerja untuk Setiap Regu

Regu/Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Regu 1	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S	S	S	L	M	M
Regu 2	P	L	S	S	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L
Regu 3	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L	L	P	P	P	P
Regu 4	M	M	M	L	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S

Regu/Hari	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Regu 1	M	M	M	L	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S
Regu 2	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S	S	S	L	M	M
Regu 3	P	L	S	S	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L

Keterangan :

M : *Shift* malam

S : *Shift* sore

P : *Shift* pagi

L : Libur

5.5 Status Karyawan dan Sistem Upah

Kebutuhan dan sistem gaji karyawan di pabrik ini ditentukan berdasarkan status, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian karyawan. Mengacu pada ketentuan

Undang-Undang Nomor 6 Tahun 2023 tentang Ketenagakerjaan dan peraturan turunannya, pembagian kelompok karyawan dilakukan sebagai berikut (Undang-Undang Republik Indonesia, 2023):

1. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK, dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk pekerjaannya.

Disamping gaji rutin, setiap karyawan memperoleh bonus keuntungan tahunan yang biasanya tergantung laju produksinya. Bagi karyawan yang lembur diberikan upah tambahan dengan perhitungan sebagai berikut:

1. Untuk hari biasa, lembur 1 jam pertama sebesar 1,5 kali upah/jam.
2. Untuk hari minggu dan hari libur besarnya 2 kali upah/jam.
3. Bagi karyawan yang dipanggil untuk bekerja di pabrik di luar jam kerja akan diberikan tambahan upah.

5.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

5.6.1 Penggolongan Jabatan

Pembagian jabatan harus berdasarkan dengan pendidikan tenaga kerja. Pada Tabel 5.3.dapat dilihat pembagian jabatan berdasarkan pendidikan.

Tabel 5.3 Jabatan dan Pendidikan

No.	Jabatan	Prasyarat
1	Dewan Komisaris	Magister Manajemen/Ekonomi Sarjana Umum
2	Direktur Utama	Magister Teknik Sarjana Teknik Kimia/Manajemen Indus

No.	Jabatan	Prasyarat
3	Direktur Produksi dan Teknik	Magister Teknik Sarjana Teknik Kimia/Elektro/Mesin/Industri
No.	Jabatan	Prasyarat
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	Magister Umum Sarjana Manajemen/Psikologi
5	Direktur Komersial	Magister Umum Sarjana Ilmu Pengembangan Bisnis/Ekonomi
6	Sekretaris	Magister Umum Sarjana Umum
7	Staf Ahli	Sarjana Teknik Kimia/Manajemen Industri
9	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
10	Manajer Teknik	Sarjana Teknik
11	Manajer Sumber Daya Manusia dan Umum	Sarjana Manajemen/Psikologi
12	Manajer Pemasaran	Sarjana Ilmu Pengembangan Bisnis/Ilmu Bisnis/Ilmu Komunikasi/Ilmu Ekonomi
13	Manajer Keuangan	Sarjana Ilmu Ekonomi/Ilmu Bisnis/Ilmu Manajemen
14	Kepala Bagian	Sarjana (S-1)
16	Kepala Seksi (<i>Supervisor</i>)	Sarjana (S-1)
17	Ketua Regu	D3
18	Karyawan	SMA/SMK/D3

5.6.2 Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan pabrik harus diperhatikan dengan benar dan harus sesuai dengan kebutuhan. Pada Tabel 5.4 dapat dilihat rincian jumlah karyawan

proses produksi, Tabel 5.5 menunjukkan rincian jumlah karyawan utilitas, Tabel 5.6 menunjukkan rincian jumlah karyawan dan gaji karyawan sesuai jabatan.

Tabel 5.4 Rincian Jumlah Karyawan Proses Produksi

No	Nama Alat	Jumlah Operator/ Alat alat/shift*		Orang/ shift
1	Tangki penyimpanan	1	0,2	
2	Pompa	4	0,2	
3	Kompresor	1	0,2	
4	Expander	1	0,2	
5	Furnance	1	0,5	
6	Blower	1	0,2	
7	Reaktor <i>fixbed multitube</i>	2	0,5	1
8	Menara absorpsi (<i>packed tower</i>)	1	0,5	
9	Menara distilasi (<i>tray tower</i>)	1	0,5	
10	Condensor	1	0,2	
11	<i>Reboiler</i>	1	0,2	
12	<i>Heat exchanger</i>	1	0,2	
13	<i>Cooler</i>	3	0,2	
14	<i>Theree way valve</i>	2	0,2	
15	Pengendalian Proses (CCR Operator)	1	3	
Total karyawan proses produksi				8,5

Jumlah Karyawan Tiap *Shift* = 8,5 $\approx$ 9

Jumlah karyawan proses produksi = *Jumlah regu* $\times$ *jumlah karyawan tiap shift*
= 4 x 9
= 36 Orang

Tabel 5.5 Rincian Jumlah Karyawan Utilitas

No.	Nama Unit	Jumlah Alat	Operator/ Alat/Shift*	Orang /shift
1	Unit Penyediaan Air <i>Wa</i>			
	<i>Demineralizer BFW</i>	1	0,5	0,5
	Air Sanitasi	1	0,1	0,1
	Air Hidran	1	0,5	0,5
		1	0,5	0,5
2	Unit Penyediaan <i>Termal Fluid</i>	1	1	1
3	Unit Penyedia Steam			
	WHB	3	1	3
	Bolier	1	1	1
4	Unit Penyedia Listrik	1	3	3
5	Pengadaan Udara Tekan/Udara Instrumen	1	1	1
6	Unit Penyedia Bahan Baka	1	1	1
Jumlah Karyawamn Tiap Shift				11,6

Jumlah karyawan tiap *shift* = 11,6 ≈ 12

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

= 4 x 12

= 48 orang

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)
1	Komisaris Utama	1	Rp 35.000.000
2	Komisaris Independen	1	Rp 30.000.000
3	Direktur Utama	1	Rp 45.000.000
4	Direktur Bagian	3	Rp 35.000.000
5	Sekretaris	1	Rp 12.000.000
6	Staff Ahli	3	Rp 10.000.000
7	Manajer	5	Rp 25.000.000
8	Kepala Bagian	16	Rp 20.000.000
9	Karyawan Bag Material	3	Rp 6.000.000
10	Karyawan Bag Utilitas	24	Rp 7.000.000
11	Karyawan Bag Packing dan	4	Rp 6.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)
Pergudangan			
12	Karyawan Bag Proses	18	Rp 7.500.000
13	Karyawan Bag Lab dan Kalibrasi	5	Rp 7.500.000
14	Karyawan Bag K3	5	Rp 7.500.000
15	Karyawan Bag HSE	3	Rp 7.500.000
16	Karyawan Bag Rescue dan Pemadar	5	Rp 6.500.000
17	Karyawan Bag Audit	4	Rp 7.500.000
18	Karyawan Bag Riset	7	Rp 7.000.000
19	Karyawan Bag Product Develop	4	Rp 7.500.000
20	Karyawan Bag Pengendalian Proses	4	Rp 7.500.000
21	Karyawan Bag Pemeliharaan Mekan	7	Rp 7.000.000
22	Karyawan Bag Instrumen Listrik	6	Rp 7.000.000
23	Karyawan Bag Workshop	4	Rp 7.500.000
24	Karyawan Bag Alat Berat	6	Rp 7.000.000
25	Karyawan Bag Fabrikasi	3	Rp 7.500.000
26	Karyawan Bag Pengembangan Siste	5	Rp 7.500.000
27	Karyawan Bag Infrastruktur	4	Rp 7.500.000
28	Karyawan Bag Pelatihan dan Assessment	5	Rp 7.000.000
29	Karyawan Bag SDM	3	Rp 6.500.000
30	Karyawan Bag Lingkungan	5	Rp 7.000.000
31	Karyawan Bagian Pengamanan	4	Rp 6.500.000
32	Karyawan Bag Pelayanan	4	Rp 6.000.000
33	Karyawan Bag Keperawatan	3	Rp 6.000.000
34	Karyawan Bag Penunjang Medis da	2	Rp 6.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)
non- Medis			
35	Karyawan Bag Kesejahteraan Fasilitas	2	Rp 6.000.000
36	Karyawan Bag Penggajian	3	Rp 7.000.000
37	Karyawan Bag Creative Media dan Informasi	3	Rp 7.000.000
38	Karyawan Bag Promosi Branding	3	Rp 6.500.000
39	Karyawan Bag Penjualan Korporasi	2	Rp 7.000.000
40	Karyawan Bag Penjualan Retail	4	Rp 7.000.000
41	Karyawan Bag Distribusi Produk	4	Rp 7.000.000
42	Karyawan Bag Ekspansi Bisnis	2	Rp 7.000.000
43	Karyawan Bag Pengembangan Pasar	2	Rp 7.000.000
44	Karyawan Bag Bisnis Partnership	3	Rp 7.000.000
45	Karyawan Bag Pendanaan Analisa Pasar	2	Rp 7.000.000
46	Karyawan Bag Perbendaharaan Asuransi	2	Rp 7.000.000
47	Karyawan Bag Pajak dan Penagihan	3	Rp 7.000.000
48	Karyawan Bag Pengadaan Suku Cadang	2	Rp 7.000.000
49	Karyawan Bag Akuntansi Manajemen	3	Rp 7.000.000
50	Karyawan Bag Akuntansi Finansial	2	Rp 7.000.000
51	Karyawan Bag Penyusunan Anggaran	2	Rp 7.000.000
52	Karyawan Bag Realisasi Anggaran	3	Rp 7.000.000
53	Cleaning Service	10	Rp 5.200.000
54	Satpam	12	Rp 5.200.000
55	Sopir	6	Rp 5.200.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)
	Jumlah Karyawan	253	

5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas penunjang. Fasilitas ini tidak hanya memenuhi ketentuan perundang-undangan ketenagakerjaan, tetapi juga sebagai bentuk komitmen perusahaan dalam mendukung kesejahteraan sumber daya manusia (Undang-Undang Republik Indonesia, 2023).

1. Fasilitas Kesehatan

Perusahaan memberikan fasilitas poliklinik yang terdapat di area perusahaan. Poliklinik ini berfungsi sebagai pertolongan pertama pada karyawan selama jam kerja. Perusahaan juga bekerja sama dengan rumah sakit sebagai rujukan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja maupun non-kecelakaan kerja.

Perusahaan mengatur pembiayaan pengobatan sesuai dengan perundang-undangan ketenagakerjaan dan kebijakan perusahaan.

2. Fasilitas Pendidikan

Perusahaan menyediakan beasiswa bagi anak-anak karyawan yang berprestasi di sekolahnya yang dimasukkan dalam dana CSR. Selain itu perusahaan mengembangkan sumber daya manusia melalui pendidikan, pelatihan, dan pembinaan. Kegiatan ini bertujuan untuk memberikan kesempatan belajar kepada karyawan untuk mengembangkan diri sesuai dengan kemampuan yang dimiliki.

3. Fasilitas Asuransi

Fasilitas asuransi diberikan untuk memberikan jaminan sosial dan memberikan perlindungan kepada karyawan terhadap hal yang tidak diinginkan sesuai dengan kebijakan perundang-undangan ketenagakerjaan.

4. Tunjangan

- a. Tunjangan jabatan diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan yang bersangkutan.

- b. Tunjangan bekerja di luar jam kerja yang didasarkan jumlah jam kerja.
- c. Tunjangan menikah dan memiliki anak
- d. Tunjangan transportasi
- e. Tunjangan hari raya

5. Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil dan sopir untuk kegiatan operasional, serta transportasi bus antar jemput karyawan non *shift* maupun karyawan *shift*.

6. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan yang letaknya dipusatkan di gedung kantor. Fasilitas ini sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan.

7. Fasilitas Beribadah

Perusahaan menyediakan mushola di area perusahaan.

8. Peralatan *Safety*

Perusahaan memberikan peralatan *safety* berupa *safety helmet*, *safety shoes*, masker, *goggles*, *glove* dan alat-alat *safety* lainnya

9. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- c. Cuti hamil diberikan kepada karyawan wanita yang melahirkan serta menyusui selama 90 hari kerja.

5.8 Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Pabrik ini memberikan kebijakan dalam aspek perencanaan, pelaksanaan, pemantauan dan pemeliharaan instalasi peralatan dan keselamatan serta kesehatan kerja karyawan. Aspek ini berada dibawah Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan.

Hal tersebut bertujuan untuk menghindari terjadinya kerugian akibat kecelakaan kerja maupun tidak. Pelaksanaan tugas dalam kesehatan dan keselamatan kerja ini berlandaskan:

a. UU No.1 / 1970

Mengenai keselamatan kerja karyawan, dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.

b. UU No.2 / 1951

Mengenai ganti rugi akibat kecelakaan kerja, dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.

c. PP No. 4/1982

Mengenai ketentuan pokok pengolahan lingkungan hidup, dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup.

d. PP No.29 / 1986

Mengenai ketentuan AMDAL, dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup.

Perusahaan melakukan pendidikan dan pelatihan mengenai kesehatan dan keselamatan kerja kepada karyawan, membuat prosedur kerja, membuat langkah pencegahan kecelakaan serta penanggulangan kecelakaan kerja. Hal tersebut dilaksanakan dalam rangka upaya menerapkan aspek-aspek K3 di lingkungan pabrik dan perusahaan.

5.9 Corporate Social Responsibility (CSR)

Definisi CSR menurut *World Business Council on Sustainable Development* adalah komitmen yang berkelanjutan dari pelaku usaha/kegiatan bisnis (perusahaan) untuk berkontribusi dalam pembangunan dan pengembangan ekonomi dengan meningkatkan kualitas hidup karyawan dan keluarganya, komunitas dan himpunan masyarakat luas.

Program CSR merupakan investasi bagi perusahaan pembangunan yang berkelanjutan. Dalam CSR perusahaan tidak hanya memandang dari aspek ekonomi tetapi juga menimbang dari aspek sosial dan lingkungan perusahaan baik internal maupun eksternal. Program Tanggung Jawab Sosial Perusahaan (CSR) pabrik ini dilaksanakan berdasar pada semangat untuk kemajuan bersama antara perusahaan dan seluruh pemegang kepentingan. CSR diharapkan dapat menciptakan

keseimbangan antara perusahaan, masyarakat dan lingkungan. Melalui CSR, kesejahteraan internal dan eksternal perusahaan menjadi lebih terjamin. Program CSR sudah mulai bermunculan di Indonesia seiring telah disahkannya Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas dan Undang-Undang Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal, adapun isi Undang-Undang tersebut yang berkaitan dengan CSR, yaitu: CSR memberikan manfaat baik bagi masyarakat maupun perusahaan yang menjalankan program CSR. Diantaranya yaitu :

1. Manfaat bagi masyarakat :

- Meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar perusahaan
- Adanya beasiswa untuk anak tidak mampu
- Adanya pembangunan fasilitas yang berguna untuk masyarakat yang berada disekitar perusahaan

2. Manfaat bagi perusahaan :

- Meningkatkan citra perusahaan
- Mengembangkan kerja sama dengan perusahaan lain
- Memperkuat *brand* merk perusahaan dimata masyarakat
- Memberikan inovasi bagi perusahaan

Tanggung jawab sosial perusahaan diwujudkan dalam tiga bentuk :

1. Menjalin kemitraan dengan pemilik kepentingan CSR yaitu karyawan, pemasok, penyalur, pelanggan, pemerintah dan lainnya.
2. Melakukan pembinaan dan perbaikan lingkungan perusahaan dan sekitarnya.
3. Melindungi dan memelihara lingkungan unit-unit usaha perusahaan.

BAB VI

TROUBLESHOOTING

6.1 Troubleshooting pada Unit Transportasi

Unit transportasi yang meliputi pompa dan kompresor berpotensi mengalami berbagai kendala operasional. Pada pompa, hambatan aliran dapat terjadi akibat kerusakan motor atau penyumbatan *impeller*, sementara penurunan kapasitas alir biasanya disebabkan oleh kerusakan komponen internal. Tekanan yang melebihi batas operasional umumnya terkait dengan sumbatan pada jalur pipa, sedangkan kenaikan suhu dapat memicu terbentuknya kavitasi. Di sisi lain, kompresor juga menghadapi permasalahan seperti aliran yang berkurang karena adanya penyumbatan, aliran berlebih yang mempercepat degradasi peralatan, penurunan tekanan akibat kerusakan seal, serta tekanan tinggi yang disebabkan oleh tersumbatnya katup keluaran. Analisa HAZOP Pompa tersaji pada Tabel 6.1 dan Analisa HAZOP Kompresor pada Tabel 6.2 (Karassik et al., 2001).

Tabel 6.1 Analisa HAZOP Pompa

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
1.	Kompresor (C-01)	C-01 berfungsi untuk menaikkan tekanan udara sebelum menuju furnace	<i>Low Flow</i>	Penyumbatan dalam kompresor	Ketersediaan fluida untuk proses terhambat sehingga proses selanjutnya terhambat	<i>Flow Control</i> (FC)	Membersihkan kompresor dan <i>control</i> secara berkala
			<i>High Flow</i>	Kinerja <i>impeller</i> berlebihan	Kompresor cepat rusak dan		

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
					menambah pengeluaran Pabrik		
			<i>Low Pressure</i>	Rusaknya seal Pelindung disekeliling <i>impeller</i> sehingga gas dapat lewat ke bagian belakang <i>impeller</i>	Tidak dicapainya spesifikasi tekanan bahan baku yang menyebabkan kualitas udara turun	<i>Pressure Control (PC)</i>	Melakukan pergantian seal <i>impeller</i> untuk jangka waktu tertentu
			<i>High Pressure</i>	Tersumbatnya valve keluaran kompressor	Dapat menyebabkan kerusakan alat		

Tabel 6.2 Analisa HAZOP Kompresor

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
1.	Pompa Sentrifugal	Untuk Mengalirkan fluida	<i>No Flow</i>	– Kerusakan pada motor atau pompa, tidak ada arus listrik, <i>impeller</i>	Pompa tidak bisa mneyala dan bekerja sesuai fungsi	<i>Flow Control (FC)</i>	- Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa - Melakukan perbaikan pada motor dan pompa, pemeriksaan aliran listrik

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
				tersumbat – Terjadi penumpukan padatan yang terbawa pada fluid di dinding pompa dan pipa pengalir	Proses pemindahan fluida terhambat		secara berkala, pembersihan <i>impeller</i> – Dilakukannya pembersihan pada pompa secara berkala
			<i>Low Flow</i>	- Kegagalan parsial pada pompa - Shaft bengkok - Bearing rusak - Adanya sumbatan pada impeller	Minimnya fluifa yang teralirkan ke proses selanjutnya	<i>Flow Control</i> (FC)	- Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa - Melakukan pergantian pada <i>shaft</i>, memperkuat pipa, pergantian <i>bearing</i>
			<i>High Pressure</i>	Tekanan head terlalu tinggi, terjadi penyumbatan pada pipa pengisapan dan saringan	Tidak ada fluida pada head	<i>Flow Control</i> (FC), <i>Pressure Control</i> (PC)	- Periksa pemasangan pipa pada jalur akhir, lakukan pembersihan pada pipa - Lakukan pembersihan <i>impeller</i>.

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>High Temperature</i>	Perlakuan bahan dengan suhu tinggi	Terjadinya kavitasi	<i>Flow control (FC)</i> <i>Temperature Control (TC)</i>	– Dilakukannya <i>maintenance</i> untuk mengeluarkan gelembung udara pada pompa serta adanya – Penggantian pompa jika sudah tidak bisa digunakan kembali

6.2 Troubleshooting pada Unit Penyimpanan

Permasalahan yang dapat muncul pada unit tangki penyimpanan antara lain terjadinya penyumbatan pada pipa yang menghambat aliran, kelebihan aliran yang mengakibatkan ketidaksesuaian spesifikasi produk, serta fluktuasi tekanan dan suhu, baik terlalu rendah maupun terlalu tinggi. Kondisi tersebut berpotensi menurunkan efisiensi operasi dan menimbulkan risiko kerusakan peralatan. Analisa HAZOP Tangki Penyimpanan ditunjukkan pada Tabel 6.3 (Perry & Green, 2008).

Tabel 6.3 Analisa HAZOP Tangki Penyimpanan

<i>No</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
1.	Tangki Penyimpanan Produk	Berfungsi untuk menyimpan produk asam akrilat pada	<i>No flow</i>	<i>Malfunctioned</i> , serta pipa yang tersumbat karena adanya endapan	Tidak ada produk yang mengalir kedalam tangki	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i>	Pemeriksaan dan pemeliharaan secara berkala pada <i>valve</i> dan pipa

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
		suhu 50°C. dan tekanan 1 atm	<i>High flow</i>	<i>Malfunctioned</i>	Efisiensi rendah	<i>Flow Control</i> (FC) dan <i>Level Control</i> (LC)	Pemeriksaan dan pemeliharaan secara berkala pada <i>valve</i>
			<i>High Flow</i>	<i>Malfunctioned</i> , umpan dalam inlet terlalu banyak	Ketidaksesuaian dengan spesifikasi produk yang ditentukan pabrik	<i>Level Control</i> (LC) dan <i>Flow Control</i> (FC)	Pemasangan <i>Flow Alarm</i> dan monitor umpan dalam <i>inlet</i>
			<i>Low Pressure</i>	Malfunctioned dan tekanan umpan menurun	Efisiensi Rendah	<i>Pressure Control</i> (PC)	Pemasangan <i>pressure alarm</i> , dan <i>maintenance pressure control</i> secara berkala

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
			<i>High Pressure</i>	Malfunctioned dan tekanan umpan meningkat	Dapat menimbulkan kerusakan pada Tangki	<i>Pressure Control (PC)</i>	Pemasangan <i>pressure alarm</i> , dan <i>maintenance pressure control</i> secara berkala
			<i>Low Temperature</i>	Malfunctioned dan suhu umpan menurun	Efisiensi Rendah	<i>Temperature Control</i>	Pemasangan <i>temperature alarm</i> , dan <i>maintenance temperature control</i> secara berkala

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
			High Temperature	Malfunctioned dan suhu umpan menurun	Efisiensi Rendah	Temperature Control	Pemasangan <i>temperature alarm</i> , dan <i>maintenance temperature control</i> secara berkala

6.3 Troubleshooting pada Unit Penukar Panas

Unit penukar panas berpotensi menghadapi berbagai permasalahan operasional. Pada heat exchanger, gangguan yang sering dijumpai meliputi terhentinya aliran akibat penyumbatan, terjadinya fouling pada permukaan yang mengurangi efektivitas perpindahan panas, debit fluida pendingin yang terlalu tinggi sehingga menurunkan suhu, serta peningkatan *pressure drop* yang dipengaruhi oleh konfigurasi *baffle* (Kern, 1950; Holman, 2010). Sementara itu, pada *furnace*, kendala yang kerap muncul adalah kerusakan pada sistem pembakaran yang menyebabkan suhu tidak mencapai kondisi desain, sehingga kinerja reaktor menjadi kurang optimal (Sinnott & Towler, 2020). Analisa HAZOP *Heat Exchanger* tersebut disajikan pada Tabel 6.4 dan Analisa HAZOP *Furnace* pada Tabel 6.5.

Tabel 6.4 Analisa HAZOP *Heat Exchanger*

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1.	<i>Heat Exchanger</i>	Memanaskan fluida sebelum masuk ke dalam reaktor	<i>No Flow</i> dan <i>Low Flow</i>	Penyumbatan pada seluruh pipa	<i>Operation Fail</i>	<i>Flow Control</i> (FC)	Pemasangan <i>control alarm</i> dan <i>maintenance</i> pada HE
			<i>Low temperature</i>	Debit pendingin terlalu besar	Kerusakan pada pipa	<i>Flow control</i> (FC) dan <i>Temperature Control</i> (TC)	Melakukan pemeriksaan pada peralatan secara berkala
			<i>Fouling</i>	Adanya pembentukan endapan yang tidak diinginkan pada permukaan HE yang menghambat perpindahan kalor dan meningkatkan hambatan terhadap aliran fluida	Dapat mempengaruhi keseluruhan proses operasional <i>system</i> , dan menurunkan efisiensi pada alat	<i>Antifouling</i>	Pembersihan secara berkala

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
			<i>Pressure Drop</i>	Jarak antar baffle yang terlalu dekat	Aliran menjadi lambat sehingga perlu tenaga pompa yang besar	<i>Pressure Control (PC)</i>	Mengurangi jumlah passes, memperbesar ukuran pipa, dan memperpendek panjang pipa.

Tabel 6.5 Analisa HAZOP *Furnace*

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1.	Furnace (F- 01)	Furnace (F-01) berfungsi untuk menaikkan suhu <i>feed</i>	<i>Low Temperature</i>	Kerusakan pada alat pembakaran	Reaktor bekerja lebih keras dan reaksi tidak terjadi secara sempurna	<i>Temperature Control (TC)</i>	Melakukan maintenance secara berkala pada burner dan pengecekan bahan bakar

6.4 Troubleshooting pada Unit Reaksi

Unit reaksi berpotensi mengalami sejumlah permasalahan operasional. Gangguan yang dapat muncul antara lain tidak adanya aliran atau rendahnya laju alir akibat penyumbatan maupun kegagalan pada control valve, serta aliran berlebih yang dapat menimbulkan incomplete

reaction hingga flooding. Selain itu, fluktuasi suhu berisiko menurunkan efisiensi proses dan dalam kondisi ekstrem dapat menyebabkan ledakan. Tekanan yang terlalu rendah maupun terlalu tinggi juga berpengaruh negatif, baik terhadap kualitas produk maupun terhadap integritas peralatan (Fogler, 2016; Levenspiel, 1999). Analisa HAZOP Reaktor disajikan pada Tabel 6.6.

Tabel 6.6 Analisa HAZOP Reaktor

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
1.	Reaktor	Untuk Mereaksikan bahan baku	<i>No Flow</i>	– Penyumbatan pada pipa – Kegagalan <i>control valve</i> untuk membuka	– Tidak ada feed yang masuk ke reaktor – Tidak terjadi reaksi pada reaktor	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i>	Melakukan <i>maintenance</i> dan pemeliharaan untuk <i>Flow Control (FC)</i> pada reaktor. Pemeriksaan <i>emergency shutdown system</i>
			<i>Low Flow</i>	– Penyumbatan parsial pada pipa, – Kegagalan dari <i>Control valve</i>	□ Jumlah aliran flow bahan yang tersuplai ke reaktor sedikit	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i> , <i>Pressure Control (PC)</i>	Pasang <i>low level alarm</i> pada reaktor untuk memperingatkan operator.

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>High Flow</i>	Kegagalan dari <i>Control valve</i> , Laju Alir terlalu besar	– Excess feed aliran yang tersupali ke reaktor – Incomplete reaction – Ratio antar bahan tidak sesuai – Flooding di Reaktor – Kemungkinan terjadi back flow	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i> , <i>Pressure Control (PC)</i>	Pemasangan <i>back up pump</i> , Pemasangan <i>High Flow alarm</i>
			<i>High Temperature</i>	Suhu input lebih besar dari desain	Temperature pada Reaktor terlalutinggi dan kemungkinan terjadinya ledakan	<i>Temperature Control (TC)</i> dan <i>Flow Control (FC)</i>	Pasang pengontrol pada <i>instrument</i> penting

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>Low Temperature</i>	Suhu input lebih rendah dari desain	Suhu terlalu rendah menyebabkan efisiensi reaksi berkurang	<i>Temperature Control (TC)</i>	Periksa <i>emergency shutdown system</i>
			<i>High Pressure</i>	Kerusakan pada Reaktor	Tekanan terlalu tinggi, dapat menyebabkan reaktor meledak	<i>Pressure Control (PC)</i>	Memeriksa <i>control valve</i> secara berkala dan memeriksa <i>emergency shutdown system</i>
			<i>Low Pressure</i>	Keseimbangan reaksi yang tidak optimal	Tekanan terlalu rendah, efisiensi produk berkurang	<i>Pressure Control (PC)</i>	Memeriksa <i>control valve</i> secara berkala dan melakukan pemeriksaan proses pada <i>control room</i>

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>High Level</i>	Terjadinya Flooding	Fluida yang masuk terlalu berlebihan	<i>Level Control (LC)</i>	Pemasangan <i>back up pump</i> , Pemasangan <i>High Flow alarm</i>
			<i>Low Level</i>	Dapat mengakibatkan kerusakan pada reaktor	Tersumbatnya pipa pada aliran masuk	<i>Level Control (LC)</i>	Pasang <i>low level alarm</i> pada reaktor untuk memperingatkan operator.

6.5 Troubleshooting pada Unit Pemisah

Unit pemisah yang terdiri dari kolom distilasi dan absorber dapat menghadapi berbagai permasalahan operasional. Pada kolom distilasi, gangguan yang kerap terjadi antara lain terhentinya aliran akibat kegagalan pompa maupun control valve, kelebihan aliran yang memicu flooding, laju alir rendah yang berdampak pada mutu produk, serta ketidakstabilan suhu dan tekanan yang mengurangi efisiensi pemisahan sekaligus berpotensi merusak peralatan (Treybal, 1980; Seader et al., 2011). Sementara itu, pada absorber, permasalahan umum meliputi laju alir gas atau cairan yang tidak sesuai—baik terlalu rendah maupun terlalu tinggi—yang dapat menimbulkan *channeling*, *flooding*, maupun

loading. Selain itu, penyimpangan suhu dan tekanan dari kondisi desain dapat mengurangi efisiensi penyerapan serta meningkatkan risiko kerusakan peralatan (Sinnott & Towler, 2020). Analisa HAZOP Kolom Destoilasi disajikan pada Tabel 6.7 dan Analisa HAZOP Absorber pada Tabel 6.8.

Tabel 6.7 Analisa HAZOP Kolom Destilasi

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
1.	Kolom Destilasi (D-01)	Berfungsi untuk memisahkan sisa reaktan dan produk berdasarkan perbedaan titik didih	<i>No Flow</i>	– Kegagalan pompa – <i>Control valve</i> gagal untuk merespon	Tidak ada <i>feed</i> yang masuk ke D-01	<i>Flow Control</i> (FC) dan <i>Level Control</i> (LC)	
			<i>High Flow</i>	– Overflow di aliran yang dilalui feed masuk menuju ke D-01 – Kegagalan pompa	– Terjadinya <i>flooding</i> – <i>Pressure</i> di D-01 menurun – Kerusakan pada alat	<i>Flow Control</i> (FC), <i>Level Control</i> (LC), <i>Pressure Control</i> (PC)	Pasang alarm untuk suhu dan tekanan tidak sesuai design

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>Low Flow</i>	Kegagalan parsial pada pompa	– <i>Feed</i> ke kolom tidak sesuai design – Meningkatny a tekanan – Produk tidak sesuai dengan spesifikasi	<i>Flow Control (FC), Level Control (LC), Pressure Control (PC)</i>	– Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa yang bertugas mengalirkan <i>feed</i> ke D-01 – Pasang <i>alarm system</i> untuk <i>monitoring level</i>
			<i>High Temperature</i>	Suhu input tidak sesuai dengan desain	– Proses pemisahan berlangsung tidak optimal – Dapat menyebabkan kerusakan alat	<i>Temperature Control (TC)</i>	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan Pemasangan <i>alarm system</i> untuk monitoring temperature

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
					– Produk tidak sesuai dengan spesifikasi		
			<i>Low Temperature</i>	Suhu input tidak sesuai dengan desain	Proses pemisahan berlangsung tidak optimal, sehingga berpengaruh terhadap efisiensi alat dan produk	<i>Temperature Control (TC)</i>	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan periksa <i>emergency shutdown system</i>

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>High Pressure</i>	Tekanan input tidak sesuai dengan desain	– Terjadinya perubahan komposisi yang tidak sesuai dengan spesifikasi – Dapat menyebabkan kerusakan alat	<i>Pressure Control (PC)</i>	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan periksa <i>emergency shutdown system</i>
			<i>Low Pressure</i>	Tekanan input tidak sesuai dengan desain	Terjadinya perubahan komposisi yang tidak sesuai dengan spesifikasi	<i>Pressure Control (PC)</i>	

Tabel 6.8 Analisa HAZOP Absorber

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
1.	Absorber (AB-01)	AB-01 Berfungsi untuk menyerap asam akrilat dengan solvent	<i>Low Flow Liquid</i>	- Pompa tidak berfungsi dengan optimal - Terdapat penyumbat pada pipa	Terjadinya <i>Channeling</i> , <i>Flooding</i> dan <i>Loading</i>	<i>Flow Control</i> (FC)	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada pompa dan <i>control valve</i>
			<i>Low Flow Gas</i>	Terjadi penyumbatan pada pipa	Terjadinya <i>Channeling</i> , <i>Flooding</i> dan <i>Loading</i>	<i>Level Control</i> (LC) dan <i>Flow Control</i> (FC)	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada pipa dan <i>control valve</i>
			<i>High Flow Gas</i>	<i>Control</i> yang tidak berfungsi secara optimal	Terjadinya <i>Channeling</i> , <i>Flooding</i> dan <i>Loading</i>	<i>Level Control</i> (LC) dan <i>Flow Control</i> (FC)	<i>Maintenance</i> pada <i>control valve</i> secara berkala

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>High Flow Liquid</i>	Control yang tidak berfungsi secara optimal	Terjadinya <i>Channeling</i> , <i>Flooding</i> dan <i>Loading</i>	<i>Level Control</i> (LC) dan <i>Flow Control</i> (FC)	<i>Maintenance</i> pada <i>control valve</i> secara berkala
			<i>High Temperature</i>	Suhu <i>input</i> tidak sesuai dengan desain	- Proses pemisahan berlangsung tidak sempurna - Dapat menyebabkan kerusakan alat	<i>Temperature Control</i> (TC)	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan Pemasangan <i>alarm system</i> untuk <i>monitoring temperature</i>
			<i>Low Temperature</i>	Suhu <i>input</i> tidak sesuai dengan desain	Proses pemisahan berlangsung tidak optimal, sehingga berpengaruh terhadap efisiensi alat dan produk	<i>Temperature Control</i> (TC)	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan Pemasangan <i>alarm system</i> untuk <i>monitoring temperature</i>

<i>No.</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recommendation</i>
			<i>High Pressure</i>	Tekanan input tidak sesuai dengan desain	– Proses penyerapan berlangsung tidak optimal – Dapat menyebabkan kerusakan alat	<i>Pressure Control (PC)</i>	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan periksa <i>emergency shutdown system</i>
			<i>Low Pressure</i>	Tekanan input tidak sesuai dengan desain	Proses penyerapan berlangsung tidak optimal, sehingga berpengaruh terhadap efisiensi alat dan produk	<i>Pressure Control (PC)</i>	Melakukan <i>maintenance</i> secara berkala pada alat dan periksa <i>emergency shutdown system</i>

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pabrik yang akan dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Oleh karena itu, dalam prarancangan pabrik metil akrilat ini perlu dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau menggunakan metode berikut:

1. *Profit On Sales* (POS)
2. *Return On Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk menunjang faktor-faktor tersebut perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi (*Production Cost*)
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran Umum (*General Expanse*)
3. Total pendapatan

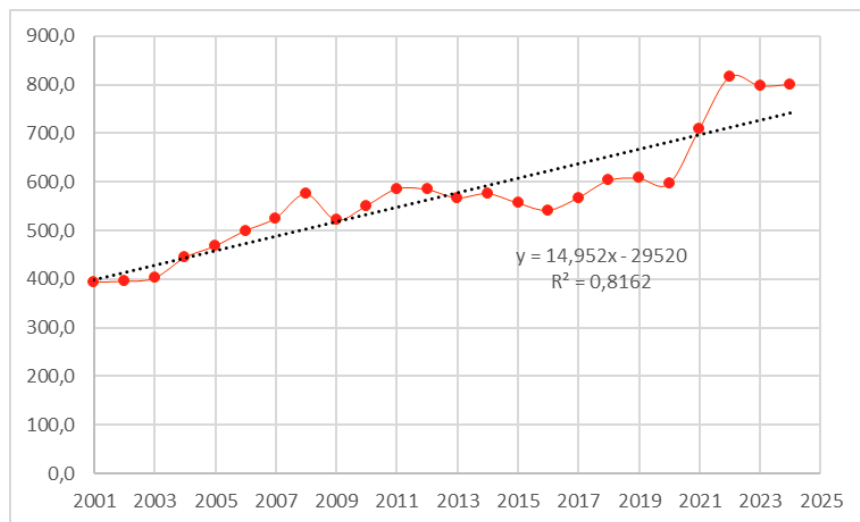
7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahunnya, tergantung kondisi ekonomi negara. Untuk mengetahui harga peralatan pada tahun mendatang, dapat diperkirakan dari tiga tahun lalu berdasarkan indeks harga Chemical Engineering Plant Cost Index dari majalah "Chemical Engineering".

Tabel 7.1 Indeks CEP Tahun 2001 sampai dengan Tahun 2024

Tahun	CEPCI
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2

Tahun	CEPCI
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	708,8
2022	816,0
2023	797,9
2024	800,7



Gambar 7.1 Grafik Indeks CEP

Dari data tersebut diperoleh persamaan:

$$y=14,592x-29520$$

Dengan:

$$x = 2026$$

$$m = 14,952$$

$$c = -29520$$

Nilai *plant cost index* pada tahun 2026 adalah:

$$y = 772,15$$

Harga pada tahun 2026 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dengan:

E_x = Harga alat pada tahun yang tertera pada literatur

E_y = Harga alat pada tahun 2026

N_x = Nilai indeks tahun yang tertera pada literatur

N_y = Nilai indeks tahun 2026

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

Dengan:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 52.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 Hari
Rencana pendirian	: 2026
Tahun beroperasi	: 2029
Asumsi biaya distribusi	: 1%
Harga Propylene	: USD 850/ton
Harga jual Asam akrilat	: USD 1.790/ton
Kurs dollar	: Rp. 16.111,04

7.3 Perhitungan Biaya

7.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas yang ada di pabrik dan untuk pengoperasian. Menurut Aries & R.R. Newton, (1955), *Capital Investment* terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment

Fixed capital investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik yang termasuk di dalamnya yaitu:

a. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

PEC adalah biaya pembelian peralatan proses, termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank, dan biaya pengangkutan sampai di lokasi pabrik.

b. *Installation Cost*

Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses di lokasi pabrik.

c. *Piping Cost*

Piping Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya.

d. *Instrumentation Cost*

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (control).

e. *Insulation Cost*

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi.

f. *Electrical Cost*

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik

g. *Building Cost*

Building Cost adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunanbangunan di dalam lingkungan pabrik, antara lain perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, saluran air bersih, dan sanitasi.

h. *Land Yard Improvement*

Land and Yard Improvement adalah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke areal pabrik dan paving. Jika pabrik didirikan di kawasan industri, biaya-biaya selain pembelian tanah tidak menjadi tanggungan pabrik lagi karena sudah disediakan.

i. *Utility Cost*

Utility Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain unit penyediaan air, steam, cooling tower dan udara tekan.

j. *Environmental Cost*

Environmental Cost adalah biaya untuk pemeliharaan kelestarian lingkungan di kawasan pabrik dan sekitarnya.

k. *Contractor's Fee*

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik.

l. *Cost of Contingency*

Cost of Contingency adalah biaya kompensasi terhadap pengeluaran yang tak terduga, perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga dan kesalahan estimasi.

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama kurun waktu tertentu secara normal. Menurut Aries & R.R. Newton, (1955), yang termasuk di dalam Working Capital Investment yaitu:

a. *Raw Material Inventory*

Raw material inventory adalah biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, besarnya tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilainya, ketersediaannya, sumber dan kebutuhan storagenya.

b. *In Process Inventory*

In process inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses, besarnya tergantung pada lama siklus proses.

c. *Product Inventory*

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dilempar ke pasaran.

d. *Extended Credit*

Extended Credit adalah persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

e. *Available Cash*

Available Cash adalah persediaan uang tunai untuk membayar buruh, services, dan material.

3. *Plant Start Up*

Plant Start Up adalah biaya yang harus dikeluarkan ketika pabrik mulai beroperasi atau telah start up.

4. *IDC (Interest During Construction)*

IDC (Interest During Construction) adalah biaya yang harus dikeluarkan selama masa pembangunan/konstruksi pabrik.

7.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang bersangkutan dalam pembuatan pabrik.

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, Menurut Aries & R.R. Newton, (1955), termasuk di dalam Direct Manufacturing Cost yaitu:

a. *Raw Material*

Biaya bahan baku meliputi 2 macam, yaitu:

- Harga pembelian sampai di tempat dari bahan-bahan yang dipakai dalam produksi.
- Harga amortisasi dari bahan katalis selama waktu pemakaiannya.

b. *Labor Cost*

Labor Cost adalah biaya untuk membayar buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi.

c. *Supervisory Expense*

Supervisory expense adalah biaya untuk menggaji semua personil yang bertanggung jawab langsung terhadap operasi produksi.

d. *Maintenance Cost*

Maintenance Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses.

e. *Plant Supplies Cost*

Plant Supplies Cost adalah biaya yang diperlukan untuk pengadaan plant supplies, antara lain lubricants, charts, dan gaskets.

f. *Royalties and Patents*

Biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan.

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Menurut Aries & R.R. Newton, (1955), *Indirect Manufacturing Cost* merupakan pengeluaran sebagai akibat dan bukan langsung karena operasi pabrik, seperti:

a. *Payroll Overhead*

Payroll Overhead adalah pengeluaran perusahaan untuk biaya pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja.

b. *Laboratory*

Perusahaan harus mengeluarkan biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin quality control.

c. *Plant Overhead*

Plant overhead adalah biaya untuk servis yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk di dalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehousing*) dan engineering (termasuk *safety* dan *protection*).

d. *Packaging*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk serta nilainya.

e. *Shipping*

Biaya ini diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli.

3. *Fixed Manufacturing Cost*

a. Depresiasi

Depresiasi adalah biaya penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

b. *Property Taxes*

Property taxes adalah pajak property yang harus dibayar oleh pihak pabrik, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi di mana plant tersebut berdiri.

c. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi.

7.3.3 General Expense

General expense adalah pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

a. *Management Salaries*

Management salaries adalah gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain manajer utama, manajer, sekretaris dan kepala bagian.

b. *Legal Fees and Auditing*

Legal Fees adalah biaya untuk pengurusan legal, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publik.

c. *Office Tools and Communication*

1. *Sales Expenses*

Sales Expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk didalamnya biaya promosi apabila produk tergolong baru.

2. *Research*

Biaya riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik perbaikan proses maupun peningkatan kualitas produk.

3. *Finance*

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal.

7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui kelayakan sebuah pabrik dapat dilihat dari profitabilitasnya. Jika profitabilitasnya tinggi maka pabrik potensial untuk dibangun. Untuk menganalisis apakah

pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak maka dilakukan analisis atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara analisis kelayakan adalah :

1. *Percent Profit on Sales (POS)*

Profit on sales adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan produk yang terjual (Aries & R.R. Newton, 1955).

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

2. *Percent Return on Investment (ROI)*

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan (Aries & R.R. Newton, 1955).

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

3. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment oleh profit sebelum dikurangi depresiasi (Aries & R.R. Newton, 1955).

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}}$$

4. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan Break Even Point kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan (Aries & R.R. Newton, 1955).

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

Dalam hubungan ini:

Fa= *Fixed Manufacturing Cost*

Ra= *Regulated Cost*

Va= *Variable Cost*

Sa= *Penjualan Produk*

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

7.5 Hasil Perhitungan

A. Fixed Capital Investment

Berikut merupakan total *Direct Plant Cost*, yang tersaji pada Tabel 7.2.

Tabel 7.2 Total *Direct Plant Cost*

Physical Plant Cost	Biaya (US\$)
PEC	\$3.550.017,50
Instalasi Alat	\$3.012.324,16
Pemipaan	\$3.053.015,05
Instrumentasi	\$1.065.005,25
Insulasi	\$284.001,40
Listrik	\$532.502,63
Bangunan	\$1.216.557,094
Tanah	\$5.176.574,57
Ulititas	\$2.662.513,13
Lingkungan	\$1.065.005,25
Engineering and Construction	\$4.323.503,20
Total	\$30.264.522,43

B. Working Capital

Berikut merupakan total *Direct Plant Cost*, yang tersaji pada Tabel 7.3.

Tabel 7.3 Total *Direct Manufacturing Expenses*

Direct Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
Supervisi Cost	\$578.547,38
Maintenance Cost	\$5.879.964,36
Plant Supllies	\$881.994,65
Royalties and Patent	\$2.792.400,00
Utilitas Cost	\$3.498.548,81
Labor Cost	\$1.216.482,61
Raw Material	\$1.748.538,60

Direct Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
Total	\$16.596.476,42

C. Cash Flow

Berikut merupakan table *cash flow* selama 10 tahun, tersaji pada Tabel 7.4.

Tabel 7.4 *Cash Flow* selama 10 Tahun

Tahun	Kapasitas	Penjualan Asam Akrilat (Ton)	Harga Asam Akrilat (US\$/ton)	Revenue (US\$)	Biaya Produksi (US\$)	Income (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Taxes (US\$)	Tax (US\$)	Profit After Taxes (US\$)	Cash Flow (US\$)
1	80%	41.600	1.790	74.464.000	27.617.293	46.846.707	5.879.964	40.966.743	10.241.686	30.725.057	36.605.021
2	85%	44.200	1.790	79.118.000	29.343.374	49.774.626	5.879.964	43.894.662	10.973.665	32.920.996	38.800.961
3	90%	46.800	1.790	83.772.000	31.069.455	52.702.545	5.879.964	46.822.581	11.705.645	35.116.936	40.996.900
4	95%	49.400	1.790	88.426.000	32.795.535	55.630.465	5.879.964	49.750.500	12.437.625	37.312.875	43.192.840
5	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
6	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
7	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
8	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
9	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
10	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779

D. Harga Penjualan

Harga Pokok Penjualan

HPP = Total Production Cost/Kapasitas produk
= Rp32.222,08

Mark Up = 50% x total production cost
= 50% x Rp1.035.423.019.221,63
= Rp517.711.509.610,82

Harga per kg = 2 x HPP
= 2 x Rp32.222,08
= Rp64.444,57

Harga Jual = Rp65.000

Harga Jual per Tahun = Rp3.380.000.000.000

E. Analisa Kelayakan

- *Return on Investment (ROI)*

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

Sebelum Pajak

FCI = \$58.799.643,59

Profit = \$27.976.044,970

ROI = 48%

Sesudah Pajak

Profit = \$20.982.033,727

ROI = 35,7%

- *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investmen}}{\text{Profit} + \text{Dapresiasi}}$$

Sebelum Pajak

FCI = \$58.799.643,59

Profit = \$27.976.044,970

Dapresiasi = \$5.879.964

POT = 1,73 Tahun

Sesudah Pajak

Profit = \$20.982.033,727

Dapresiasi = \$5.879.964

POT = 2,18 Tahun

- *Break Even Point (BEP)*

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

Fa = \$7.643.953,666

Ra = \$40.112.513,947

Va = \$16.511.451,728

Sa = \$93.080.000

$$BEP = \frac{7.643.953,666 + 0,3 \times 40.112.513,947}{(93.080.000 - 16.511.451,728 - 0,7 \times 40.112.513,947)} \times 100\%$$
$$= 41\%$$

- *Shut Down Point (SDP)*

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Fa = \$7.643.953,666

Ra = \$40.112.513,947

Va = \$16.511.451,728

Sa = \$93.080.000

$$SDP = \frac{(0,3 \times 40.112.513,947)}{(93.080.000 - 16.511.451,728 - 0,7 \times 40.112.513,947)} \times 100\%$$
$$= 25\%$$

BAB VIII

KESIMPULAN DAN SARAN

8.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil prarancangan yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Akrilat dengan kapasitas 52.000 ton per tahun menggunakan bahan baku propilena melalui proses oksidasi layak untuk didirikan. Dari aspek teknis, kebutuhan utilitas seperti air, listrik, udara instrumen, serta sistem keselamatan kerja dapat dipenuhi sesuai standar industri kimia modern. Dari sisi manajemen, bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *Line and Staff* dipilih karena mampu mendukung kelancaran koordinasi dan pengendalian produksi.

Penerapan aspek K3 dan lingkungan telah sesuai dengan peraturan perundang-undangan yang berlaku, antara lain UU No. 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja dan peraturan pemerintah mengenai AMDAL serta pengelolaan lingkungan hidup. Analisis keekonomian menunjukkan bahwa pabrik ini memiliki prospek yang baik dan layak secara finansial, sehingga berpotensi memberikan nilai tambah bagi perusahaan induk serta mendukung pertumbuhan industri petrokimia nasional.

8.2 Saran

Untuk menjaga keberlanjutan operasional pabrik, disarankan agar perusahaan menjalin kerja sama jangka panjang dengan pemasok bahan baku propilena yang terpercaya dengan harga yang kompetitif. Pemilihan katalis hendaknya mempertimbangkan keandalan dan umur pakai agar biaya operasi dapat ditekan meskipun harga awal relatif lebih tinggi. Selain itu, perusahaan perlu memperkuat pelaksanaan program *Corporate Social Responsibility* (CSR) sebagai bentuk tanggung jawab sosial, khususnya di bidang pendidikan, kesehatan, dan pelestarian lingkungan masyarakat sekitar. Pengembangan sumber daya manusia juga penting dilakukan melalui pendidikan, pelatihan, dan pembinaan agar karyawan memiliki kompetensi teknis maupun manajerial yang memadai. Kedepannya, studi kelayakan lanjutan dapat dilakukan untuk mengevaluasi kemungkinan ekspansi kapasitas produksi maupun diversifikasi produk turunan akrilat guna meningkatkan daya saing perusahaan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. New York, NY: McGraw-Hill.
- Badan Pusat Statistik (BPS). (2024). *Data impor dan ekspor asam akrilat*. BPS.
- Cheremisinoff, N. P. (1999). *Handbook of water and wastewater treatment technologies*. Butterworth-Heinemann.
- Couper, J. R. (2003). *Process engineering economics*. New York, NY: Marcel Dekker.
- Fatma, L. (2024, Juni). *Pra-rancangan pabrik metil akrilat dengan proses esterifikasi asam akrilat dan metanol kapasitas 35.000 ton/tahun* [Tugas Akhir, Universitas Jember]. Repositori Universitas Jember.
- Hasibuan, M. S. P. (2016). *Manajemen: Dasar, pengertian, dan masalah*. Jakarta: Bumi Aksara.
- Kirk, E.R. and Othmer, F.D. (1992) 'Encyclopedia of Chemical Technology Vol 5 Fourth Edition -Wiley (2004)'. New York: Wiley-Interscience, pp. 186–190.
- Pemerintah Republik Indonesia. (1951). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 2 Tahun 1951 tentang Ganti Rugi Akibat Kecelakaan Kerja*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 1951 Nomor 2.
- Pemerintah Republik Indonesia. (1970). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 1970 Nomor 1.
- Pemerintah Republik Indonesia. (2003). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2003 Nomor 39.
- Pemerintah Republik Indonesia. (2007a). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2007 Nomor 67.
- Pemerintah Republik Indonesia. (2007b). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2007 Nomor 106.
- Pemerintah Republik Indonesia. (2023a). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 6 Tahun 2023 tentang Penetapan Peraturan Pemerintah Pengganti Undang-Undang Nomor 2 Tahun 2022 tentang Cipta Kerja menjadi Undang-Undang*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2023 Nomor 32.
- Pemerintah Republik Indonesia. (2023b). *Peraturan Pemerintah Nomor 6 Tahun 2023 tentang Tata Cara Perizinan Berusaha, Berbasis Risiko, dan Pengawasan*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2023 Nomor 22.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.
- Perry, R.H. and Green, D.W. (2008) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th Editio. New York: McGraw-Hill Professional.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D. (2003) *Plant Design and Economics for Chemical*

Engineers. 5th Editio. New York: McGraw-Hill Higher Education.

Siregar, S. (2019). *Pengantar manajemen*. Jakarta: Rajawali Pers.

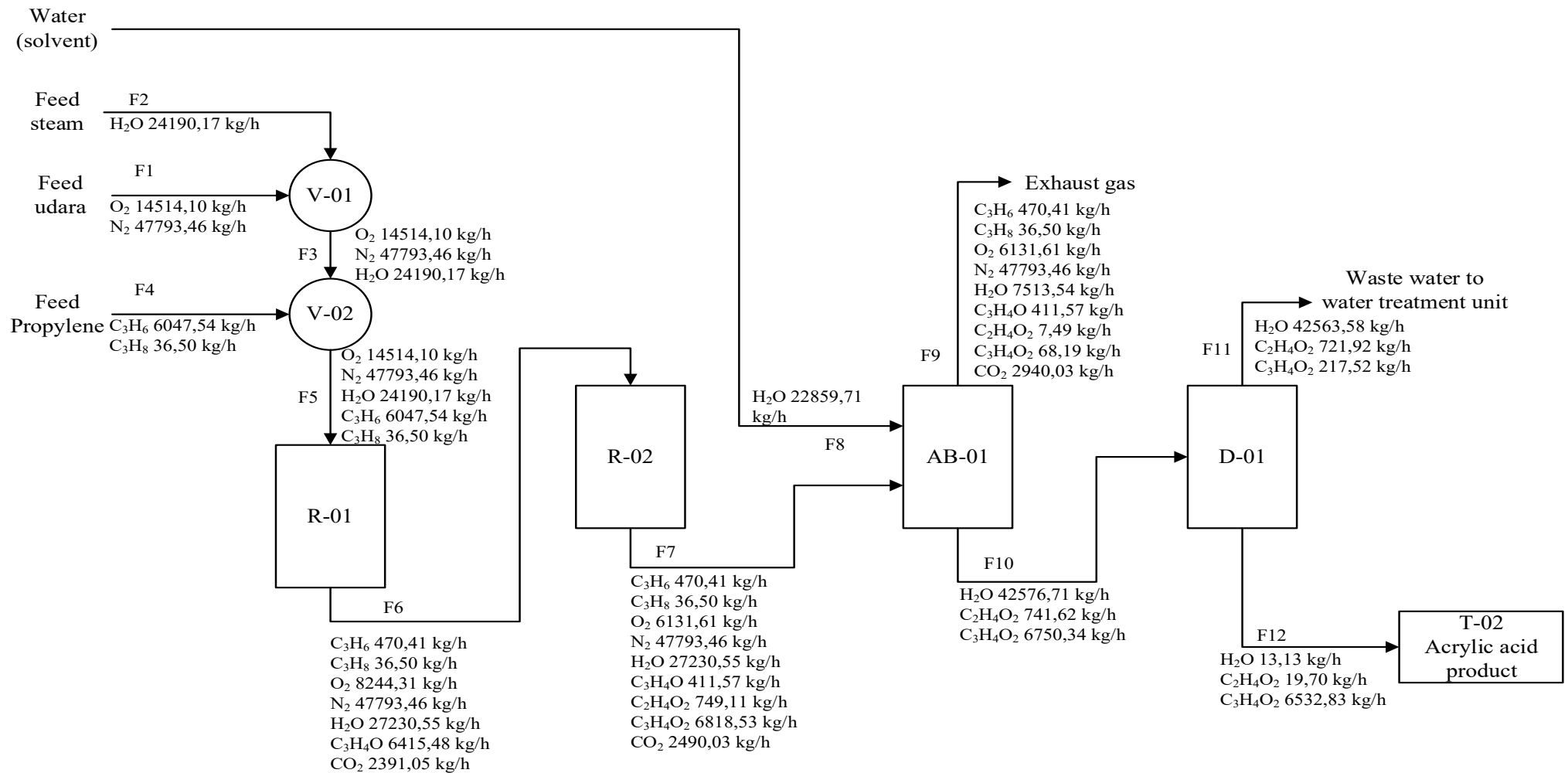
Sulistyo, C. D., & Su'andi, H. J. (2022). *Pra-rencana pabrik metil akrilat dari asam akrilat dan metanol*. Repository Universitas Kristen Wira Wacana Sumba.

Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (2nd ed.). Butterworth-Heinemann.

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

Yaws, C.L. (1999) *Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamics, Engironmental Transport, Safety And Health Related Properties For Organic And Inorganic Chemicals*. McGraw Hill Education.

LAMPIRAN A
NERACA MASSA



Gambar A.1 Blok Diagram Neraca Massa

Keterangan:

R-01 = Reaktor Fixed Bed Multitube

R-02 = Reaktor Fixed Bed Multitube

AB-01 = Absorber

D-01 = Kolom Destilasi

A. Ketentuan yang Digunakan

1. Kapasitas Produksi Asam Akrilat

Kapasitas Produksi asam akrilat = 52.000 ton/tahun

1 Tahun Produksi = 330 hari

$$\text{Kapasitas Produksi perjam} = \frac{52.000}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

Kapasitas produksi perjam = 6565,6567 kg/jam

2. Komposisi Bahan Baku Asam Akrilat

a. Komposisi bahan baku udara

Fraksi masing-masing komponen adalah:

• Oksigen = 21% w/w

• Nitrogen = 79% w/w

b. Komposisi steam

Fraksi masing-masing komponen adalah:

• Air = 100% w/w

c. Komposisi bahan baku propylene

Fraksi masing-masing komponen adalah:

• Propylene = 99,4% w/w

• Propane = 0,6% w/w

3. Komposisi Produk Asam Akrilat

• Asam akrilat = 99,5% w/w

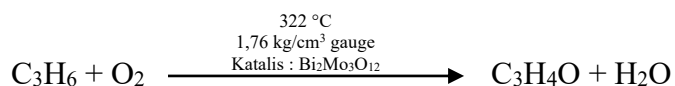
• Air = 0,2% w/w

• Asam asetat = 0,03% w/w

4. Reaksi dalam Reaktor

a. R-01

Reaksi utama pembentukan acrolein (R-01) :

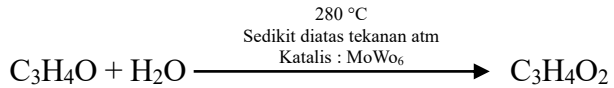


Reaksi Samping:

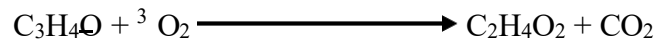


b. R-02

Reaksi utama pembentukan asam akrilat (R-02):



Reaksi samping pembentukan asam asetat:



5. Perbandingan Umpan Masuk Reaktor

Perbandingan mol reaktan Propylene : Oksigen : Steam = 5 : 12 : 20

6. Selektivitas Produk dalam Reaktor 1 dan 2

Selektivitas Acrolein dan Asam Akrilat = 87,40 %

Selektivitas Asam Akrilat = 89,10 %

7. Konversi Reaktan dalam Reaksi

Konversi Propylene = 91,10 %

Konversi Akrolein = 92,80 %

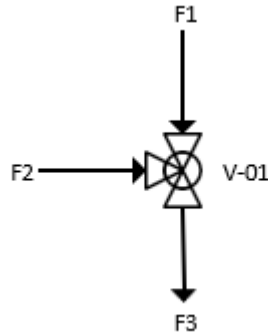
Tabel A.1 Berat Molekul Masing-Masing Komponen

Komponen	Simbol	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)	Titik Didih (°C)
Propilen	PE	C ₃ H ₆	42,081	-47,60
Propana	PA	C ₃ H ₈	44,095	-42,00
Oksigen	OG	O ₂	31,999	-183,962
Nitrogen	NG	N ₂	28,013	-195,80
Air	AR	H ₂ O	18,015	100,00
Akrolin	AK	C ₃ H ₄ O	56,064	53,00
Asam Asetat	AS	C ₂ H ₄ O ₂	60,053	118,00
Asam Akrilat	AA	C ₃ H ₄ O ₂	72,064	141
Karbon Dioksida	KD	CO ₂	44,01	-78,46

B. Penyelesaian Neraca Massa

1. Neraca Massa Three Way Valve (V-01)

Three Way Valve berfungsi untuk mencampur udara (F1) dan steam (F2) sebelum masuk reaktor.



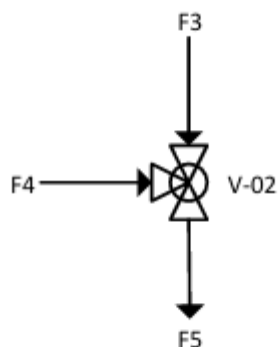
Laju alir massa komponen pada masing-masing arus dapat dilihat pada Tabel A.2 Dibawah ini:

Tabel A.2 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Three Way Valve (V-01)

Komponen	Input				Output	
	F1		F2		F3	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C ₃ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	436,7522	13975,8293	0,00	0,00	436,7522	13975,8293
N ₂	1643,0200	46020,9908	0,00	0,00	1643,0200	46020,9908
H ₂ O	0,00	0,00	1292,9808	23293,0488	1292,9808	23293,0488
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	2079,7722	59996,8200	1292,9808	23293,0488	3372,7530	83289,8688
Total Massa	83289,8688				83289,8688	

2. Neraca Massa Three Way Valve (V-02)

Three Way Valve berfungsi untuk mencampur udara dan steam (F3) dengan propylene (F4) sebelum masuk reaktor.



Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.3 berikut:

Tabel A.3 Laju Alir Massa Komponen di sekitar Three Way Valve (V-02)

Komponen	Input				Output	
	F3		F4		F5	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C ₃ H ₆	0,00	0,00	138,3993	5823,2622	138,3993	5823,2622
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,7971	35,1505	0,7971	35,1505
O ₂	436,7522	13975,8293	0,00	0,00	436,7522	13975,8293
N ₂	1643,0200	46020,9908	0,00	0,00	1643,0200	46020,9908
H ₂ O	1292,9808	23293,0488	0,00	0,00	1292,9808	23293,0488
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	3372,7530	83289,8688	139,1963	5858,4127	3511,9493	89148,2815
Total Massa	89148,2815				89148,2815	

3. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Fungsi dari reaktor ini adalah untuk mereaksikan oksigen, steam, dan propilen untuk menghasilkan produk intermediate yaitu akrolin dan ada reaksi samping yang menghasilkan karbon dioksida dan air.



Jika diketahui konversi propylene 91,10% dan selektivitas acrolein 87,40%, dengan feed propylene kmol/hr, maka :

Reaksi Utama:

	C_3H_6	O_2	$\longrightarrow$	$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$	H_2O
Mula-mula	138,40	436,75		0,00	0,00
Reaksi	-110,20	-110,20		110,20	110,20
Sisa	28,20	326,56		110,20	110,20

Reaksi Samping:

	C_3H_6	O_2	$\longrightarrow$	CO_2	H_2O
Mula-mula	28,20	326,56		0,00	110,20
Reaksi	-17,44	-78,47		52,31	52,31
Sisa	10,77	248,08		52,31	162,51

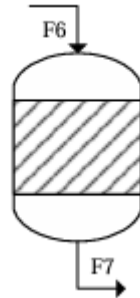
Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.4 berikut:

Tabel A.4 Laju Alir Massa Komponen di sekitar Reaktor Fixbed Multitube (R-01)

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C_3H_6	138,3993	5823,2622	10,7655	452,9683
C_3H_8	0,7971	35,1505	0,7971	35,1505
O_2	436,7522	13975,8293	248,0843	7938,5620
N_2	1643,0200	46020,9908	1643,0200	46020,9908
H_2O	1292,9808	23293,0488	1455,4912	26220,6732
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$	0,0000	0,0000	110,1954	6177,5567
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	0,0000	0,0000	0,00	0,00
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,0000	0,0000	0,00	0,00
CO_2	0,0000	0,0000	52,3149	2302,3800
Total	3511,95	89148,28	3520,67	89148,28

4. Neraca Massa Reaktor (R-02)

Fungsi dari reaktor ini adalah untuk mereaksikan oksigen, steam, dan propilen untuk menghasilkan produk intermediate yaitu akrolin dan ada reaksi samping yang menghasilkan karbon dioksida dan air.



Jika diketahui konversi acrolein 92,80% dan selektivitas asam akrilat 89,10%, dengan feed acrolein kmol/hr, maka :

Reaksi Utama:

	C_3H_4O	O_2	$\longrightarrow$	$C_3H_4O_2$
Mula-mula	110,1954463	248,08		0
Reaksi	-91,11488439	-45,55744219		91,11488439
Sisa	19,08056192	202,5268757		91,11488439

Reaksi Samping:

	C_3H_4O	O_2	$\longrightarrow$	$C_2H_4O_2$	CO_2
Mula-mula	19,08056192	202,5268757		0	52,31492878
Reaksi	-12,01130365	-18,01695547		12,01130365	12,01130365
Sisa	7,069258272	184,5099202		12,01130365	64,32623243

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.5 berikut:

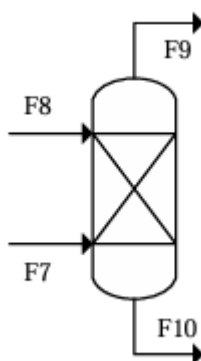
Tabel A.5 Laju Alir Massa Komponen di sekitar Reaktor Fixbed Multitube (R-02)

Komponen	Input F6		Output F7	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C_3H_6	10,7655	452,9683	10,7655	452,9683
C_3H_8	0,7971	35,1505	0,7971	35,1505
O_2	248,0843	7938,5620	184,5099	5904,2162
N_2	1643,0200	46020,9908	1643,0200	46020,9908
H_2O	1455,4912	26220,6732	1455,4912	26220,6732
C_3H_4O	110,1954	6177,5567	7,0693	396,3026
$C_2H_4O_2$	0	0	12,0113	721,3260

Komponen	Input F6		Output F7	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C ₃ H ₄ O ₂	0	0	91,1149	6565,6566
CO ₂	52,3149	2302,3800	64,3262	2830,9975
Total	3520,668	89148,281	3469,105	89148,282

5. Neraca Massa Absorber (AB-01)

Absorber berfungsi untuk memisahkan asam akrilat dari steam F7 menggunakan solvent.



Jika ingin dibuat alat absorber dengan hasil bawah (F10) asam akrilat terserap 99%, asam asetat 99% dan penyerapan air 70%. Serta untuk hasil atas (F11) seluruh acrolein, oksigen, nitrogen, dan karbon dioksida karena memiliki tekanan uap murni relative tinggi.

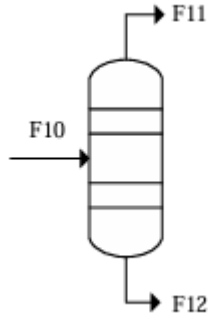
Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.6 berikut:

Tabel A.6 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Absorber (AB-01)

Komponen	Input		Output		
	F7	F8 (Wetting Liquid)	F9 (Atas)	F10 (Bawah)	
	kg/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kg/hr
C ₃ H ₆	452,9683	0	10,7655	452,9683	0,0000
C ₃ H ₈	35,1505	0	0,7971	35,1505	0,0000
O ₂	5904,2162	0	184,5099	5904,2162	0,0000
N ₂	46020,9908	0	1643,0200	46020,9908	0,0000
H ₂ O	26220,6732	22011,9311	401,6037	7234,8906	40997,7136
C ₃ H ₄ O	396,3026	0	7,0693	396,3026	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	721,3260	0	0,1201	7,2133	714,1127
C ₃ H ₄ O ₂	6565,6566	0	0,9111	65,6566	6500,0000
CO ₂	2830,9975	0	64,3262	2830,9975	0,0000
Total	89148,28151	22011,93108	2313,122982	62948,3862	48211,82634
Total Massa	111160,21			111160,21	

6. Neraca Massa Kolom Distilasi (D-01)

Kolom distilasi berfungsi untuk memisahkan asam akrilat dari stream F10 menjadi produk bawah dan sisanya menjadi produk atas.



Pada proses ini dirancang produk bawah (F12) dengan fraksi komponen asam akrilat 99,50%, asam asetat 0,30%, dan air 0,20%. Fraksi tersebut sesuai dengan produk asam akrilat yang beredar dipasaran.

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.7 berikut:

Tabel A.7 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Kolom Destilasi (D-01)

Komponen	Input		Output			
	F10		F11 (Atas)		F12 (Bawah/Produk)	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	40997,7136	0,8504	40985,0693	0,9784	12,6443	0,0020
C ₃ H ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	714,1127	0,0148	695,1462	0,0166	18,9665	0,0030
C ₃ H ₄ O ₂	6500,0000	0,1348	209,4483	0,0050	6290,5517	0,9950
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	48211,8263	1,0000	41889,6639	1,0000	6322,1625	1,0000
Total Massa	48211,83		48211,83			

C. Neraca Massa Aktual

Kapasitas produksi sebesar 52.000 ton/tahun.

Sehingga produksi pabrik tiap jam:

$$\frac{52.000}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

Perhitungan dengan feed propylene sebesar 5.823,269 kg/jam masuk reaktor didapatkan produk sebesar 6.322,162 kg/jam produk asam akrilat. Untuk mendapatkan produk sebesar 6.565,6567 kg/jam maka didapatkan faktor scale up sebesar :

$$\text{Faktor Scale Up} = \frac{6565,6567 \text{ kg/hr}}{6322,1625 \text{ kg/hr}} = 1,038514365$$

Faktor scale-up merupakan faktor yang harus dikalikan dengan tiap – tiap arus dalam neraca massa untuk mendapatkan neraca massa actual.

1. Neraca Massa Three Way Valve (V-01) Scale Up

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.8 berikut:

Tabel A.8 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Three Way Valve Hasil Scale Up (V-01)

Komponen	input				output	
	F1		F2		F3	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	14514,10	0,23	0,00	0,00	14514,10	0,17
N ₂	47793,46	0,77	0,00	0,00	47793,46	0,55
H ₂ O	0,00	0,00	24190,17	1,00	24190,17	0,28
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	62307,56	1,00	24190,17	1,00	86497,73	1,00
			86497,73		86497,73	

2. Neraca Massa Three Way Valve (V-02) Scale Up

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.9 berikut:

Tabel A.9 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Three Way Valve Hasil Scale Up (V-02)

Komponen	input				output	
	F3		F4		F5	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	0,00	0,00	6047,54	0,99	6047,54	0,07
C ₃ H ₈	0,00	0,00	36,50	0,01	36,50	0,00
O ₂	14514,10	0,17	0,00	0,00	14514,10	0,16
N ₂	47793,46	0,55	0,00	0,00	47793,46	0,52
H ₂ O	24190,17	0,28	0,00	0,00	24190,17	0,26
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Komponen	input				output	
	F3		F4		F5	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	86497,73	1,00	6084,05	1,00	92581,77	1,00
		92581,77			92581,77	

3. Neraca Massa Reaktor (R-01) Scale Up

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.10 berikut:

Tabel A.10 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Reaktor Hasil Scale Up (R-01)

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	6047,54	0,07	470,41	0,01
C ₃ H ₈	36,50	0,00	36,50	0,00
O ₂	14514,10	0,16	8244,31	0,09
N ₂	47793,46	0,52	47793,46	0,52
H ₂ O	24190,17	0,26	27230,55	0,29
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	6415,48	0,07
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	2391,05	0,03
Total	92581,77	1,00	92581,77	1,00
	92581,77		92581,77	

4. Neraca Massa Reaktor (R-02) Scale Up

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.11 berikut:

Tabel A.11 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Reaktor Hasil Scale Up (R-02)

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	470,41	0,01	470,41	0,01
C ₃ H ₈	36,50	0,00	36,50	0,00
O ₂	8244,31	0,09	6131,61	0,07
N ₂	47793,46	0,52	47793,46	0,52
H ₂ O	27230,55	0,29	27230,55	0,29
C ₃ H ₄ O	6415,48	0,07	411,57	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	0,00	749,11	0,01
C ₃ H ₄ O ₂	0,00	0,00	6818,53	0,07
CO ₂	2391,05	0,03	2940,03	0,03
Total	92581,77	1,00	92581,77	1,00

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w
	92581,77		92581,77	

5. Neraca Massa Absorber (AB-01) Scale Up

Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.12 berikut:

Tabel A.12 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Absorber Hasil Scale Up (AB-01)

Komponen	input				output			
	F7		F8		F9		F10	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	470,41	0,01	0,00	0,00	470,41	0,01	0,00	0,00
C ₃ H ₈	36,50	0,00	0,00	0,00	36,50	0,00	0,00	0,00
O ₂	6131,61	0,07	0,00	0,00	6131,61	0,09	0,00	0,00
N ₂	47793,46	0,52	0,00	0,00	47793,46	0,73	0,00	0,00
H ₂ O	27230,55	0,29	22859,71	1,00	7513,54	0,11	42576,71	0,85
C ₃ H ₄ O	411,57	0,00	0,00	0,00	411,57	0,01	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	749,11	0,01	0,00	0,00	7,49	0,00	741,62	0,01
C ₃ H ₄ O ₂	6818,53	0,07	0,00	0,00	68,19	0,00	6750,34	0,13
CO ₂	2940,03	0,03	0,00	0,00	2940,03	0,04	0,00	0,00
Total	92581,77	1,00	22859,71	1,00	65372,80	1,00	50068,67	1,00
	115441,48				115441,48			

6. Neraca Massa Kolom Distilasi (AD-01) Scale Up

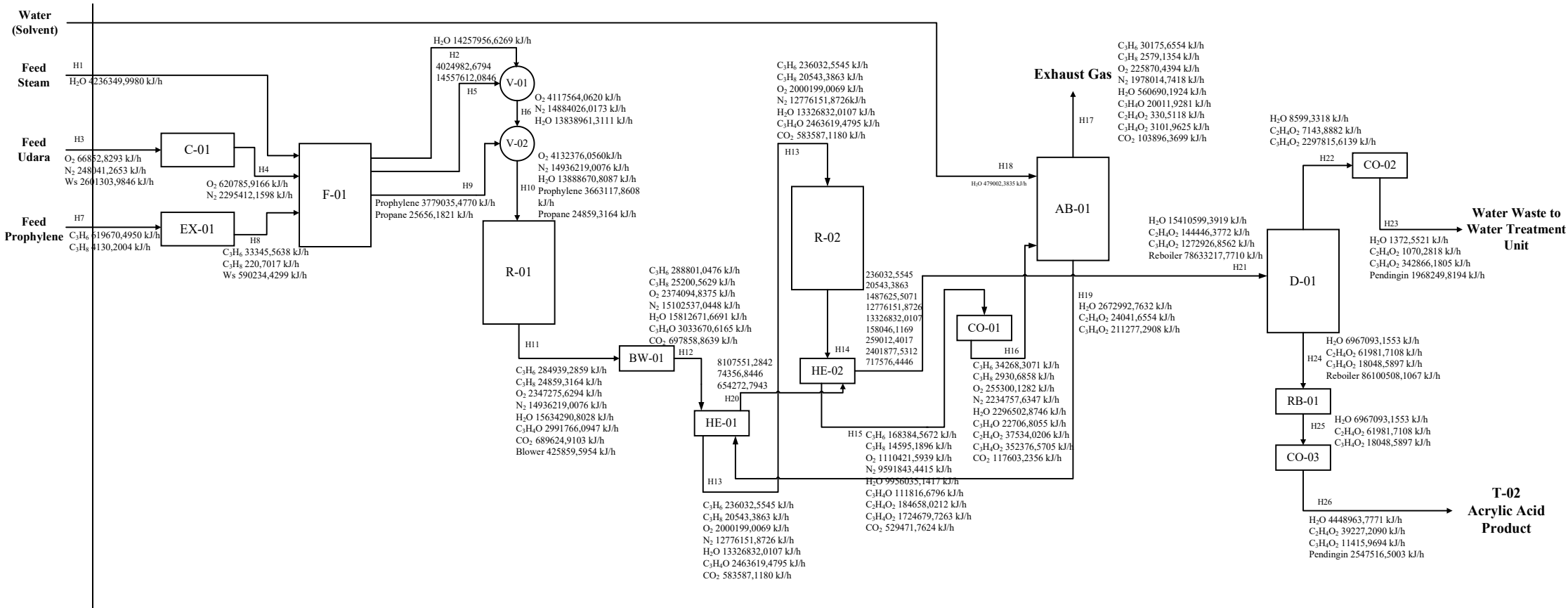
Laju alir massa komponen pada masing – masing arus dapat dilihat pada Tabel A.13 berikut:

Tabel A.13 Laju Alir Massa Komponen di Sekitar Kolom Destilasi Hasil Scale Up (D-01)

Komponen	Input		Output			
	F10		F11		F12	
	kg/hr	%w	kg/hr	%w	kg/hr	%w
C ₃ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	42576,71	0,85	42563,58	0,98	13,13	0,00
C ₃ H ₄ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ O ₂	741,62	0,01	721,92	0,02	19,70	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	6750,34	0,13	217,52	0,01	6532,83	1,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	50068,67	1,00	43503,02	1,00	6565,66	1,00
	50068,67		50068,67			

LAMPIRAN B

NERACA PANAS



Gambar B.1 Diagram Blok Neraca Panas

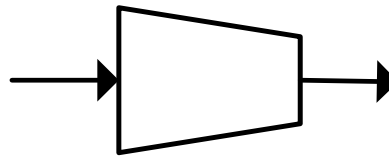
1. Kompresor (C-01)

Input (H3)

Komponen Udara :

Suhu : 30 °C (303,15 K)

Tekanan : 1 atm



C-01

Output (H4)

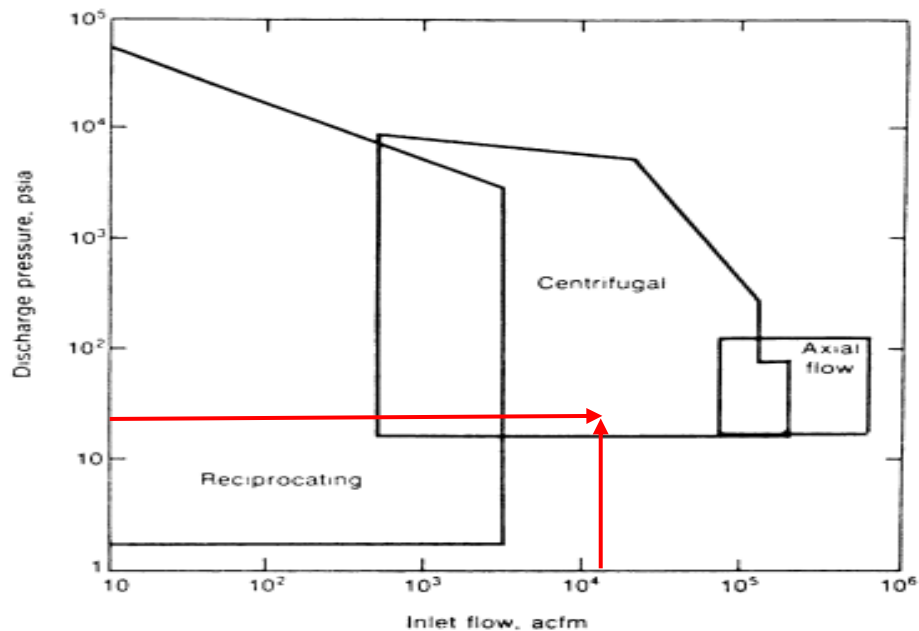
Komponen Udara :

Suhu : 71,22 °C (344,37 K)

Tekanan : 1,4 atm

Treff : 25 °C (298,15 K)

1.1 Jenis Kompresor



Dapat ditentukan dengan bantuan grafik pada Gambar 5.13 buku Chemical Process Engineering (Silla, 2003)

$$V_1 \text{ (SCFM)} = \frac{nRT_1}{P_2} \text{ (asumsi gas ideal)} \quad V_2 \text{ (ACFM)} = V_1 \chi \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \chi \left(\frac{P_1}{P_2} \right)$$

Inlet Flow : 2159,87 kmol/hr

P out : 1,4 atm

20,58 psia

R : 8,20575E-05 m³.atm/mol.K

0,082057459 m³.atm/kmol.K

Pada kondisi standar 60F dan 1 atm

T1	: 60	F
	15,56	C
	288,705	K
P1	: 1	Atm
	14,7	psia

V1 (SCFM) : 30116,586

V2 (ACFM) : 21872,603

1.2 Perhitungan Jumlah Stage

Jumlah stage dapat ditentukan dengan menghitung nilai rasio kompresi (RC)

RC untuk jenis sentrifugal yaitu < 4

Formula : $RC = \left[\frac{P_{in}}{P_{out}} \right]^{1/n}$

Trial	n	RC
n=1	1	1,4
n=2	2	1,183215957
n=3	3	1,118688942
n=4	4	1,087757306
n=5	5	1,069610376

Jumlah stage kompresor yang dibutuhkan adalah 1

1.3 Perhitungan Faktor Kompresibilitas (Z)

$$Tr = \frac{T}{T_c} : B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} \quad \omega = \frac{3}{7} \frac{T_B / T_c}{1 - T_B / T_c} (\log P_c) - 1$$

$$Pr = \frac{P}{P_c} : B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$\frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \times \frac{Pr}{Tr} =$$

Perhitungan Faktor Kompresibilitas (Z) dapat dilihat pada Tabel B.1 berikut:

Tabel B.1 Perhitungan Faktor Kompresibilitas (Z)

Formula	Name	MW g	n kmol/hr	yi	TB K	TC K
O ₂	Oksigen	31,999	453,57	0,21	90,17	154,58
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	0,79	77,35	126,1
			<u>2159,873282</u>			

Pc (	Pc (atm)	ω	MW x y g/mol	TB x y	TC x y	PC x y	ω x yi
50,3	49,68170	0,02	6,7197	18,93	32,461	10,433	0,004
33,9	33,49616	0,04	22,130	61,10	99,619	26,461	0,031
			<u>28,850</u>	<u>80,04</u>	<u>132,08</u>	<u>36,895</u>	<u>0,036</u>

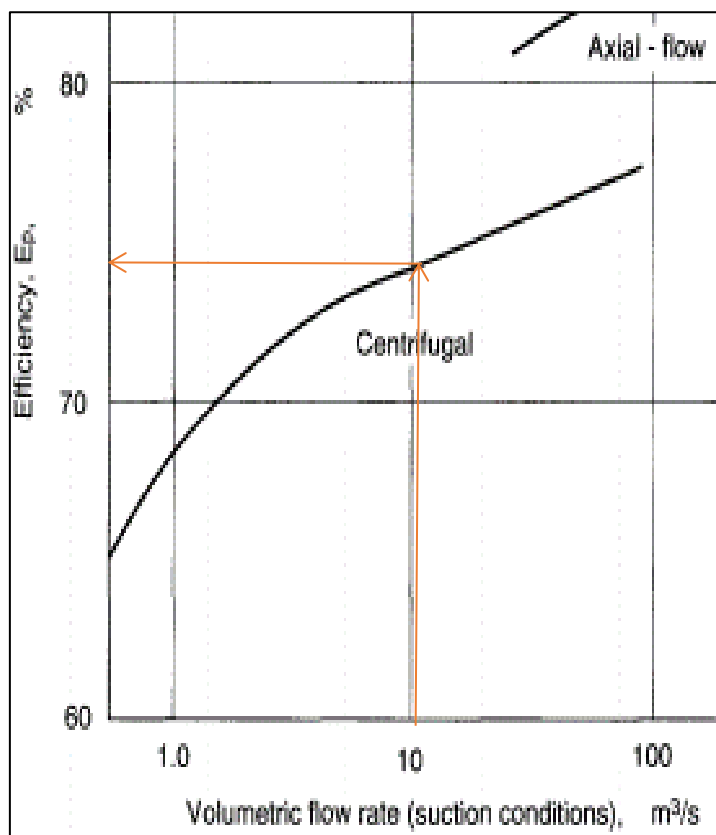
Tr	: 2,295185977	K
Pr	: 0,027103849	atm
B0	: -0,02868731	
B1	: 0,133750797	
B.PC/R.TC	: -0,02384286	
Z	: 0,99971844	

1.4 Perhitungan Laju Volumetrik, Densitas dan Efisiensi

$$V = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad \rho_{\text{gas}} = \frac{BMP}{ZRT}$$

Z	: 0,99971844	
nO ₂	: 453573,3893	mol/hr
nN ₂	: 1706299,893	mol/hr
n	: 2159,873282	kmol/hr

	2159873,282	mol/hr
R	: 8,20575E-05	m ³ .atm/mol.K
T	: 303,15	K
V	: 53713,27221	m ³ /hr
	: 14,92035339	m ³ /s
VO ₂	: 11279,78716	
	3,133274212	
VN ₂	: 42433,48504	
	11,78707918	
Vtotal	: 14,92035339	
ρ	: 1160,094539	gr/m ³



1.5 Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Kompresor

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4 \quad (C_p - \text{joule}/(\text{mol K}), T - K)$$

Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Kompresor dapat dilihat pada Tabel B.2 berikut:

Tin	303,15	K
R	8,314	J/mol.K

Tabel B.2 Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Kompresor

Formula	Name	MW g/mo	n kmol/hr	yi	A
O ₂	Oksigen	31,999	453,57	0,21	29,5260
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	0,79	29,3420
<u>2159,87</u>					
B	C	D	E	Cp	Cp.yi
-8,90E-	3,8083E-1	-3,2629E-	8,8607E-	2,9494E+01	6,193661793
-3,54E-	1,0076E-1	-4,3116E-	2,5935E-	2,9077E+01	22,97087401
<u>29,1645358</u>					

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} \quad m = \frac{(\gamma - 1)}{C_p - R}$$

$$Y = 1,3987, m = 0,0191$$

Pout	: 1,4	atm
T2	: 333,67	K

1.6 Perhitungan Enthalpy Isentropis

$$(\Delta H)_s = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} (T_2^4 - T_1^4) + \frac{E}{5} (T_2^5 - T_1^5)$$

Perhitungan Enthalpy Isentropis dapat dilihat pada Tabel B.3 berikut:

Tabel B.3 Perhitungan Enthalpy Isentropis Kompresor

Komponen	n(kmol/hr)	Cp (kJ/kmol)	(ΔH)s (kJ/hr)
Oksigen	453,57	903,0877551	409616,5739
Nitrogen	1706,30	888,0902947	1515348,375
Total			1924964,949

1.7 Usaha Aktual

$$W_s = \frac{W_s \text{ (isentropic)}}{\mu} = 2601303,98$$

Perhitungan Usaha Aktual masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.4 berikut:

Tabel B.4 Perhitungan Usaha Aktual

Komponen	n(kmol/hr)	Cp (kJ/kmol)	(ΔH)s (kJ/hr)
Oksigen	453,57	1221,26452	553933,0873
Nitrogen	1706,30	1199,889247	2047370,894
Total			2601303,98

1.8 Neraca Energi

Energi Masuk

Tin	303,15	K
Treff	298,15	K

Perhitungan Total H pada energi masuk kompresor masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.5 berikut:

Tabel B.5 Energi Masuk

Formula	Name	MW g/mc	N kmol/hr	A	B
O ₂	Oksigen	31,999	453,573	29,526	-8,90E-03

Formula	Name	MW g/mc	N kmol/hr	A	B
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,300	29,342	-3,54E-03
C	D	E	∫Cp dT (kJ/k		H (kJ/jam)
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	147,3914		66852,8293
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	145,3679		248041,2653
H Total					314894,0946

Energi Keluar

Tin 344,37 K Goal Seek

Treff 298,15 K

Perhitungan Total H pada energi masuk kompresor masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.6 berikut:

Tabel B.6 Energi Keluar

Formula	Name	MW g/mc	N kmol/hr	A	B
O ₂	Oksigen	31,999	453,573	29,526	-8,90E-03
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,300	29,342	-3,54E-03
C	D	E	∫Cp dT (kJ/k	H (kJ/jam)	
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	1368,6559	620785,9166	
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	1345,2572	2295412,1598	
H Total				2916198,0764	

Summary Neraca Panas masing-masing komponen dari alat kompresor dapat dilihat pada Tabel B.7 berikut:

Tabel B.7 Neraca Panas Alat Kompresor (C-01)

Komponen	Input	Output	
	H3 (Kj/Jam)	H4 (kJ/Jam)	
O ₂	66852,8293	620785,9166	
N ₂	248041,2653	2295412,1598	
Ws		2601303,9846	
Total	314894,0946	2601303,9846	2916198,0764
Total Massa	2916198,08	2916198,08	
Selisih	0,00		

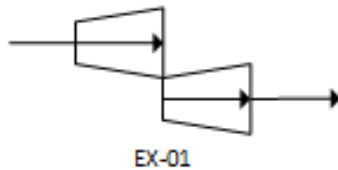
B.2 Ekspander (EX-02)

Input (H7)

Komponen Propylene, propane

Suhu : 87,2 °C (360,35 K)

Tekanan : 16 atm



Output (H4)

Komponen Propylene, propane

Suhu : 28,56 °C (301,71 K)

Tekanan : 1,7 atm

Treff : 25 °C (298,15 K)

B.2.1 Perhitungan

Jumlah Stage

Formula :

$$RE = \left[\frac{P_{in}}{P_{out}} \right]^{1/n}$$

Trial	n	RC
n=1	1	0,10625
n=2	2	0,32596012
n=3	3	0,473634119
n=4	4	0,570929173
n=5	5	0,638654222

Jumlah stage expander yang dibutuhkan adalah 2

B.2.3 Perhitungan Faktor Kompresibilitas (Z)

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} \quad \omega = \frac{3}{7} \frac{T_B / T_C}{1 - T_B / T_C} (\log P_c) - 1$$

$$Pr = \frac{P}{P_c} \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$Z = 1 + \frac{B.P_c}{R.T_c} \times \frac{Pr}{Tr} =$$

Perhitungan Faktor Kompresibilitas (Z) dapat dilihat pada Tabel B.8 berikut:

Tabel B.8 Perhitungan Faktor Kompresibilitas (Z)

Formul	Name	MW g/mol	n kmol/hr	yi	TB K	TC K	
C3H6	Propylene	42,08	143,73	0,9942738	225,4	364,7	
C3H8	Propane	44,09	0,83	0,0057261	231,1	369,8	
144,5574							
Pc (l	Pc (atm	ω	MW x y g/mol	TB x y	TC x y	PC x y	ω x yi
46,1	45,526	0,14	41,840	224,13	362,67	45,266	0,1411
42,4	41,934	0,15	0,2524	1,3233	2,1176	0,2401	0,0008
			42,092	225,46	364,78	45,506	0,1420

Tr	: 0,9878314	K
Pr	: 0,3516005	atm
B0	: -0,3473481	
B1	: -0,0420759	
B.PC/R.TC	: -0,3533253	

Z : 0,8742403

B.2.4 Perhitungan Laju Volumetrik, Densitas dan Efisiensi

$$V = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad \rho_{\text{gas}} = \frac{BMP}{ZRT}$$

Z : 0,874240304

n : 144,5574043 kmol/hr

: 144557,4043 mol/hr

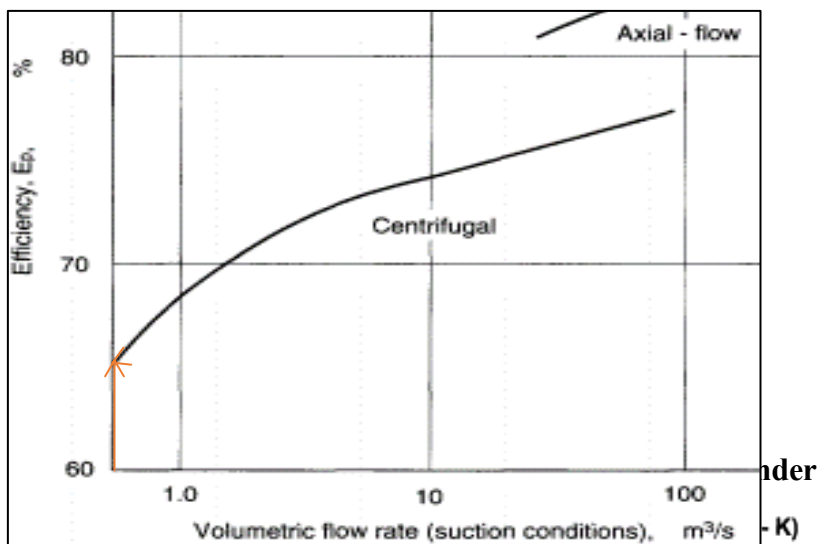
R : 8,20575E-05 m³.atm/mol.K

T : 360,35 K

V : 233,5574753 m³/hr

: 0,064877076 m³/s

ρ : 26052,63322 gr/m³



Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Ekspander dapat dilihat pada Tabel B.2 berikut:

Tabel B.9 Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Ekspander

Tin 303,15 K

R	8,314	J/mol.K			
Formula	Name	MW g/n	n kmol/hr	yi	A
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	143,7296	0,9942738	3,1298E+01
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,8278	0,0057262	2,8277E+01
<u>144,5574</u>					
B	C	D	E	Cp	Cp.yi
7,2449E-	1,9481E-	-2,1582E	6,2973E-	7,3665E+01	7,3243E+01
1,1600E-	1,9597E-	-2,3271E	6,8669E-	8,5794E+01	4,9127E-01
<u>7,3734E+01</u>					

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} \quad m = \frac{(\gamma - 1)}{C_p - R}$$

$$Y = 1,1271, m = 0,0019$$

Pout	: 1,7	atm
Tout	: 280,47	K

Perhitungan Enthalpy Isentropis dapat dilihat pada Tabel B.10 berikut:

Tabel B.10 Perhitungan Enthalpy Isentropis Ekspander

Komponen	n(kmol/hr)	Cp (kJ/kmol)	(ΔH)s (kJ/hr)
Propylene	143,73	-5439,234294	-781779,203
Propane	0,83	-6282,048593	-5200,036842
Total			-786979,2398

B.2.6 Usaha Aktual

$$W_s = W_s \text{ (isentropic)} \times \eta = -590234,4299 \text{ kJ/hr}$$

Perhitungan Usaha Aktual masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.11 berikut:

Tabel B.11 Perhitungan Usaha Aktual

Komponen	n(kmol/hr)	Cp (kJ/kmol)	(ΔH)s (kJ/hr)
Propylene	143,73	-4079,359826	-586324,9312
Propane	0,83	-4722,978179	-3909,498657
Total			-590234,4299

B.2.7 Neraca Energi

Energi Masuk

Tin	360,35	K
Treff	298,15	K

Perhitungan Total H pada energi masuk ekspander masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.12 berikut:

Tabel B.12 Energi Masuk

Formula	Name	MW g/r	N kmol/hr	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	143,7296429	3,1298E+01	7,2449E-0
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,827761321	2,8277E+01	1,1600E-0

C	D	E	∫Cp dT (kJ/k	H (kJ/jam)
1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2973E-11	4311,3618	619670,4950
1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11	4989,6030	4130,2004
H Total				623800,6954

Energi Keluar

Tout	301,7062038	K	Goal Seek
------	-------------	---	-----------

Treff 298,15 K

Perhitungan Total H pada energi masuk kompresor masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.13 berikut:

Tabel B.13 Energi Keluar

Formula	Name	MW g/mol	N kmol/hr	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	143,7296429	31,298	0,072449
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,827761321	28,277	0,116

C	D	E	∫C _p dT (kJ/k _l)	H (kJ/jam)
0,00019481	-2,1582E-07	6,2973E-11	232,0020	33345,5638
0,00019597	-2,3271E-07	6,8669E-11	266,6248	220,7017
H Total				33566,2655

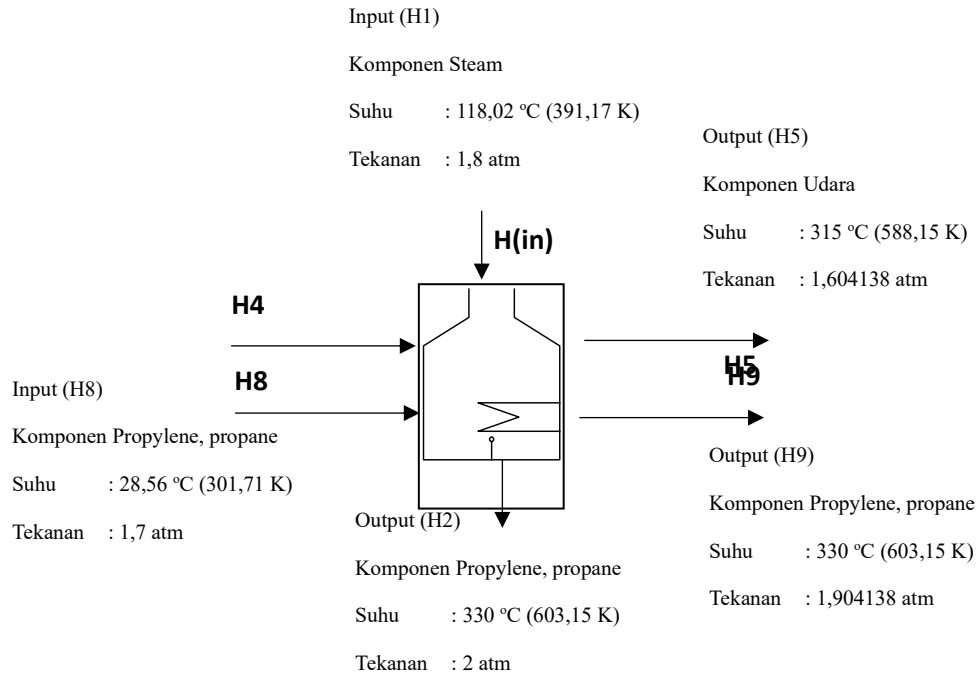
Summary Neraca Panas masing-masing komponen dari alat ekspander dapat dilihat pada Tabel B.14 berikut:

Tabel B.14 Neraca Panas Alat Ekspander (EX-01)

Komponen	Input H7 (Kj/Jam)	Output H8 (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	619670,4950	33345,5638
C ₃ H ₈	4130,2004	220,7017
W _s		590234,4299
Total	623800,6954	623800,6954
Total Massa	623800,70	623800,70
Selisih	0,00	

Q Ekspansi = 0,0000 kJ/Jam

B.3 Furnace (F-01)



Energi Keluar

Treff 298,15 K

Tout 603,15 K

H2

Perhitungan Total H2 pada energi masuk Furnace masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.15 berikut:

Tabel B.15 Energi Keluar

Formula	Name	MW g/mc	N kmol/hr	A	B
H₂O	Steam	18,015	1342,78	33,933	-8,42E-03
C	D	E	∫C _p dT (kJ/km	H (kJ/jam)	
0,000029906	-1,7825E-1	3,6934E-1	10618,24426	14257956,63	
<u>H Total</u>				<u>14257956,6269</u>	

Treff 298,15 K

Tout 588,15 K

H5

Perhitungan Total H5 pada energi masuk Furnace masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.16 berikut:

Tabel B.16 Energi Keluar

Formula	Name	MW g/n	N kmol/hr	A	B
O2	Oksigen	31,999	453,5733893	29,526	-0,0088999
N2	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-0,0035395
C	D	E	$\int Cp$ (kJ/kmol)	H (kJ/jam)	
0,000038083	-3,2629E-0	8,8607E-12	8873,9392	4024982,679	
0,000010076	-4,3116E-0	2,5935E-13	8531,6843	14557612,08	
<u>H Total</u>				<u>18582594,7640</u>	

Tout 588,15 K

H9

Perhitungan Total H5 pada energi masuk Furnace masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.17 berikut:

Tabel B.17 Energi Keluar

Formula	Name	MW g/n	N kmol/hr	A	B
C3H6	Propylene	42,081	143,7296429	31,298	0,072449
C3H8	Propane	44,095	0,827761321	28,277	0,116
C	D	E	$\int Cp dT$ (kJ/ki	H (kJ/jam)	
0,00019481	-2,1582E-0	6,2973E-11	26292,6659	3779035,477	
0,00019597	-2,3271E-0	6,8669E-11	30994,6616	25656,18206	

<u>H Total</u>	<u>3804691,6591</u>
-----------------------	----------------------------

Summary Neraca Panas masing-masing komponen dari alat furnace dapat dilihat pada Tabel B.18 berikut:

Tabel B.18 Neraca Panas Alat Furnace (F-01)

Komponen	Input (kJ/hr)			Output (kJ/hr)		
	H1	H4	H8	H2	H5	H9
O ₂		620785,9			4024982,6	
N ₂		2295412,8			14557612,6	
C ₃ H ₆			33345,57			3779035,7
C ₃ H ₈			220,7016			25656,16
H ₂ O	42363490			142579569		
Total	42369980	2916198,4	33566,28	142579569	185825940	3804691,6591
Total M	7186114,34			36645243,05		
Selisih	-29459128,71					

Kebutuhan Q Pemanas

Q_{hot} = -29459128,71 Kj/HR to -7034839,936 kkal/hr

Kebutuhan Q pemanas masing-masing komponen dari alat furnace dapat dilihat pada Tabel B.19 berikut:

Tabel B.19 Kebutuhan Q Pemanas (F-01)

Komponen	Input (kJ/hr)				Output (kJ/hr)		
	H1	H4	H8	H Pemanas	H2	H5	H9

O ₂		620784				402498	
		66				94	
N ₂		229541				145576	
		598				846	
C ₃ H ₆			33345				37790
			8				77
C ₃ H ₈			220,70				25656
							06
H ₂ O	423634				142579		
	980				269		
Pemas				29459			
				71			
Total	423634	291615	33566	29459	142579	185825	38046
	980	764	48	71	269	640	59
Total	36645243,05				36645243,05		
Mass							
Selisi	0,00						

Bahan Bakar Furnace

Batu bara (USD 50 per ton) dari Blok Batu bara Muara Enim Sumatera Selatan (2020)

Batu bara

- Spesifikasi = -
- Nilai Kalor = 5800,00 kkal/kg

Kebutuhan jumlah pemanas :

m pemanas $\frac{H_{pemanas}}{nilai\ kalor}$ = 8758213,089

= 1212,903437 kg/jam

Kebutuhan Udara

Dalam 1 kg batubara diperlukan oksigen untuk membakar

Carbon	1,434272
--------	----------

Hydrogen	0,408
Sulfur	0,0048
Nitrogen	0,022116
Oksigen	0,2864

$$AF \left(\frac{kg \text{ udara}}{kg \text{ bb}} \right) = \frac{100}{23.2} \{ (2.66 C + 8 H + 1 S + 2.28 N) - O_2 \} \quad (9)$$

$$= 6,822362069 \text{ kg udara/kgbb}$$

$$Air \text{ Supply} \left(\frac{kg \text{ udara}}{jam} \right) = AF \left(\frac{kg \text{ udara}}{kg \text{ bb}} \right) \times \text{Jumlah BB} \left(\frac{kg \text{ bb}}{jam} \right) \quad (10)$$

$$= 8274,866404 \text{ kg udara/jam}$$

B.4 Three Way Valve

Three Way Valve 1

	INPUT				OUTPUT	
	H5		H2		H6	
Komponen	O ₂ , N ₂		H ₂ O		O ₂ , N ₂ , H ₂ O	
Tekanan	1,604138	atm	2,004138	atm	1,75748226	atm
Suhu	315	°C	330	°C	321,395284	°C
	588,15	K	603,15	K	594,545284	K

Three Way Valve 2

	INPUT				OUTPUT	
	H5		H2		H6	
Komponen	O ₂ , N ₂ , H ₂ O		C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈		O ₂ , N ₂ , H ₂ O	
Tekanan	1,757482262	atm	1,904138	atm	1,763295	atm
Suhu	321,3952842	°C	330	°C	322,4174	°C
	594,5452842	K	603,15	K	595,5674	K

Three Way Valve 1

Menggabungkan/mencampur 2 aliran yaitu aliran F1 dan F2

$$F1 + F2 = F1,2$$

	H5		H2		H6	
Komponen	O ₂ , N ₂		H ₂ O		O ₂ , N ₂ , H ₂ O	
Tekanan	1,604138	atm	2	atm	=	1,75748226 atm
Suhu	315	°C	330	°C		321,395284 °C
	588,15	K	603,15	K		594,545284 K

Tekanan Parsial

Komponen		n (kmol/hr)	y _i	P parsial	P Total
H5	O ₂	453,57	0,21	0,33687	1,604138
	N ₂	1706,30	0,79	1,26727	
H2	H ₂ O	1342,78	1	2,00414	2,004138

Komponen		n (kmol/hr)	y _i	P parsial	P Total Baru
H6	O ₂	453,57	0,129494263	0,207726667	1,757482262
	N ₂	1706,30	0,487145083	0,781447939	
	H ₂ O	1342,78	0,383360654	0,768307655	

Energi Masuk

$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$				(C _p - joule/(mol K), T - K)	
Ti	H5	588,15	K		
	H2	603,15	K		
Treff		298,15	K		
R		8,314	J/mol.K		

Formula	Name	MW g/m	n	A	B
O ₂	Oxygen	31,999	453,57	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	29,342	-0,0035395
H ₂ O	Steam (W	18,015	1342,78	33,933	-0,0084186
C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)	
0,000038083	-3,2629E-0	8,8607E-1	8873,9392	4024982,6794	
0,000010076	-4,3116E-0	2,5935E-1	8531,6843	14557612,0846	
0,000029906	-1,7825E-0	3,6934E-1	10618,2443	14257956,6269	
<u>H Total</u>				<u>32840551,391</u>	

Energi Keluar

To	594,5452842	K			
Treff	298,15	K			
R	8,314	J/mol.K			
Formula	Name	MW g/r	n	A	B
O ₂	Oxygen	31,999	453,5733893	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-0,0035395
H ₂ O	Steam (Wate	18,015	1342,779114	33,933	-0,0084186
C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)	
0,000038083	-3,2629E-0	8,8607E-1	9078,0548	4117564,0620	
0,000010076	-4,3116E-0	2,5935E-1	8722,9836	14884026,0173	

0,000029906	-1,7825E-06	3,6934E-11	10306,2083	13838961,3111
<u>H Total</u>				<u>32840551,390</u>

Three Way Valve 1

Menggabungkan/mencampur 2 aliran yaitu aliran H6 dan H10

$$H6 + H10 = F1,2,3$$

	H6		H9		H10
Komponen	O ₂ , N ₂ , H ₂ O		C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈		O ₂ , N ₂ , H ₂ O, C ₃ H ₈
Tekanan	1,75748226 atm		1,90413 atm	=	1,7632949 atm
Suhu	321,395284 oC		330 oC		322,41736 oC
	594,545284 K		603,15 K		595,56736 K

Tekanan Parsial

Komponen	n (kmol/hr)	yi	P parsial	P Total
H6	O ₂	453,57	0,129494263	0,22758
	N ₂	1706,30	0,487145083	0,85615
	H ₂ O	1342,78	0,383360654	0,67375
H9	C ₃ H ₆	143,73	0,994273823	1,89323
	C ₃ H ₈	0,83	0,005726177	0,0109

Komponen	n (kmol/hr)	yi	P parsial	P Total Ba
H10	O ₂	453,57	0,124361749	0,218563568
	N ₂	1706,30	0,467837055	0,822215326
	H ₂ O	1342,78	0,368166129	0,647045441
	C ₃ H ₆	143,73	0,039408109	0,075038479

	C ₃ H ₈	0,83	0,000226957	0,000432158	
Energi Masuk					
C_p = A + B T + C T² + D T³ + E T⁴		(C_p - joule/(mol K), T - K)			
Ti	H6	594,5452842	K		
	H9	603,15	K		
Treff		298,15	K		
R		8,314	J/mol.K		
Formula	Name	MW g/mol	n	A	B
O ₂	Oxygen	31,999	453,57	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	29,342	-0,003539
H ₂ O	Steam (W	18,015	1342,78	33,933	-0,008418
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	143,72964	31,298	0,072449
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,83	28,277	0,116
C	D	E	J Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)	
0,000038083	-3,2629E-1	8,8607E-1	9078,0548	4117564,0620	
0,000010076	-4,3116E-1	2,5935E-1	8722,9836	14884026,0173	
0,000029906	-1,7825E-1	3,6934E-1	10306,2083	13838961,3111	
0,00019481	-2,1582E-1	6,2973E-1	26292,6659	3779035,4770	
0,00019597	-2,3271E-1	6,8669E-1	30994,6616	25656,1821	
H Total				<u>36645243,04949</u>	

Energi Keluar

To	595,5673618	K	Goal Seek	593,15	
Treff	298,15	K			
R	8,314	J/mol.K			
Formula	Name	MW g/mol	n	A	B
O ₂	Oxygen	31,999	453,5733893	29,526	-0,008899
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-0,003539
H ₂ O	Steam (Water)	18,015	1342,779114	33,933	-0,008418
Propylene	Propylene	42,081	143,7296425	31,298	0,072449
Propane	Propane	44,095	0,827761321	28,277	0,116
C	D	E	$\int Cp$ (kJ/kmol)	H (kJ/hr)	
0,000038083	-3,2629E-4	8,8607E-1	9110,7110	4132376,0560	
0,000010076	-4,3116E-4	2,5935E-1	8753,5720	14936219,0076	
0,000029906	-1,7825E-4	3,6934E-1	10343,2282	13888670,8087	
0,00019481	-2,1582E-4	6,2973E-1	25486,1682	3663117,8608	
0,00019597	-2,3271E-4	6,8669E-1	30031,9860	24859,3164	
<u>H Total</u>				<u>36645243,04949</u>	

Summary Neraca Panas masing-masing komponen dari Three Way Valve 1 & 2 dapat dilihat pada Tabel B.19 dan Tabel B.20 berikut:

Tabel B.19 Neraca Panas Three Way Valve 1

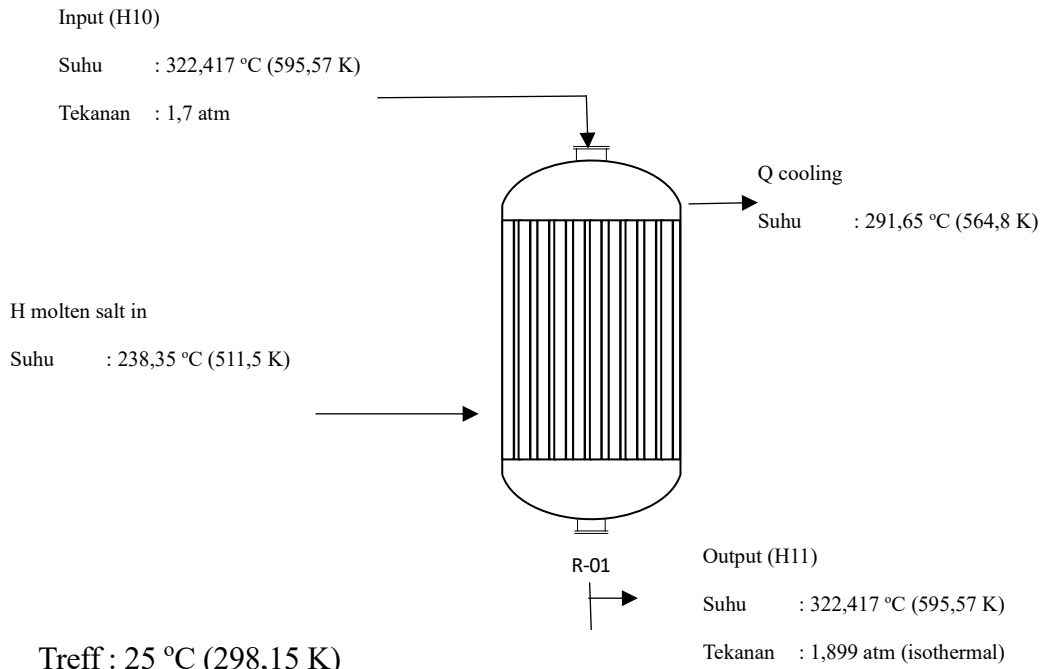
Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)
	H5	H2	H6
O ₂	4024982,6794		4117564,0620
N ₂	14557612,0846		14884026,0173

H ₂ O		14257956,6269	13838961,3111
Propylene			
Propane			
Total	18582594,7640	14257956,6269	32840551,3904
Total Massa	32840551,39		32840551,39
Selisih	0,00		

Tabel B.20 Neraca Panas Three Way Valve 2

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)
	H6	H9	H10
O ₂	4117564,0620		4132376,0560
N ₂	14884026,0173		14936219,0076
H ₂ O	13838961,3111		13888670,8087
Propylene		3779035,4770	3663117,8608
Propane		25656,1821	24859,3164
Total	32840551,3904	3804691,6591	36645243,0495
Total Massa	36645243,05		36645243,05
Selisih	0,00		

B.5 Reaktor (R-01)



Neraca Energi

Panas Reaktan

Panas reaktan pada masing-masing komponen Reaktor dapat dilihat pada Tabel B.21 berikut:

Tabel B.21 Panas Reaktan

Treff	298,15	K
Tin	595,5673618	K

Formula	Name	MW g/l	N kmol/t	A	B
Propylene	Propylene	42,081	143,73	31,298	0,072449
Propane	Propane	44,095	0,83	28,277	0,116
O ₂	Oksigen	31,999	453,57	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	29,342	-0,0035395
H ₂ O	Steam (Water	18,015	1342,78	33,933	-0,0084186

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
---	---	---	------------------	-----------

0,00019481	-2,1582E-01	6,2973E-01	25486,1682	3663117,8608
0,00019597	-2,3271E-01	6,8669E-01	30031,9860	24859,3164
0,000038083	-3,2629E-01	8,8607E-01	9110,7110	4132376,0560
0,000010076	-4,3116E-01	2,5935E-01	8753,5720	14936219,0076
0,000029906	-1,7825E-01	3,6934E-01	10343,2282	13888670,8087
<u>ΔHr</u>				<u>36645243,0495</u>

Panas Reaksi

Komponen	ΔH298 (kJ/mol)
C ₃ H ₆	20,42
C ₃ H ₈	-103,85
O ₂	0
N ₂	0
H ₂ O	-241,8
C ₃ H ₄ O	-81
C ₂ H ₄ O ₂	-434,84
C ₃ H ₄ O ₂	-336,23
CO ₂	-393,5
----	----
ΔH 298 Reaksi (1)	-37821281,08
ΔH 298 Reaksi (1')	-33591764,54
ΔH 298 Reaksi (2)	-
ΔH 298 Reaksi (2')	-

<u>$\Delta H_{298,15}$</u>	<u>-71413045,6182</u>
---------------------------------------	-----------------------

Reaksi 1

Koef	1	1	1	1
Komponen	C₃H₆	O₂	C₃H₄O	H₂O
Mula-mula	138,40	436,75	0,00	0,00
Reaksi	-110,20	-110,20	110,20	110,20
Sisa	28,20	326,56	110,20	110,20

Reaksi Samping 1

Koef	1	4,5	3	3
Komponen	C₃H₆	O₂	C₃H₄O	H₂O
Mula-mula	28,20	282,60	0,00	95,36
Reaksi	-17,44	-67,91	45,27	45,27
Sisa	10,77	214,69	45,27	140,63

Reaksi 2

Koef	1	0,5	1
Komponen	C₃H₄O	O₂	C₃H₄O₂
Mula-mula	95,36144392	214,69	0
Reaksi	-78,84941918	-39,42470959	78,84941918
Sisa	16,51202474	175,2636424	78,84941918

Reaksi Samping 2

Koef	1	1,5	3	3
Komponen	C ₃ H ₄ O	O ₂	C ₃ H ₄ O ₂	CO ₂
Mula-mula	16,51202474	175,2636424	0	45,27253452
Reaksi	-10,39439739	-15,59159608	10,39439739	10,39439739
Sisa	6,11762735	159,6720463	10,39439739	55,66693191

Panas Produk

Panas Produk pada masing-masing komponen Reaktor dapat dilihat pada Tabel B.22 berikut:

Tabel B.22 Panas Reaktan

Treff	298,15	K			
Tin	595,5673618	K			

Formula	Name	MW g/	N kmol/hr	A	B
Propylene	Propylene	42,081	11,1802	31,298	0,072449
Propane	Propane	44,095	0,8278	28,277	0,116
O ₂	Oksigen	31,999	257,6391	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,2999	29,342	-0,0035394
H ₂ O	Steam (Water)	18,015	1511,5485	33,933	-0,0084186
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,4396	109,243	-0,50952
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0,00	34,85	0,037626
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0,00	7,755	0,29386
CO ₂	Carbon Diox	44,01	54,3298	27,437	0,042315

C	D	E	$\int Cp$ (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
0,00019481	-2,1582E-01	6,2973E-1	25486,1682	284939,2859
0,00019597	-2,3271E-01	6,8669E-1	30031,9860	24859,3164
0,000038083	-3,2629E-01	8,8607E-1	9110,7110	2347275,6294
0,000010076	-4,3116E-01	2,5935E-1	8753,5720	14936219,0076
0,000029906	-1,7825E-01	3,6934E-1	10343,2282	15634290,8028
0,0017059	-1,8068E-01	6,5983E-1	26142,7626	2991766,0947
0,00028311	-3,0767E-01	9,2646E-1	25075,3193	0,0000
-0,00020878	7,1591E-01	-9,096E-1	30482,8249	0,0000
-0,000019555	3,9968E-01	-2,9872E-1	12693,3073	689624,9103
<u>ΔH_p</u>				<u>36908975,0471</u>

$$\begin{aligned}\text{Panas pendingin} &= -\Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_p \\ &= -71149313,6206\end{aligned}$$

Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Reaktor dapat dilihat pada Tabel B.23 dan B.24 berikut:

Tabel B.23 Summary Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/hr)	Output (kJ/hr)	
	Hr	H298	Hp
C ₃ H ₆	3663117,8608		284939,2859
C ₃ H ₈	24859,3164		24859,3164
O ₂	4132376,0560		2347275,6294
N ₂	14936219,0076		14936219,0076
H ₂ O	13888670,8087		15634290,8028

Komponen	Input (kJ/hr)	Output (kJ/hr)	
	Hr	H298	Hp
C3H4O	0,0000		2991766,0947
C2H4O2	0,0000		0,0000
C3H4O2	0,0000		0,0000
CO2	0,0000		689624,9103
ΔH 298 Reaksi (1			
ΔH 298 Reaksi (1			
Total	36645243,0495	0,0000	36908975,0471
Total Massa	36645243,05	36645243,05	
Selisih	-263732,00 (kebutuhan pendingin)		

Tabel B.24 Summary Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	QC	H298	Hp
C ₃ H ₆	3663117,8608			284939,2859
C ₃ H ₈	24859,3164			24859,3164
O ₂	4132376,0560			2347275,6294
N ₂	14936219,0076			14936219,0076
H ₂ O	13888670,8087			15634290,8028
C ₃ H ₄ O	0,0000			2991766,0947
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000			0,0000
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000			0,0000
CO ₂	0,0000			689624,9103

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	QC	H298	Hp
$\Delta H_{298} R_i$ (1)	37821281,0818			
$\Delta H_{298} R_i$ (1')	33591764,5364			
Pendingin			71149313,6206	
Total	108058288,667'	0,0000	71149313,6206	36908975,0471
Total Mass	108058288,67		108058288,67	
Selisih	0,00			

Kebutuhan Pendingin

Menggunakan : MOLTEN SALT HITEC (53%w KNO₃, 40%w NaNO₂, 7%w NaNO₃)

C_p (155°C)	: 0,373	BTU/lb.F
C_p (155°C)	: 1,5616764	kJ/kg.K
$C_p.dT$	: 83,23735212	
T in	: 511,5	°C
T out	: 564,8	°C
m	: 854.776,2730	kg molten salt yg dibutuhkan

B.6 Blower (BLW-01)

Input (H11)

Komponen Produk R-01

Suhu : 322,41 °C (595,6 K)

Tekanan : 1,89 atm



Treff : 25 °C (298,15 K)

Output (H12)

Komponen Produk B-01

Suhu : 325,67 °C (598,8 K)

Tekanan : 1,91 atm

B.6.1 Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Blower

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4 \quad (C_p - \text{joule}/(\text{mol K}), T - K)$$

Perhitungan suhu dan tekanan keluar blower pada masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.25 berikut:

Tabel B.25 Perhitungan Suhu dan Tekanan Keluar Blower

Treff	298,15	K
Tin	595,5673618	K

Formula	Name	MW g/l	N kmol/hr		A	B
Propylene	Propylene	42,081	11,1802	0,00306	31,298	0,072449
Propane	Propane	44,095	0,8278	0,00023	28,277	0,116
O ₂	Oksigen	31,999	257,6391	0,07047	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,2999	0,46668	29,342	-0,0035395
H ₂ O	Steam (Water)	18,015	1511,5485	0,41341	33,933	-0,0084186
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,4396	0,03130	109,243	-0,50952
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0,00	0,00000	34,85	0,037626
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0,00	0,00000	7,755	0,29386
CO ₂	Carbon Dioxie	44,01	54,3298	0,01486	27,437	0,042315
			<u>3656,26</u>	<u>1,00</u>		

C	D	E	Cp	Cp.yi
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	105,8767	0,323750564
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	126,3534	0,028605811
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	31,9555	2,251751085

C	D	E	Cp	Cp.yi
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	29,9298	13,96757512
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	36,2260	14,97631371
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	112,2049	3,511967766
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	104,3394	0
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	122,6931	0
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	46,5090	0,691094594
				<u>35,75105865</u>

$$\gamma = \frac{Cp}{Cp - R} \quad m = \frac{(\gamma - 1)}{\gamma - R}$$

$$y = 1,3030$$

$$m = 0,5479$$

$$P_{out} : 1,918380841 \quad atm$$

$$T_{out} : 598,823357735 \quad K$$

B.6.2 Neraca Energi

Energi Masuk

$$T_{in} \quad 595,5673618 \quad K$$

$$T_{reff} \quad 298,15 \quad K$$

Formula	Name	MW g/m	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,180	31,2980	7,24E-02
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,828	28,2770	1,16E-01
O ₂	Oxygen	31,999	257,639	29,5260	-8,90E-0
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,300	29,3420	-3,54E-0

Formula	Name	MW g/m	n	A	B
H ₂ O	Water	18,015	1511,548	33,9330	-8,42E-0
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,440	109,2430	-5,10E-0
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0,000	34,8500	3,76E-02
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0,000	7,7550	2,94E-01
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	54,330	27,4370	4,23E-02

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	25486,1682	284939,2859
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	30031,9860	24859,3164
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	9110,7110	2347275,6294
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	8753,5720	14936219,0076
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	10343,2282	15634290,8028
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	26142,7626	2991766,0947
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	25075,3193	0,0000
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	30482,8249	0,0000
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	12693,3073	689624,9103
H Total				36908975,0471

Energi Keluar

Tout	598,823357735	K
Treff	298,15	K

Formula	Name	MW	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18015401	31,298	7,24E-0
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,827761321	28,277	1,16E-0
O ₂	Oxygen	31,999	257,6391278	29,526	-8,90E-1
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-3,54E-1
H ₂ O	Water	18,015	1511,548473	33,933	-8,42E-1
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,4395539	109,243	-5,10E-1
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0	34,85	3,76E-0
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0	7,755	2,94E-0
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	54,32980503	27,437	4,23E-0

C	D	E	[Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	25831,5804	288801,0476
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	30444,2383	25200,5629
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	9214,8070	2374094,8375
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	8851,0449	15102537,0448
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	10461,2402	15812671,6691
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	26508,9343	3033670,6165
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	25415,7137	0,0000
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	30882,9146	0,0000
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	12844,8623	697858,8639
H Total				37334834,6425

B.6.3 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen blower dapat dilihat pada Tabel B.26 berikut:

Tabel B.26 Summary Neraca Panas Blower

Komponen	H11	H12	
	Hin (kJ/Jam)	Hout (Kj/Jam)	
C ₃ H ₆	284939,2859	288801,0476	
C ₃ H ₈	24859,3164	25200,5629	
O ₂	2347275,6294	2374094,8375	
N ₂	14936219,0076	15102537,0448	
H ₂ O	15634290,8028	15812671,6691	
C ₃ H ₄ O	2991766,0947	3033670,6165	
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000	0,0000	
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000	0,0000	
CO ₂	689624,9103	697858,8639	
Blower		425859,5954	
Total	36908975,0471	425859,5954	37334834,6425
Total Massa	37334834,64	37334834,64	
Selisih	0,00		
Q Blower = 425859,5954 Kj/Jam			

B.7 Heat Exchanger (HE-01)

Input (H12)

Komponen Produk B-01

Suhu : 325,67 °C (598,82 K)

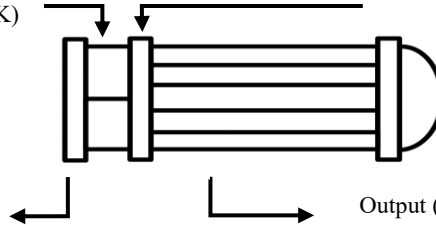
Tekanan : 1,92 atm

Input (H19)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 40 °C (313,15 K)

Tekanan : 1 atm



B.7.1

Neraca

Energi

Energi

Output (H20)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 70,60 °C (343,75 K)

Tekanan : 0,612

Output (H13)

Komponen Produk CO-01

Suhu : 280 °C (535,15 K)

Tekanan : 1,714 atm (5,878 psig)

Masuk

Tube (H12)

Treff	298,15	K			
Tin	598,8233577	K			
Formula	Name	MW g/l	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,1802	31,298	7,24E-0
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,8278	28,277	1,16E-0
O ₂	Oxygen	31,999	257,6391	29,526	-8,90E-1
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,2999	29,342	-3,54E-1
H ₂ O	Water	18,015	1511,5485	33,933	-8,42E-1
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,4396	109,243	-5,10E-1
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0,0	34,85	3,76E-0
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0,0	7,755	2,94E-0
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	54,3298	27,437	4,23E-0

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	25831,5804	288801,0476
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	30444,2383	25200,5629
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	9214,8070	2374094,8375
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	8851,0449	15102537,0448
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	10461,2402	15812671,6691
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	26508,9343	3033670,6165
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	25415,7137	0,0
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	30882,9146	0,0
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	12844,8623	697858,8639
Htotal				37334834,6425

Shell (H19)

Treff	298,15	K			
Tin	313,15	K			
Formula	Name	MW g/l	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	0,0000	54,718	0,34512
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,0000	59,642	0,32831
O ₂	Oxygen	31,999	0,0000	46,432	0,39506
N ₂	Nitrogen	28,013	0,0000	76,452	0,35226
H ₂ O	Water	18,015	2363,4035	92,053	-0,039953
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	0,0000	48,243	0,58199
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,3492	-18,944	1,0971

C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	93,6779	-18,242	1,2106
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	0,0000	-338,956	5,2796

C	D	Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
-0,0016315	3,8755E-06	1777,2708	0,0000
-0,0015377	3,6539E-06	1810,5602	0,0000
-0,0070522	0,000039897	9722,1156	0,0000
-0,002669	0,000050057	20474,0380	0,0000
-0,00021103	5,3469E-07	1130,9930	2672992,7632
-0,0019335	0,000002686	1833,0605	0,0000
-0,0028921	2,9275E-06	1946,8232	24041,7
-0,003116	3,1409E-06	2255,3596	211277,3
-0,023279	0,00003598	1913,3192	0,0000
Htotal			2908311,709

Energi Keluar
Tube (H12)

Treff	298,15	K
Tin	553,15	K

Formula	Name	MW g/mol	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18015401	31,298	7,24E-0
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,827761321	28,277	1,16E-0
O ₂	Oxygen	31,999	257,6391278	29,526	-8,90E-1

Formula	Name	MW g/l	n	A	B
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-3,54E-1
H ₂ O	Water	18,015	1511,548473	33,933	-8,42E-1
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,4395539	109,243	-5,10E-1
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0	34,85	3,76E-0
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0	7,755	2,94E-0
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	54,32980503	27,437	4,23E-0

C	D	E	ρC_p (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	21111,7445	236032,5545
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	24818,0071	20543,38634
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	7763,5685	2000199,007
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	7487,6356	12776151,87
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	8816,6752	13326832,01
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	21527,6921	2463619,48
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	20764,3292	0
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	25383,3550	0
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	10741,5647	583587,118
<u>H Total</u>				<u>31406965,4287</u>

Shell (H19)		
Treff	298,15	K
Tin	313,15	K

Formula	Name	MW g/n	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	0,00	54,72	0,34512
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,00	59,642	0,32831
O ₂	Oxygen	31,999	0,00	46,432	0,39506
N ₂	Nitrogen	28,013	0,00	76,452	0,35226
H ₂ O	Water	18,015	2363,40	92,053	-0,039953
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	0,00	48,243	0,58199
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,35	-18,944	1,10E+00
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	93,68	-18,242	1,21E+00
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	0,00	-338,956	5,28E+00

C	D	E	$\int Cp$ (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
-1,63E-03	3,88E-06	8,90E+01	5742,3773	0
-1,54E-03	3,65E-06	1,81E+03	5826,4734	0
-7,05E-03	3,99E-05	9,72E+03	35173,0582	0
-2,67E-03	5,01E-05	2,05E+04	71937,3930	0
-2,11E-04	5,35E-07	1,13E+03	3430,4558	8107551,284
-1,93E-03	2,69E-06	1,83E+03	5690,5007	0
-2,89E-03	2,93E-06	1,95E+03	6021,2007	74357
-3,12E-03	3,14E-06	2,26E+03	6984,2830	654273
-2,33E-02	3,60E-05	1,91E+03	6798,9142	0
<u>H Total</u>				<u>8836180,9232</u>

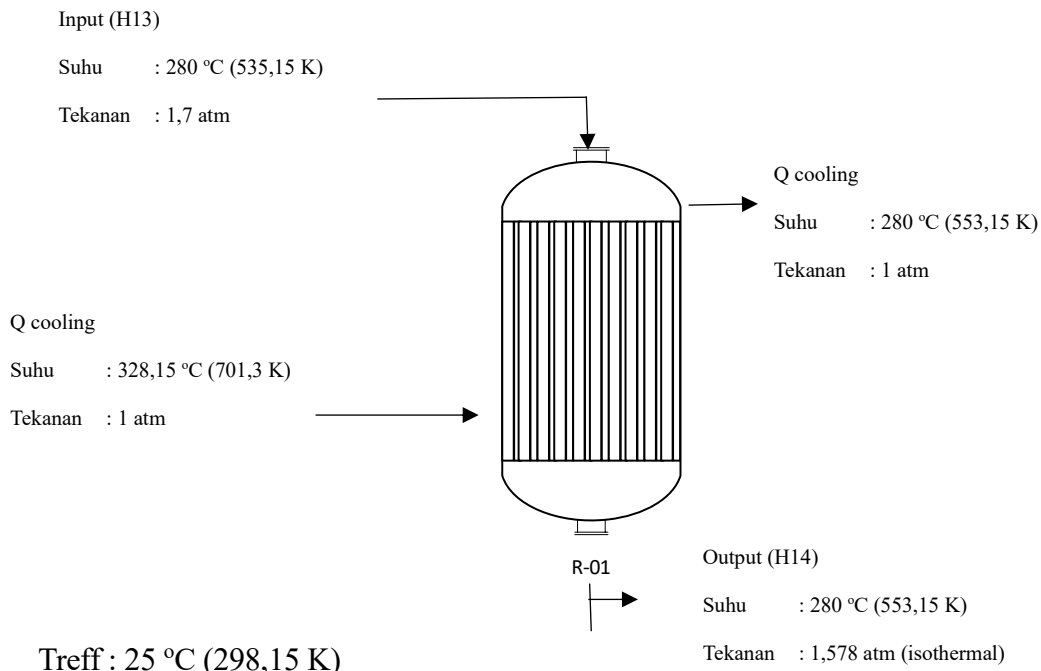
B.7.2 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Heat Exchanger dapat dilihat pada Tabel B.27 berikut:

Tabel B.27 Summary Neraca Panas Heat Exchanger

Komponen	Input		Output	
	H12 (kJ/Jan	H18 (kJ/Jam)	H13 (kJ/Jam)	H19 (kJ/Jan
C ₃ H ₆	288801,0476	0,0000	236032,5545	0,0000
C ₃ H ₈	25200,5629	0,0000	20543,3863	0,0000
O ₂	2374094,8375	0,0000	2000199,0069	0,0000
N ₂	15102537,044	0,0000	12776151,872	0,0000
H ₂ O	15812671,669	2672992,763	13326832,010	8107551,284
C ₃ H ₄ O	3033670,6165	0,0000	2463619,4795	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000	24041,6554	0,0000	74356,8446
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000	211277,2908	0,0000	654272,7943
CO ₂	697858,8639	0,0000	583587,1180	0,0000
Pendingin				
Total	37334834,642	2908311,709	31406965,428	8836180,923
Total Mas	40243146,35		40243146,35	
Selisih	0,00			
Q Blower = 0,0000 Kj/Jam				

B.8 Reaktor (R-02)



Neraca Energi

a. Panas Energi

Panas energi pada masing-masing komponen Reaktor (R-02) dapat dilihat pada Tabel B.28 berikut:

Tabel B.28 Panas Energi

Treff	298,15	K
Tin	595,5673618	K

Formula	Name	MW g/l	N kmol/hr	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18015401	31,298	7,24E-0
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,827761321	28,277	1,16E-0
O ₂	Oxygen	31,999	257,6391278	29,526	-8,90E-1
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-3,54E-1
H ₂ O	Water	18,015	1511,548473	33,933	-8,42E-1

Formula	Name	MW g/l	N kmol/hr	A	B
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	114,4395539	109,243	-5,10E-4
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0	34,85	3,76E-0
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	0	7,755	2,94E-0
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	54,32980503	27,437	4,23E-0

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	21111,7445	236032,5545
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	24818,0071	20543,3863
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	7763,5685	2000199,0069
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	7487,6356	12776151,8726
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	8816,6752	13326832,0107
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	21527,6921	2463619,4795
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	20764,3292	0,0000
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	25383,3550	0,0000
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	10741,5647	583587,1180
<u>ΔHr</u>				<u>31406965,4287</u>

b. Panas Reaksi

Komponen	ΔH298 (kJ/mol)
C ₃ H ₆	20,42
C ₃ H ₈	-103,85
O ₂	0

N ₂	0
H ₂ O	-241,8
C ₃ H ₄ O	-81
C ₂ H ₄ O ₂	-434,84
C ₃ H ₄ O ₂	-336,23
CO ₂	-393,5
----	----
ΔH 298 Reaksi (1)	-
ΔH 298 Reaksi (1')	-
ΔH 298 Reaksi (2)	-23255251,94
ΔH 298 Reaksi (2')	-8976527,668
<u>ΔH_{298,15}</u>	<u>-32231779,6105</u>

Reaksi 1

Koef	1	1	1	1
Komponen	C₃H₆	O₂	C₃H₄O	H₂O
Mula-mula	119,77	377,96	0,00	0,00
Reaksi	-95,36	-95,36	95,36	95,36
Sisa	24,41	282,60	95,36	95,36

Reaksi Sampling 1

Koef	1	4,5	3	3
Komponen	C₃H₆	O₂	CO₂	H₂O

Mula-mula	24,41	282,60	0,00	95,36
Reaksi	-15,09	-67,91	45,27	45,27
Sisa	9,32	214,69	45,27	140,63

Reaksi 2

Koef	1	0,5	1
Komponen	C₃H₄O	O₂	C₃H₄O₂
Mula-mula	110,1954463	248,0843179	0
Reaksi	-91,11488439	-45,55744219	91,11488439
Sisa	19,08056192	202,5268757	91,11488439

Reaksi Sampling 2

Koef	1	1,5	3	3
Komponen	C₃H₄O	O₂	C₃H₄O₂	CO₂
Mula-mula	19,08056192	202,5268757	0	52,31492878
Reaksi	-12,01130365	-18,01695547	12,01130365	12,01130365
Sisa	7,069258272	184,5099202	12,01130365	64,32623243

c. Panas Produk

Panas Produk pada masing-masing komponen Reaktor (R-02) dapat dilihat pada Tabel B.29 berikut:

Tabel B.29 Panas Produk

Treff	298,15	K
Tin	553,15	K

Formula	Name	MW g/mol	N kmol/hr	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18	31,298	0,072449
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,83	28,277	0,116
O ₂	Oksigen	31,999	191,62	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	29,342	-0,0035395
H ₂ O	Steam (Wat	18,015	1511,55	33,933	-0,0084186
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,34	109,243	-0,50952
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,47	34,85	0,037626
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	94,62	7,755	0,29386
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	66,80	27,437	0,042315

C	D	E	$\int Cp$ (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
0,00019481	-2,1582E-01	6,2973E-01	21111,7445	236032,5545
0,00019597	-2,3271E-01	6,8669E-01	24818,0071	20543,3863
0,000038083	-3,2629E-01	8,8607E-01	7763,5685	1487625,5071
0,000010076	-4,3116E-01	2,5935E-01	7487,6356	12776151,8726
0,000029906	-1,7825E-01	3,6934E-01	8816,6752	13326832,0107
0,0017059	-1,8068E-01	6,5983E-01	21527,6921	158046,1169
0,00028311	-3,0767E-01	9,2646E-01	20764,3292	259012,4017
-0,00020878	7,1591E-01	-9,096E-02	25383,3550	2401877,5312
-1,9555E-05	3,9968E-01	-2,987E-02	10741,5647	717576,4446
<u>ΔHp</u>				<u>31383697,8256</u>

$$\text{Panas pendingin} = -\Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_p$$

$$= -32255047,2136$$

d. Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Reaktor (R-02) dapat dilihat pada Tabel B.30 dan B.31 berikut:

Tabel B.30 Summary Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kJ/hr)	Output (kJ/hr)	
	Hr	H298	Hp
C ₃ H ₆	236032,5545		236032,5545
C ₃ H ₈	20543,3863		20543,3863
O ₂	2000199,0069		1487625,5071
N ₂	12776151,8726		12776151,8726
H ₂ O	13326832,0107		13326832,0107
C ₃ H ₄ O	2463619,4795		158046,1169
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000		259012,4017
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000		2401877,5312
CO ₂	583587,1180		717576,4446
ΔH 298 Reaksi (1		-23255251,9425	
ΔH 298 Reaksi (1		-8976527,6680	
Total	31406965,4287	-32231779,6105	31383697,8256
Total Massa	31406965,43	-848081,78	
Selisih	-32255047,21 (kebutuhan pendingin)		

Tabel B.31 Summary Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	QC	H298	Hp
C ₃ H ₆	236032,5545			236032,5545
C ₃ H ₈	20543,3863			20543,3863
O ₂	2000199,0069			1487625,5071
N ₂	12776151,8726			12776151,8726
H ₂ O	13326832,0107			13326832,0107
C ₃ H ₄ O	2463619,4795			158046,1169
C ₂ H ₄ O ₂	0,0000			259012,4017
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000			2401877,5312
CO ₂	583587,1180			717576,4446
$\Delta H_{298} R_{(1)}$	32231779,6105			
$\Delta H_{298} R_{(1')}$				
Pendingin			32255047,2136	
Total	63638745,0392	0,0000	32255047,2136	31383697,8256
Total Mass:	63638745,04		63638745,04	
Selisih	0,00			

e. Kebutuhan Pendingin

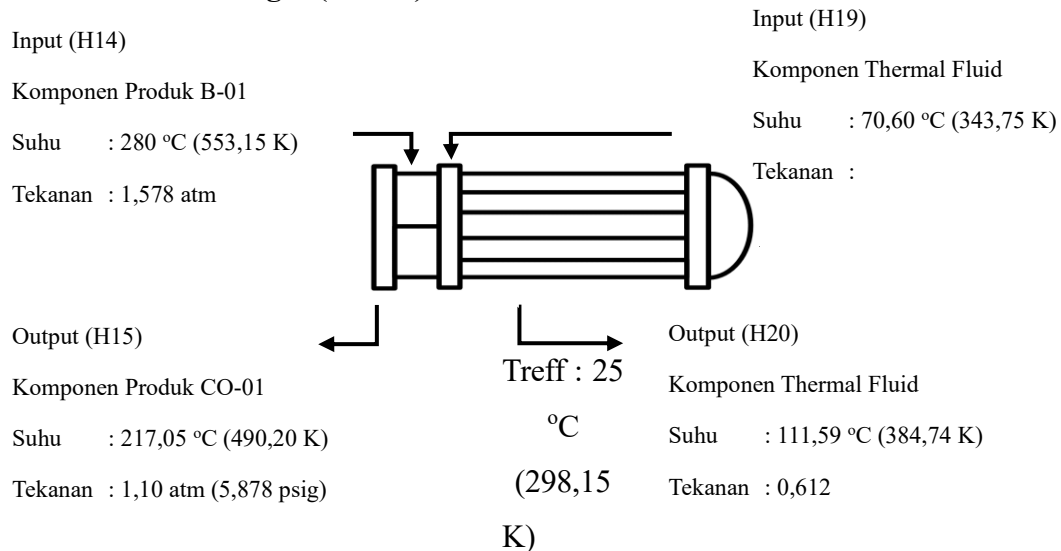
Menggunakan : MOLTEN SALT HITEC (53%w KNO₃, 40%w NaNO₂, 7%w NaNO₃)

C_p (155°C) : 0,373 BTU/lb.F

C_p (155°C) : 1,5616764 kJ/kg.K

T in : 428,15 °C
 T out : 509,13 °C
 m : 255.052 kg molten salt yg dibutuhkan

B.9 Heat Exchanger (HE-02)



B.9.1 Neraca Energi

Energi Masuk

Tube (H14)

Treff 298,15 K
 Tin 553,15 K

Formula	Name	MW g/mol	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,1802	31,2980	0,0724
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,8278	28,2770	0,1160
O ₂	Oxygen	31,999	191,6162	29,5260	-0,0089
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,2999	29,3420	-0,0035
H ₂ O	Water	18,015	1511,5485	33,9330	-0,0084

Formula	Name	MW g/mol	n	A	B
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,3415	109,2430	-0,5095
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,4739	34,8500	0,0376
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	94,6241	7,7550	0,2939
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	66,8037	27,4370	0,0423

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
0,0002	0,0000	0,0000	21111,7445	236032,5545
0,0002	0,0000	0,0000	24818,0071	20543,3863
0,0000	0,0000	0,0000	7763,5685	1487625,5071
0,0000	0,0000	0,0000	7487,6356	12776151,8726
0,0000	0,0000	0,0000	8816,6752	13326832,0107
0,0017	0,0000	0,0000	21527,6921	158046,1169
0,0003	0,0000	0,0000	20764,3292	259012,4
-0,0002	0,0000	0,0000	25383,3550	2401877,5
0,0000	0,0000	0,0000	10741,5647	717576,4446
Htotal				31383697,8256

Shell (H2O)

Treff	298,15	K
Tin	343,7544361	K

Formula	Name	MW g/l	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	0,0000	54,718	0,34512
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,0000	59,642	0,32831
O ₂	Oxygen	31,999	0,0000	46,432	0,39506
N ₂	Nitrogen	28,013	0,0000	76,452	0,35226
H ₂ O	Water	18,015	2363,4035	92,053	-0,039953
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	0,0000	48,243	0,58199
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,3492	-18,944	1,0971
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	93,6779	-18,242	1,2106
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	0,0000	-338,956	5,2796

C	D	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
-0,0016315	3,8755E-06	5742,3773	0,0000
-0,0015377	3,6539E-06	5826,4734	0,0000
-0,0070522	0,000039897	35173,0582	0,0000
-0,002669	0,000050057	71937,3930	0,0000
-0,00021103	5,3469E-07	3430,4558	8107551,2842
-0,0019335	0,000002686	5690,5007	0,0000
-0,0028921	2,9275E-06	6021,2007	74356,8
-0,003116	3,1409E-06	6984,2830	654272,8
-0,023279	0,00003598	6798,9142	0,0000
Htotal			8836180,923

Energi Keluar
Tube (H15)

Treff	298,15	K			
Tin	490,2002738	K			
Formula	Name	MW g/	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18015401	31,298	7,24E-0
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,827761321	28,277	1,16E-0
O ₂	Oxygen	31,999	191,6162026	29,526	-8,90E-
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,299893	29,342	-3,54E-
H ₂ O	Water	18,015	1511,548473	33,933	-8,42E-
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,341526263	109,243	-5,10E-
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12	34,85	3,76E-0
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	95	7,755	2,94E-0
CO ₂	Carbon Diox	44,01	66,80371641	27,437	4,23E-0
C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)	
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	15061,0239	168384,5672	
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	17632,1232	14595,18959	
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	5795,0297	1110421,594	
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	5621,4288	9591843,442	
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	6586,6463	9956035,142	
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	15230,7130	111816,6796	
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	14803,5380	184658	

C	D	E	$\int Cp$ (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	18226,6402	1724680
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	7925,7830	529471,7624
<u>H Total</u>				<u>23391906,1234</u>

Shell (H21)

Treff	298,15	K
Tin	384,74	K

Formula	Name	MW g/n	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	0,00	54,72	0,34512
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,00	59,642	0,32831
O ₂	Oxygen	31,999	0,00	46,432	0,39506
N ₂	Nitrogen	28,013	0,00	76,452	0,35226
H ₂ O	Water	18,015	2363,40	92,053	-0,039953
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	0,00	48,243	0,58199
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,35	-18,944	1,10E+00
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	93,68	-18,242	1,21E+00
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	0,00	-338,956	5,28E+00

C	D	E	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	H (kJ/hr)
-1,63E-03	3,88E-06	8,90E+01	11956,6617	0
-1,54E-03	3,65E-06	5,83E+03	12061,9070	0
-7,05E-03	3,99E-05	3,52E+04	83859,2646	0

C	D	E	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	H (kJ/hr)
-2,67E-03	5,01E-05	7,19E+04	165262,8058	0
-2,11E-04	5,35E-07	3,43E+03	6520,5113	15410599,39
-1,93E-03	2,69E-06	5,69E+03	11168,1527	0
-2,89E-03	2,93E-06	6,02E+03	11696,8469	144446
-3,12E-03	3,14E-06	6,98E+03	13588,3404	1272927
-2,33E-02	3,60E-05	6,80E+03	16496,2732	0
			<u>H Total</u>	<u>16827972,6253</u>

B.9.2 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Heat Exchanger (H-02) dapat dilihat pada Tabel B.32 berikut:

Tabel B.32 Summary Neraca Panas Heat Exchanger

Komponen	Input		Output	
	H14 (kJ/Jam)	H20 (kJ/Jam)	H15 (kJ/Jam)	H21 (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	236032,5545	0,0000	168384,5672	0,0000
C ₃ H ₈	20543,3863	0,0000	14595,1896	0,0000
O ₂	1487625,5071	0,0000	1110421,5939	0,0000
N ₂	12776151,8726	0,0000	9591843,4415	0,0000
H ₂ O	13326832,0107	8107551,28	9956035,1417	15410599,391
C ₃ H ₄ O	158046,1169	0,0000	111816,6796	0,0000
C ₂ H ₄ O ₂	259012,4017	74356,8446	184658,0212	144446,3772
C ₃ H ₄ O ₂	2401877,5312	654272,794	1724679,7263	1272926,8562
CO ₂	717576,4446	0,0000	529471,7624	0,0000

Pendingin

Komponen	Input		Output	
	H14 (kJ/Jam)	H20 (kJ/Jam)	H15 (kJ/Jam)	H21 (kJ/Jam)
Total	31383697,8256	8836180,92	23391906,123	16827972,625
Total Massa	40219878,75		40219878,75	
Selisih	0,00			

Q Blower = 0,0000 Kj/Jam

B.10 Cooler (CO-01)

Input (Tube)

Komponen Produk R-02

Suhu : 217,05 °C (490,2 K)

Tekanan : 1,101 atm

Output (Tube)

Komponen Produk CO-02

Suhu : 70 °C (343,15 K)

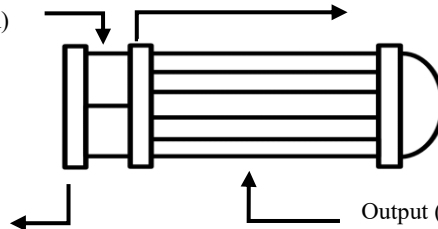
Tekanan : 0,557 atm (5,87 psig)

Input (Shell)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 30 °C (303,15 K)

Tekanan :



Treff : 25

°C

(298,15

K)

Output (Shell)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 111,59 °C (384,74 K)

Tekanan : 0,612

B.10.1 Neraca Energi

Energi Masuk

Treff 298,15 K

Tin 490,2002738 K

Formula	Name	MW g/n	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,1802	31,298	7,24E-02
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,8278	28,277	1,16E-01
O ₂	Oxygen	31,999	191,6162	29,526	-8,90E-0

Formula	Name	MW g/n	n	A	B
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,2999	29,342	-3,54E-0
H ₂ O	Water	18,015	1511,5485	33,933	-8,42E-0
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,3415	109,243	-5,10E-0
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,4739	34,85	3,76E-02
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	94,6241	7,755	2,94E-01
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	66,8037	27,437	4,23E-02

C	D	E	$\dot{Q}_{Cp}$ (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	15061,0239	168384,5672
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	17632,1232	14595,1896
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	5795,0297	1110421,5939
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	5621,4288	9591843,4415
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	6586,6463	9956035,1417
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	15230,7130	111816,6796
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	14803,5380	184658,0
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	18226,6402	1724679,7
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	7925,7830	529471,7624
<u>H Total</u>				<u>23391906,1234</u>

Energi Keluar		
Treff	298,15	K
Tout	343,15	K

Formula	Name	MW g/m	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,1802	31,298	7,24E-02
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,8278	28,277	1,16E-01
O ₂	Oxygen	31,999	191,6162	29,526	-8,90E-0
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,2999	29,342	-3,54E-0
H ₂ O	Water	18,015	1511,5485	33,933	-8,42E-0
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,3415	109,243	-5,10E-0
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,4739	34,85	3,76E-02
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	94,6241	7,755	2,94E-01
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	66,8037	27,437	4,23E-02

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	3065,1015	34268,30708
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	3540,4962	2930,685775
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	1332,3515	255300,1282
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	1309,7098	2234757,635
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	1519,3048	2296502,875
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	3092,9271	22706,80549
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	3009,0017	37534
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	3723,9615	352377
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	1760,4295	117603,2356
<u>H Total</u>				<u>5353980,2627</u>

H Pendingin

$$H_{\text{pendingin}} = H_{\text{output}} - H_{\text{input}} = H_{15} - H_{14}$$

$$H_{\text{pendingin}} = -18037925,8608 \text{ kJ/Jam}$$

Jumlah Pendingin

Tout	363,15	Tin	303,15			
Komponen	A	B	C	D	Cp dT (kJ/mol	
Air	92,053	-0,03995	-0,00023	5,3469E-07	4511,3010	kJ/kmol
					250,4191	kJ/kg

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{pendingin}}}{C_p \cdot \Delta T_{\text{air}}}$$

$$= 72030,93491 \text{ kg/jam}$$

B.10.2 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Cooler (CO-01) dapat dilihat pada Tabel B.33 berikut:

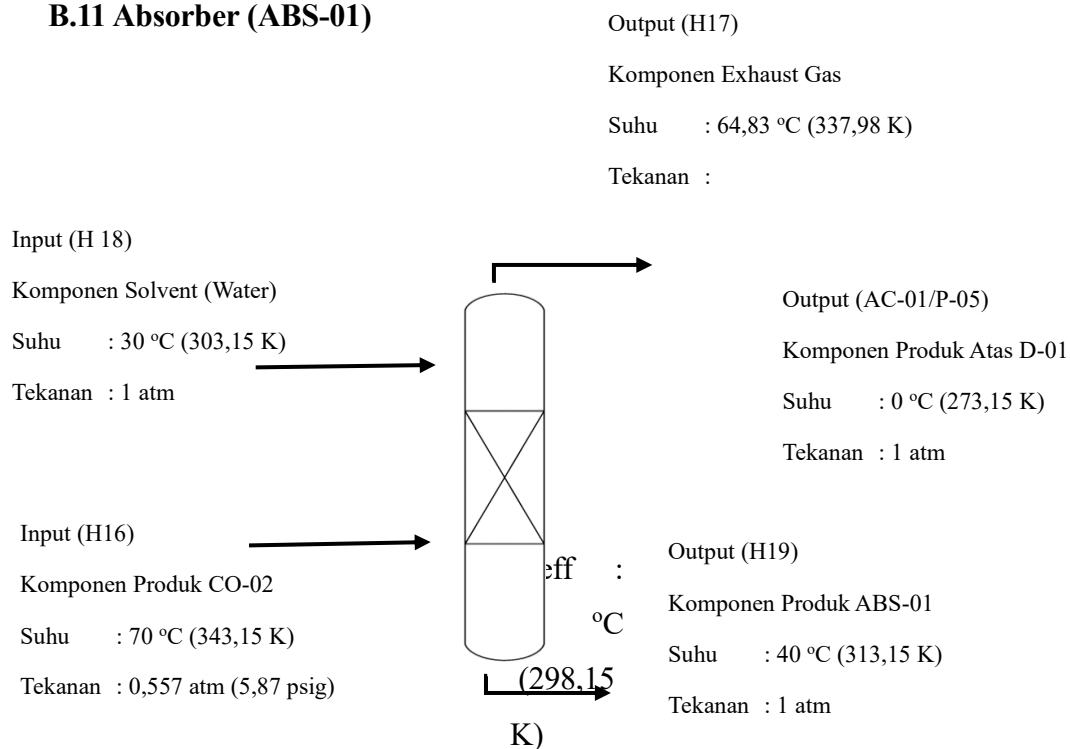
Tabel B.33 Summary Neraca Panas Cooler

Komponen	Input	Output
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
C ₃ H ₆	168384,5672	34268,3071
C ₃ H ₈	14595,1896	2930,6858
O ₂	1110421,5939	255300,1282
N ₂	9591843,4415	2234757,6347
H ₂ O	9956035,1417	2296502,8746
C ₃ H ₄ O	111816,6796	22706,8055
C ₂ H ₄ O ₂	184658,0212	37534,0206

Komponen	Input	Output
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
C ₃ H ₄ O ₂	1724679,7263	352376,5705
CO ₂	529471,7624	117603,2356
Pendingin		18037925,8608
Total	23391906,1234	23391906,1234
Total Massa		
Selisih	0,00	

Q Cooling = 18037925,8608 KJ/Jam

B.11 Absorber (ABS-01)



B.11.1 Neraca Energi

Energi Masuk

Input H16

Treff	298,15	K		
Tin	343,15	K	70	C

Formula	Name	MW g/mol	n kmol/hr	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18	31,298	7,24E-02
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,83	28,277	1,16E-01
O ₂	Oxygen	31,999	191,62	29,526	-8,90E-03
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	29,342	-3,54E-03
H ₂ O	Water	18,015	1511,55	33,933	-8,42E-03
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,34	109,243	-5,10E-01
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,47	34,85	3,76E-02
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	94,62	7,755	2,94E-01
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	66,80	27,437	4,23E-02

C	D	E	∫Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11	3065,1015	34268,3071
1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11	3540,4962	2930,6858
3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	1332,3515	255300,1282
1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	1309,7098	2234757,6347
2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	1519,3048	2296502,8746
1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10	3092,9271	22706,8055
2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11	3009,0017	37534,0206
-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12	3723,9615	352376,5705
-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	1760,4295	117603,2356
<u>H Total</u>				<u>5353980,2627</u>

Input (H-18)

Tin	303,15	K	30	C	
Formula	Name	MW g/mol	n kmol.h ⁻¹	A	B
H ₂ O	Water	18,015	1268,93	92,053	-4,00E-02
C	D	[Cp (kJ/kmol)]	H (kJ/hr)		
-2,11E-04	5,35E-07	377,4864	479002,3835		
H Total			<u>479002,3835</u>		

Energi Produk**Output (H-19)**

Treff	298,15	K			
Tout	313,15	K	40	C	
Formula	Name	MW g/mol	n kmol/h	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	0,00	54,718	3,45E-01
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,00	59,642	3,28E-01
O ₂	Oxygen	31,999	0,00	46,432	3,95E-01
N ₂	Nitrogen	28,013	0,00	76,452	3,52E-01
H ₂ O	Water	18,015	2363,40	92,053	-4,00E-02
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	0,00	48,243	5,82E-01
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	12,35	-18,944	1,10E+00
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Acid	72,064	93,68	-18,242	1,21E+00
CO ₂	Carbon Dioxide	44,01	0,00	-338,956	5,28E+00

C	D	JCp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)
-1,63E-03	3,88E-06	1777,2708	0,0000
-1,54E-03	3,65E-06	1810,5602	0,0000
-7,05E-03	3,99E-05	9722,1156	0,0000
-2,67E-03	5,01E-05	20474,0380	0,0000
-2,11E-04	5,35E-07	1130,9930	2672992,7632
-1,93E-03	2,69E-06	1833,0605	0,0000
-2,89E-03	2,93E-06	1946,8232	24041,6554
-3,12E-03	3,14E-06	2255,3596	211277,2908
-2,33E-02	3,60E-05	1913,3192	0,0000
<u>H Total</u>			<u>2908311,7094</u>

Output (H-17)

Tout	337,9861105	K	64,83611047	C
------	-------------	---	-------------	---

Formula	Name	MW g/r	n	A	B
C ₃ H ₆	Propylene	42,081	11,18	31,298	0,072449
C ₃ H ₈	Propane	44,095	0,83	28,277	0,116
O ₂	Oxygen	31,999	191,62	29,526	-0,0088999
N ₂	Nitrogen	28,013	1706,30	29,342	-0,0035395
H ₂ O	Water	18,015	417,07	33,933	-0,0084186
C ₃ H ₄ O	Acrolein	56,064	7,34	109,243	-0,50952
C ₂ H ₄ O ₂	Acetic Acid	60,053	0,12	34,85	0,037626

Formula	Name	MW g/r	n	A	B
C ₃ H ₄ O ₂	Acrylic Aci	72,064	0,95	7,755	0,29386
CO ₂	Carbon Dic	44,01	66,80	27,437	0,042315
C	D	E	Cp (kJ/kmol)	H (kJ/hr)	
0,00019481	-2,158E-07	6,2973E-11	2699,0375	30175,6554	
0,00019597	-2,327E-07	6,8669E-11	3115,7960	2579,1354	
0,000038083	-3,263E-08	8,8607E-12	1178,7648	225870,4394	
0,000010076	-4,312E-09	2,5935E-13	1159,2421	1978014,7418	
0,000029906	-1,783E-08	3,6934E-12	1344,3512	560690,1924	
0,0017059	-1,807E-06	6,5983E-10	2725,8539	20011,9281	
0,00028311	-3,077E-07	9,2646E-11	2649,6248	330,5118	
-0,00020878	7,1591E-08	-9,096E-12	3278,1944	3101,9625	
-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-11	1555,2484	103896,3699	
<u>H Total</u>				<u>2924670,9367</u>	

Hinput = Houtput

H16 + H18 = H17 – H19

H17 = 2924670,9368 kJ/Jam

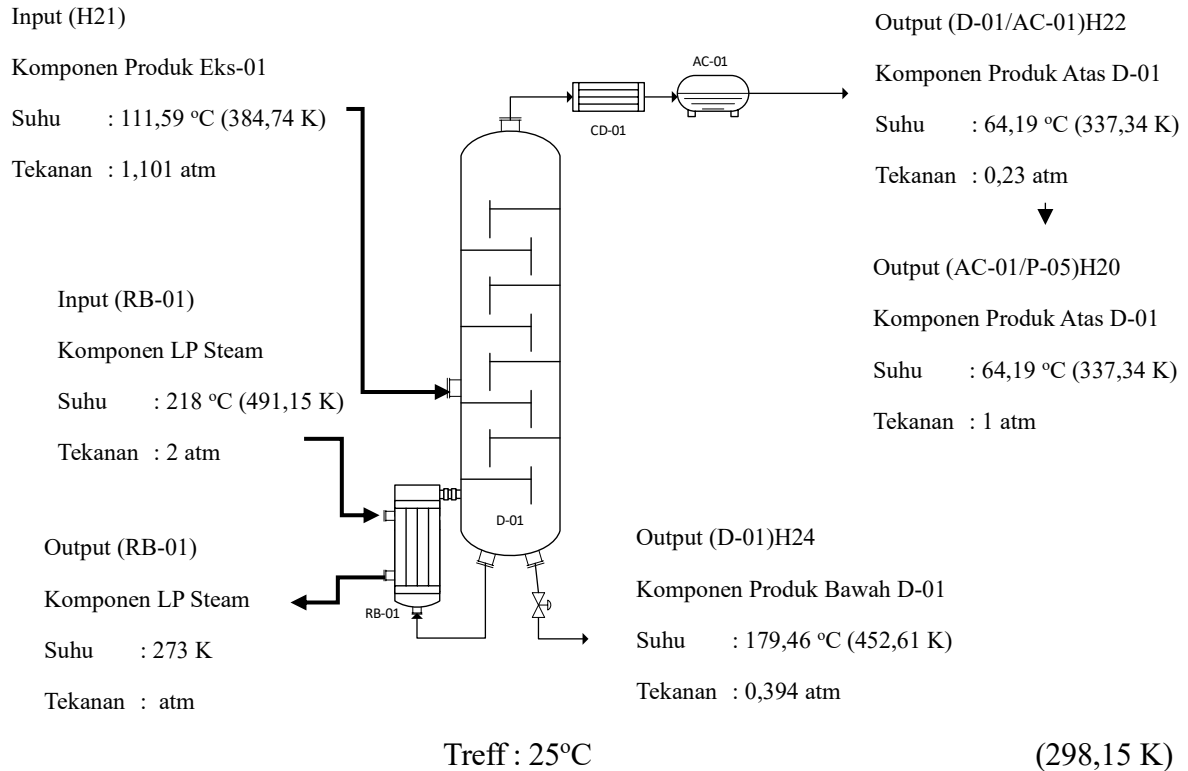
B.11.2 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Absorber dapat dilihat pada Tabel B.34 berikut:

Tabel B.34 Summary Neraca Panas Absorber

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	INPUT (H16)	INPUT (H 18)	OUTPUT (H19)	OUTPUT (H17)
C ₃ H ₆	34268,3071		0,0000	30175,6554
C ₃ H ₈	2930,6858		0,0000	2579,1354
O ₂	255300,1282		0,0000	225870,4394
N ₂	2234757,6347		0,0000	1978014,7418
H ₂ O	2296502,8746	479002,383	2672992,7632	560690,1924
C ₃ H ₄ O	22706,8055		0,0000	20011,9281
C ₂ H ₄ O ₂	37534,0206		24041,6554	330,5118
C ₃ H ₄ O ₂	352376,5705		211277,2908	3101,9625
CO ₂	117603,2356		0,0000	103896,3699
Total	5353980,2627	479002,383	2908311,7094	2924670,9367
Total M	5832982,65		5832982,65	
Selisih	0,00			

B.12 Distilasi (D-01)



B.12.1 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Distilasi dapat dilihat pada Tabel B.34 dan Tabel B.35 berikut:

Tabel B.34 Summary Neraca Panas Distilasi

Kompon	Input (kJ/hr)			Output (kJ/hr)	
	Produk EKS-01	QC	H	Produk D-01	Produk Ba D-01
H ₂ O	15410599,39			8599,3318	6967093,15
C ₂ H ₄ O ₂	144446,377			7143,8882	61981,7108
C ₃ H ₄ O ₂	1272926,85			2297815,6	18048,5897
C ₄ H ₈ O ₂					0,0000
Condens					86100508,1
Reboiler			78633217,		

Total	16827972,6	0,000	78633217,	2313558,8	93147631,5
Total M:	95461190,40			95461190,40	
Selisih	0,00				

Tabel B.35 Summary Neraca Panas Distilasi

Komponen	H input Kj/jam)	H Output Kj/jam)
HF	16827972,6253	
HR		2313558,8339
HD		7047123,46
Condensor		86100508,1067
Reboiler	78633217,7710	
Total	95461190,3963	95461190,4
Selisih	0,00	

B.13 Cooler (CO-02)

Input (Tube)

Komponen Produk R-02

Suhu : 179,46 °C (452,61 K)

Tekanan : 0,4 atm

Output (Tube)

Komponen Produk CO-02

Suhu : 50 °C (323,15 K)

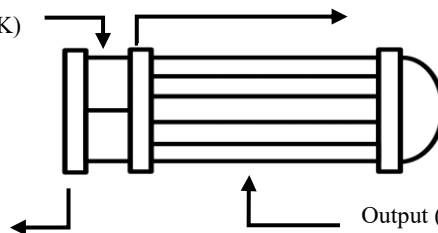
Tekanan : 1 atm (5,87 psig)

Input (Shell)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 30 °C (303,15 K)

Tekanan :



Treff : 25

°C

(298,15

K)

Output (Shell)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 90 °C (363,15 K)

Tekanan :

B.13.1 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Cooler (CO-02) dapat dilihat pada Tabel B.36 berikut:

Tabel B.36 Summary Neraca Panas Cooler

Komponen	Input	Output
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
H ₂ O	8599,3318	1372,5521
C ₂ H ₄ O ₂	7143,8882	1070,2818
C ₃ H ₄ O ₂	2297815,6139	342866,1805
Pendingin		1968249,8194
Total	23391906,1234	23391906,1234
Selisih	0,00	

Q Cooling = 1968249,8194 Kj/Jam

B.14 HE/ Cooler (CO-03)

Input (Tube)

Komponen Produk Atas D-01

Suhu : 64,19 °C (337,34 K)

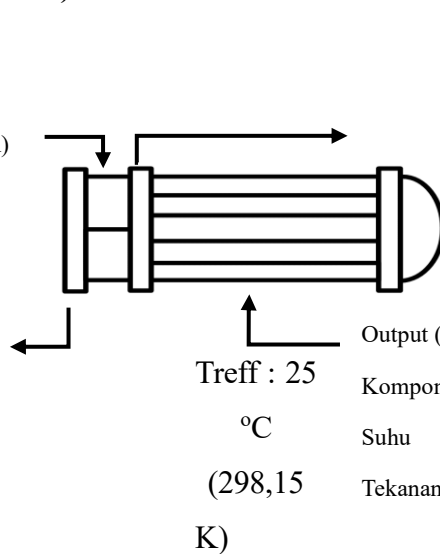
Tekanan : 1 atm

Output (Tube)

Komponen Produk CO-03

Suhu : 50 °C (323,15 K)

Tekanan : 1,2 atm (5,87 psig)



Input (Shell)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 30 °C (303,15 K)

Tekanan :

Output (Shell)

Komponen Thermal Fluid

Suhu : 90 °C (363,15 K)

Tekanan :

B.13.1 Summary

Neraca Panas pada masing-masing komponen Cooler (CO-03) dapat dilihat pada Tabel B.37 berikut:

Tabel B.37 Summary Neraca Panas Cooler

Komponen	Input		Output
	Hin (kJ/Jam)	Qc (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
H ₂ O	6967093,1553		4448963,7771

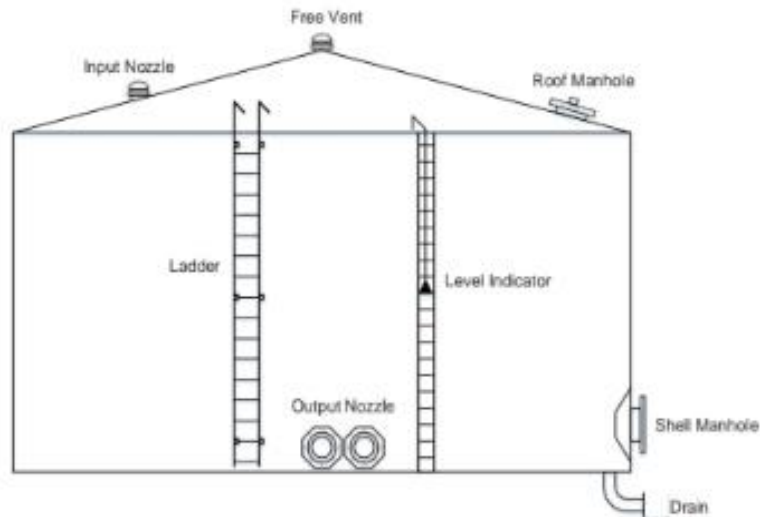
C ₂ H ₄ O ₂	61981,7108		39227,2090
C ₃ H ₄ O ₂	18048,5897		11415,9694
Pendingin			2547516,5003
Total	7047123,4558	0,0000	7047123,4558
Total Massa	7047123,46		7047123,46
Selisih	0,00		
Q Cooling = 0,0000 Kj/Jam			
NERACA PANAS OVERALL			
Alat	Komponen	Input	Output
Kompresor	H3	314894,0946	
	Ws	2601303,985	
Expander	H7	623800,6954	
	Ws		590234,4299
Furnace	H1	4236349,998	
	Q Pemanas	29459128,71	
Reaktor 01	Q Reaksi	71413045,62	
	Q Pendingin		71149313,62
Blower	Q Blower	425859,5954	
Reaktor 02	Q Reaksi	32231779,61	
	Q Pendingin		32255047,21
Cooler	Q Pendingin		18037925,86
Absorber	H17		2924670,937
	H18	479002,3835	

Distilasi	Condenser		86100508,11
	Reboiler	78633217,77	
Cooler 02	H26		345309,0145
	Q Pendingin		1968249,819
Cooler 03	H23		4499606,955
	Q Pendingin		2547516,5
Total		220418382,5	220418382,5

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

Tangki Penyimpanan Produk



Jenis Tangki

Flat Bottom Cylindrical Vessel Conical Roof yaitu tangki berupa silinder tegak dengan dasar datar (Flat Bottom) dan bagian atas kerucut. Dengan mempertimbangkan

1. Kondisi operasi tangki pada tekanan dan suhu volumetrik fase cair
2. Tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi sederhana sehingga lebih ekonomis

(Coulson and Richardson, 4th edition vol 6, 2005, hal 879)

Bahan Konstruksi Tangki

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi tangki carbon steel SA-212 grade C dengan mempertimbangkan

1. Kondisi penyimpanan pada temperatur 50 C dan Tekanan 1 atm, kondisi operasi ini tidak membutuhkan bahan khusus
2. memiliki allowable working stress tinggi
3. Tahan korosi terhadap asam sulfat
4. Tahan temperatur tinggi
5. Harga relatif lebih murah

(Coulson and Richardson, 4th edition vol 6, 2005, hal 295)

Menentukan Kapasitas Tangki

Data yang dibutuhkan antara lain

1. Menghitung Produk Asam Akrilat yang masuk selama 14 Hari

$$\text{Produksi Asam Akrilat} = 9501,2691 \text{ kg/jam} \times 24 \times 30$$

$$= 6840913,8 \text{ kg/30 hari}$$

2. Menghitung p campuran pada T=30 C

Hubungna antara densitas sebagai fungsi temperatur dapat dinyatakan dalam persamaan

$$p = A \times B^{(-1-T/T_C)n}$$

Kompor	A	B	ni	Tc	p(kg/L	Xi	p.Xi
As. Akri	0,346	0,258	0,307	615	0,4400	0,99	0,43695
As. Aset	0,351	0,269	0,268	592,7	0,3744	0,00	0,00187
Air	0,347	0,274	0,285	647,1	0,3843	0,00	0,00076
Total							0,43959

Keterangan

T = Temperatur Operasi (K)

Tc = Temperatur Kritis (K)

p As. Akrilat = 0,43695

p As. Asetat 0,3% = 0,00187

p air 0,2 % = 0,00077

p Produk = $(99,3\% \times 1,1071 \text{ kg/L}) + (0,5\% \times 1,0166 \text{ kg/L}) + (0,2\% \times 1,0043 \text{ kg/L})$

= 0,43959

= 27,9125

3. Menghitung Volume Bahan Baku dalam Tangki (Kapasitas Tangki)

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. Tangki} &= \text{Kebutuhan Asam Akrilat / p campuran} \\
 &= 15561860,47 \text{ L} \\
 &= 15561,86 \text{ m}^3 \\
 \text{Dengan faktor keamanan} &= 1556,18 \text{ m}^3 \\
 \text{maka volume tangki} &
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Pada tangki tertutup berukuran besar didapat harga perbandingan $D/H = 8/3$

(D = Diameter dan H = Tinggi)

Karena $V_t = 1/4 \pi \cdot D^2 \cdot H$

$$1556,18 = \frac{1}{4} (3/8H)^2 \times H$$

$$H = \frac{4 \times 1556,18 \text{ m}^{2/3}}{3,14 \times 7,111}$$

$$H = 6,532 \text{ m}$$

$$= 21,43 \text{ ft}$$

$$D = 8/3 H$$

$$= 57,15 \text{ ft}$$

Berdasarkan Appendix E Brownell and Young (hal 346) ukuran tangki standar yang mendekati hasil perhitungan adalah

$$D = 80 \text{ ft}$$

$$H = 32 \text{ ft} = 9,75 \text{ m}$$

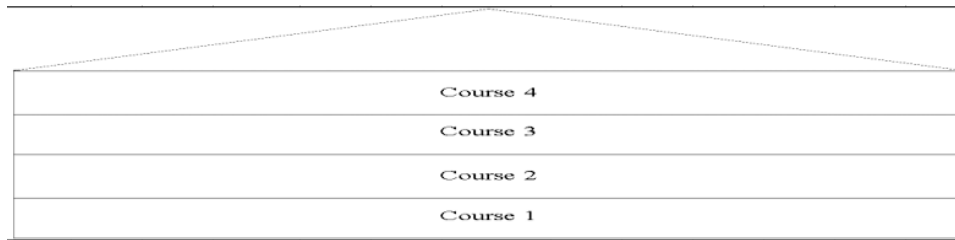
$$V = 160768 \text{ bbl}$$

$$= 25560,1132 \text{ m}^3$$

Tangki dengan ukuran $D = 80 \text{ ft}$ dan $H = 32 \text{ ft}$ memiliki kapasitas maksimum $160768 \text{ bbl} = 25560,11 \text{ m}^3$ sehingga dibutuhkan 4 courses

$$\text{Jumlah course} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Butt-welded course} = 96 \text{ in} = 8 \text{ ft}$$



Dari Brownell and Young appendix E, item 3, untuk $D = 80$ ft, dan $H = 32$ ft didapatkan 4 course. Direncanakan menggunakan lebar plate komersial 8 ft sehingga untuk tinggi 32 ft dipakai plate dengan ketebalan berbeda tipe pengelasan double welded butt joint karena jenis pengelasan yang kuat dan tidak memiliki keterbatasan

Bahan yang dipilih adalah Carbon steel SA-212 grade B dengan karakteristik sebagai berikut :

$$\text{Stress (f)} = 17500 \text{ lb/in}^2 = 17500 \text{ psi}$$

(Table 13.1 Brownell and Young , hal 252)

$$\text{Effisiensi Pengelasan} = 80\%$$

(Table 13.2, Brownell and Young , hal 254)

$$\text{Faktor Korosi (c)} = 0,125$$

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut

$$t_s = ((p \times D) / (2 f \times E)) + C \text{ (Per.3.16,}$$

Brownell and Young, hal 45)

$$t = ((p \times (H-1) \times D) / (2 \times f \times E)) + c$$

(Per.3.18, Brownell and Young, 1959)

Keterangan :

t = tebal shell (in)

p = Densitas Cairan (lb/in³)

H = tinggi course (in)

D = inside diameter (in)

f = tegangan kerja (working stress) psi

Untuk panjang shell course dapat dihitung dengan persamaan

$$L = (n.D - \text{weld length}) / 12n$$

Brownell and Young , 1959, hal 55)

Keterangan :

Weld length = jumlah plate x allowable welded joint

n = Jumlah plate

L = Panjang plate

Direncanakan plate yang digunakan 10 buah plate untuk setiap course dengan jarak sambung antar plate 5/32 in untuk sambungan vertikal, dan lebar course = 8 ft

Course 1

$$t1 = \frac{\frac{63,49}{ft^3} \times (32ft - 1) \times (80 \frac{ft \times 12in}{ft})}{2 \times 17500 \frac{lb}{in^2 \times 0,8 \times 144} ft^2 / in^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t1 = 0,331020492 \text{ in} = 0,02759 \text{ ft, Tebal Shell standart} = 0,37 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348

$$t1 = 0,37 \text{ in} = 0,03083 \text{ ft Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348}$$

$$d1 = 960 \text{ in} + 2 \times t1$$

$$d1 = 960,74 \text{ in}$$

$$L = \frac{n \times 961,1873 \text{ in} - (\frac{10 \times 5}{32} \text{ in})}{12 \times 10}$$

$$L = 25,126 \text{ in}$$

$$L = 2,09 \text{ ft}$$

Dimensi Course 1

$$\text{Panjang plate} = 25,126 \text{ in}$$

$$\text{Lebar plate} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,0275 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah plate} = 10 \text{ buah}$$

Course 2

$$H2 = H1 - 8$$

$$= 32 \text{ ft} - 8 \text{ ft} = 24 \text{ ft}$$

$$t1 = \frac{\frac{63,49}{ft^3} \times (24ft - 1) \times (80 \frac{ft \times 12in}{ft})}{2 \times 17500 \frac{lb}{in^2 \times 0,8 \times 144} ft^2 / in^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t1 = 0,27785 \text{ in} = 0,02315 \text{ ft, Tebal Shell standart} = 0,55 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348

$t_1 = 0,27 \text{ in} = 0,0225 \text{ ft}$ Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348

$$d_1 = 960 \text{ in} + 2 \times t_1$$

$$d_1 = 960,54 \text{ in}$$

$$L = \frac{n \times 960,954 \text{ in} - \left(\frac{10 \times 5}{32} \text{ in}\right)}{12 \times 10}$$

$$L = 25,121 \text{ in}$$

$$L = 2,09 \text{ ft}$$

Dimensi Course 2

$$\text{Panjang plate} = 25,121 \text{ in}$$

$$\text{Lebar plate} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,02315 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah plate} = 10 \text{ buah}$$

Course 3

$$H_3 = H_2 - 8$$

$$= 24 \text{ ft} - 8 \text{ ft} = 16 \text{ ft}$$

$$t_1 = \frac{\frac{63,49}{ft^3} \times (16 \text{ ft} - 1) \times (80 \frac{ft \times 12 \text{ in}}{ft})}{2 \times 17,5 \text{ psi} \times 0,8 \times 144 \text{ ft}^2/\text{in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_1 = 0,27785 \text{ in} = 0,02315 \text{ ft}$$

Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348

$$t_1 = 0,27 \text{ in} = 0,02083 \text{ ft}$$
 Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348

$$d_1 = 960 \text{ in} + 2 \times t_1$$

$$d_1 = 960,54 \text{ in}$$

$$L = \frac{n \times 960,954 \text{ in} - \left(\frac{10 \times 5}{32} \text{ in}\right)}{12 \times 10}$$

$$L = 25,120 \text{ in}$$

$$L = 2,09 \text{ ft}$$

Course 4

$$H_4 = H_3 - 8$$

$$= 16 \text{ ft} - 8 \text{ ft} = 8 \text{ ft}$$

$$t1 = \frac{\frac{63,49}{ft^3} \times (8ft-1) \times (80 \frac{ft \times 12in}{ft})}{2 \times 17500 \text{ psi} \times 0,8 \times 144 \text{ ft}^2/in^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t1 = 0,1715 \text{ in} = 0,01429 \text{ ft}$$

Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348

$$t1 = 0,25 \text{ in} = 0,02083 \text{ ft} \text{ Berdasarkan Brownell and Young 1959 hal 348}$$

$$d1 = 960 \text{ in} + 2 \times t1$$

$$d1 = 960,5 \text{ in}$$

$$L = \frac{n \times 960,461 \text{ in} - (\frac{10 \times 5}{32} \text{ in})}{12 \times 10}$$

$$L = 25,120 \text{ in}$$

$$L = 2,09 \text{ ft}$$

Course	Panjang Plate (ft)	Lebar Plate (ft)	tebal Shell (in)
1	25,1263425	32	0,27
2	25,12110917	24	0,27
3	25,1200625	16	0,25
4	25,1200625	8	0,25

Menentukan Tinggi Head Tangki

jenis = Conical roof head

Bahan = Carbon Steel SA-283 grade C

Berdasarkan Brownell and Young didapatkan persamaan 4.6

$$\sin \theta = D / (430 \times t_a), h = 14,36$$

$$\sin \theta = 70 \text{ ft} / (430 \times 0,55)$$

$$= 0,3382$$

Sehingga didapat tinggi head tangki dapat ditentukan sebagai berikut

$$a = 90 - 17,2165$$

$$a = 70,245$$

$$\begin{aligned}\tan a &= D / 2 H \\ H &= D / (2 \tan a) \\ H &= 80 \text{ ft} / (2 \tan 70,245) \\ H &= 12,38 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Head

Persamaan untuk menghitung tebal Head

$$t = (P \times D) / 92 \cos a \sqrt{E - 0,6P}$$

Brownell and Young, 1059 Pers 6 154, hal 118

Tekanan penyimpanan = 1 atm = 13,67 psi, dan diambil faktor keamanan 10% sehingga dapat dihitung $P = 110\% \times 13,67 \text{ psia} = 15,0362 \text{ psia}$

$$t = \frac{16,17 \text{ psi} \times (70 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}})}{2 \cos 72,7835 (17,50 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 16,75)}$$

$$t = 0,240861 \text{ in} = 0,0200718 \text{ ft}$$

Ringkasan Tangki Penyimpanan Asam Akrilat (T-02)

Fungsi :

Menyimpan produk berupa asam akrilat pada tekanan atmosfer dan temperatur kamar dalam fase cair selama 14 hari

Tipe :

Flat Bottom Vessel dengan Conical Roof

Kondisi			
Temperatur	30	C	
Tekanan	1	atm	
Fase	Cair		

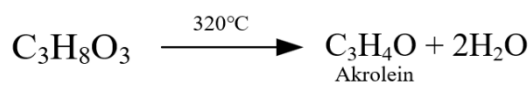
Bahan				
Konstruksi				
Carbon Steel				
283 Grade C				
Jumlah	1	buah		
Diameter	80	ft	24,384 m	
Tinggi	32,00	ft	9,7536 m	
Jumlah Cour	4			
Course 1				
Panjang Plat	25,126343	ft		
Lebar Plate	32	ft		
Tebal Plate	0,27	in		
Course 2				
Panjang Plat	25,12110917	ft		
Lebar Plate	24	ft		
Tebal Plate	0,27	in		
Course 3				
Panjang Plat	25,1200625	ft		
Lebar Plate	16	ft		
Tebal Plate	0,25	in		
Course 4				
Panjang Plat	25,1200625	ft		
Lebar Plate	8	ft		

Tebal Plate	0,25	in		
Tinggi Head	12,38390093	ft	Tebal I	0,0201 ft
Tinggi Total	= 13,52821 m = 3,77461 m			

▪ Rancang Alat Reaktor Dehidrasi

Uraian Proses

Pada reaktor hidrogenasi terjadi proses pemecahan ikatan carbon pada acetol dengan penambahan gas hidrogen. Sehingga membentuk akrolein



Kondisi Operasi Input:

T = 593,5 K

P = 3,039 bar

Menghitung Compressibility factor (Z) umpan masuk (Yaws, 1999)

Komponen	B M	Tc (K)	Pc (bar)	Flow rate (kg/jam)	xi
C ₃ H ₈ O ₃	92	723	40	15402,9218	0,97495484
				9	2
H ₂ O	18	647,1	220,5	77,4016175	0,02504515
		3	5	2	8
Total				15480,3235	1

yi.BM				
yi	(gr/mol)	yi. Tc (K)	yi. Pc (bar)	yi. Xi
0,995	91,54	719,385	39,8	0,9700801
0,005	0,09	3,23565	1,10275	0,0001252

1	91,63	722,62065	40,90275	0,9702053
---	-------	-----------	----------	-----------

Menghitung densitas (p) umpan masuk

Komponen	A	B	n	Tc	T	p (g/ml)	p (kg/m2)	xi
C ₃ H ₈ O ₃	0,3491	0,249	0,1541	723	291,33	0,7987214	798,7214499	0,974
H ₂ O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	273,16	0,6781073	678,1072888	0,025
Total						1,4768287	1476,828739	1

Yaws 1999, Density of Liquid

Menghitung viskositas (μ) umpan masuk

Komponen	A	B	C	μ (cP)	xi	μ.xi
	-	3,0	-			
	20,	8E-	5,38E-	1,43E+0	0,97495	1,40E
C ₃ H ₈ O ₃	505	01	05	2	4842	+02
	-		-			
	36,	0,4	0,0000	2,12E+0	0,02504	5,31E
H ₂ O	826	29	162	2	5158	+00
				355,180		144,82
Total				2678	1	866

Yaws 1999, Viscosity of Gas

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$Z = 1 + \frac{B.P_c}{R.T_c} \times \frac{Pr}{Tr} =$$

$$Tr = \frac{T}{T_c}$$

$$Pr = \frac{P}{P_c}$$

Sehingga untuk umpan campuran diperoleh

$Tr = (y_i p_C \times t)$	0,821316136
$Pr = (P \cdot Y_i T_c)$	0,074316539
$B_0 =$	0,661223692
$B_1 =$	0,532174148
$B_{Pc} / R_{Tc} =$	0,144905516
$Z =$	1,013111731

Katalis

Jenis : $ZrO_2-Al_2O_3$

Wujud : Butiran

Gugus fungsi : Sulfonic acid (HSO_3)

Diameter partikel, d_p : $100 \mu m = 0,01 \text{ cm}$

Porositas : 0,7

Densitas padatan, p_s : $5,5 \text{ kg/m}^2 \rightarrow 55 \text{ gr/cm}^2$

Fenomena aliran melalui fluidized bed memiliki bilangan Reynold yang berbeda dengan pipa kosong, sehingga dilakukan modifikasi Reynold Number sebagai berikut:

Fenomena aliran melalui media berpori memiliki bilangan *Reynold* yang berbeda dengan pipa kosong, sehingga akan digunakan *modified Reynold Number*,

$$NRe = \frac{\rho, Dp, V}{\mu} \times \frac{1}{1 - \varepsilon}$$

Ketentuan : N_{Re} diharapkan aliran turbulen, maka dipilih $N_{Re} = 2200$

Dalam hubungan ini :

$$\rho \text{ (densitas umpan)} = 951,140 \text{ kg/m}^3$$

$$Dp \text{ (diameter partikel)} = 0,035 \text{ m}$$

$$\mu \text{ (viskositas umpan)} = 0,000878 \text{ kg/m.s}$$

$$V \text{ (kecepatan linier umpan reaktor) (m/s)} = V = \frac{N_{Re} \mu (1 - \varepsilon)}{\rho \cdot Dp} = 0,0389 \text{ m/s}$$

$$Q = V \cdot A$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0,006}{0,0389} = 0,172 \text{ m}$$

$$Di = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,172}{3,14}} = 0,468 \text{ m}$$

Pemilihan jenis reactor

Dalam perancangan ini, dipilih tipe Reaktor dengan jenis fluidized bed dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Penanganan dan transportasi produk lebih mudah dilaksanakan
- Reaksi dalam fase gas dengan katalis padatan
- Konversi yang dihasilkan tinggi
- Profil temperatur dalam reaktor seragam, pengoperasiannya juga mudah karena unggun terfluidisasi menyebabkan proses lebih stabil.

Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Dalam perancangan reaktor digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-285 Grade C yang disesuaikan dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Harga relatif murah dibandingkan dengan stainless stell
- Tahan terhadap panas dengan range suhu 0 - 600°F
- Memiliki allowable stress tinggi yaitu 990 bar
- Material yang disimpan tidak korosif

Menentukan Dimensi Reaktor

Berdasarkan table 2.1 (Kunii & Levenspiel, 1991) Perancangan reaktor fluidization adalah sebagai berikut:

- **Menghitung Kecepatan Volumetrik Umpan (Q)**

Massa umpan (M) = 15480,3235 kg/jam

$$Q = M/p \text{ (densitas)}$$

$$= 15,48 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- **Menghitung Kecepatan Pada Saat Fluidisasi Minimum (Umf)**

$$\frac{dp}{\mu} \frac{U_{mf}}{\rho g} = \left[(33,7)^2 + 0,0408 \frac{dp^3 \rho g (\rho p - \rho g) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7$$

$$U_{mf} = 74,91029 \text{ cm/s}$$

- **Menghitung kecepatan terminal (Vt)**

$$U_t = \left[\frac{4 \cdot (\rho p - \rho g)^2 \cdot g^2}{225 \cdot \rho g \cdot \mu} \right]^{1/3} \times dp$$

$$V_t = 116,14 \text{ cm/s}$$

- **Menghitung diameter zona reaksi (Dt)**

Supaya partikel dapat jatuh, maka kecepatan gas fluidisasi harus dibawa kecepatan terminal (Vt)

$$U_{mf} = 74,91029749 \text{ cm/s}$$

$$V_t = 116,145 \text{ cm/s}$$

$$V_t/U_{mf} = 1,5504 \text{ cm/s}$$

$$V_o = 10 \times U_{mf}$$

$$= 749,10 \text{ cm/s} = 7,49 \text{ m/s}$$

$$A = Q/V_o = 2,066 \text{ m}^2$$

$$D_t = 4A/\pi^{1/2}$$

$$D_t = 8,267/3,14^{1/2}$$

$$= 1,316 \text{ m}$$

- **Menghitung Transport Disengaging Height (TDH)**

$$V_o = 749,102 \text{ cm/s}$$

$$d_t = 1,316 \text{ m}$$

Dari fig. 3.16, diperoleh harga (TDH/dt) = 4 (Kunii D & Levenspiel, 1993 : 94)

$$TDH = 4 \times d_t$$

$$= 5,26 \text{ m}$$

- Menghitung Head Bawah (Lh)

Desain reaktor fluidized bed untuk mereaksikan acetol dan H₂ menjadi propilen glikol dipilih tipe semi elliptical dished hal tersebut karena:

- a) Semi elliptical head digunakan pada tekanan >40 atm
- b) Bentuk semi elliptical memiliki distribusi tegangan yang lebih merata dibandingkan bentuk datar
- c) Tahan terhadap tekanan dan beban mekanis yang beroperasi pada tekanan dan suhu tinggi

$$L_h = 1/6 \times (2+dt)$$

$$= 0,1666 \times 3,316$$

$$= 0,5527 \text{ m}$$

- Menghitung tinggi Pada Fluidisasi Minimum (Lmf)

$$\int_1^z \frac{1}{z} dz = \int_0^{0.02} \frac{F}{k_p \cdot C^* \cdot (1 - X_A)} dX_A$$

$$\text{kec. Propagasi} = 800 \text{ mol dt}$$

$$\text{konsentrasi situs aktif katalis (C*)} = 42 \text{ mol}$$

$$X_A = 0-0,02 \text{ (konversi per pass)}$$

$$F = 15,48$$

Dari persamaan Konstanta pada integral dapat dihitung sebagai:

$$\ln z = 0,98$$

$$z = 1,00001396 \text{ m}$$

$$L_{mf} = 1,00001396 \text{ m}$$

- Menentukan volume reaktor

$$V = \text{Luas alas} \times \text{tinggi}$$

$$\text{Diameter (d)} = 1,3164 \text{ m}$$

$$L_{mf} (L) = 1,00001396$$

$$V = \frac{1}{4} \pi d^2 L$$

$$= 1,360 \text{ m}^3$$

Volume Reaktor dilebihkan 20 % alasannya agar:

- a) antisipasi terhadap variasi proses dalam operasi nyata, konsentrasi reaktan dan suhu dapat mengalami fluktuasi
- b) memastikan bahwa reaktor tidak beroperasi dalam kondisi penuh yang ekstrem untuk menghindari reaktor meledak
- c) volume tambahan memberikan ruang untuk ekspansi ini, menghindari tekanan berlebih di dalam reaktor.
- d) Volume ekstra memungkinkan peningkatan kapasitas menyesuaikan permintaan pasar tanpa harus mengganti reaktor.

$$\begin{aligned}\text{Vol baru} &= \text{vol baru} \times 1 + 20/100 \\ &= 1,632 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- Menentukan tinggi reaktor Pada zona reaksi (Lr)

$$\begin{aligned}L_r &= TDH + L_h + L_{mf} \\ &= 6,818 \text{ m}\end{aligned}$$

Ditingkatkan untuk faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor baru} &= \text{tinggi} \times 1 + 10/100 \\ &= 7,5002 \text{ m}\end{aligned}$$

- Mengitung diameter freeboard (Df)

Untuk menghindari terjadinya entrainment atau aliran partikel padat pada freeboard, maka kecepatan gas pada freeboard (U_c) $\ll U_t$.

$$A_f = Q/U = 51,6071 \text{ m}^2$$

Persamaan yang digunakan:

$$D_f = \left[\frac{4 \cdot A_f}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$D_f = 32,87 \text{ m}$$

- Menghitung Kebutuhan katalis

Berdasarkan paten didapatkan bahwa katalis untuk mereaksikan acetol menjadi propilien glikol besarnya 5% dari laju alir acetol

$$\text{laju alir acetol} = 774,01 \text{ kg/jam}$$

Jadi, kebutuhan katalis adalah 833 kg/jam

- Menghitung tebal dinding reactor

Dalam perancangan reaktor digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-240 Grade C. Tebal dinding tangki yang dipengaruhi oleh internal pressure tangki dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young (1979) halaman 254 sebagai berikut:

Persamaan yang digunakan:

$$t = \frac{P \cdot ID}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

dimana;

ID : Inside Diameter = 2,253 m = 90,12 in

C : Faktor Koreksi = 0,125

P : Tekanan design reaktor = 3 atm = 44,1 psi

f : Tekanan maksimum yang diijinkan sesuai bahan yang dipakai

E : Efisiensi pengelasan = 0,85

Dengan besaran:

allowable stress (f) = 17000 psia

faktor korosi © = 0,125

efisiensi pengelasan € = 80%

Jari jari dalam shell (ID) = 1,3164 m = 15,79 in

Dicari $t_s = 0,0035 + 0,125$

$= 0,128$ in

Dalam hal ini dipilih tebal dinding reaktor sebesar 1/4 in

- Menghitung Tutup Reaktor (OA)

ID = 24,53 in

OD = ID + 2 x t_s

$= 24,71$ in

Maka, tebal head

berdasarkan persamaan 13.1, Brownell & Young (1979) halaman 46 adalah :

$$th = \frac{P.D.V}{(2fE - 0,2P)} + C$$

$$th = \frac{P.D.V}{(2fE - 0,2P)} + C \quad \text{gal}$$

Dalam hubungan ini

th = tebal head tangki (in)

D = diameter luar tangki ,OD (in)

C = faktor korosi = 0,125

f = tekanan maksimum yang diijinkan (psi) = 12.650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,8

$$a = 12,27 \text{ in}$$

$$b = 6,13 \text{ in}$$

$$k = 2$$

$$V = 1$$

$$th = 0,37 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar dengan 5/16 inci

- Waktu Tinggal

Rumus yang digunakan :

$$\tau = \frac{W}{F_o}$$

dengan :

$$\tau = \text{waktu tinggal}$$

$$F_o = \text{laju alir umpan masuk}$$

$$\text{laju alir umpan masuk} = 15480,3235 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mencari nilai } W = \text{vol reactor} \times \text{densitas umpan masuk}$$

$$= 2410,83 \text{ kg}$$

$$t = 0,155 \text{ jam} = 9,34 \text{ menit}$$

Ringkasan Reaktor-01

Fungsi :	Tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi gliserol menghasilkan akrolein	
jenis :	Fluidized Bed	
kondisi operasi :	3 atm	
Fase reaksi :	Gas dengan katalis pa Carbon Steel SA	
Bahan konstruksi	Grade	
Diameter zona reaksi	1,32	m
Transport Disengaging Heig	5,27	m
Volume	1,36	m ³
Tinggi Reaktor	7,50	m
Tebal dinding Reaktor	0,13	1/8 in
Tebal Head Reaktor	0,37	in
Waktu tinggal	9,34	menit

▪ Rancang Alat Reaktor Dehidrasi

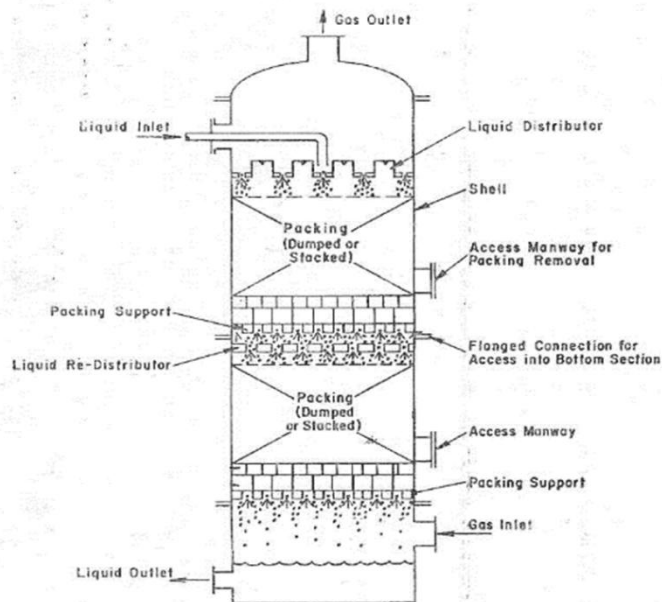
Ringkasan Reaktor-02

Fungsi :	Tempat berlangsungnya reaksi antara Akrolein Oksigen menghasilkan asam akrilat	
jenis :	Fixed bed multitube	
kondisi operasi :	3 atm	
Fase reaksi :	Gas dengan katalis pa	

spesifikasi katalis:

1. Jenis	Tri-MoVWCuO	
3. Bulk density	1380 kg/m ³	
4. Porositas	0,4	
5. Diameter partikel	0,157	in
6. Berat Katalis	1.874	kg
Spesifikasi pipa:		
1. Jumlah pipa	1479	buah
2. Diameter luar	1,32	in
3. Diameter dalam	1,049	in
4. Panjang pipa	4,3	m
5. Waktu tinggal	0,238707905	detik
Spesifikasi shell:		
1. Diameter luar	58,41991104	in
2. Tebal	1,25	in
3. Bahan konstruksi	Stainless Steel SA grade 10 tipe 310	
Spesifikasi head:		
1. Diameter luar	138	in
2. Tebal	1,5	in
3. Tinggi head	20,64728326	in
4. Bentuk	Torispherical Flange Dished Head	
5. Bahan konstruksi	Stainless Steel SA grade 10 tipe 310	
Tinggi total reaktor	5,348881989	m

▪ **Absorber (D-201)**



Ringkasan Kolom Absorber

Fungsi :	Mengkontakkan Gas Asam Akrilat dengan Air
kondisi operasi :	T = 50, P = 1 atm
Tipe :	Packed Tower
Bahan Konstruksi :	Carbon Steel 283 Grade C

PACKING DESIGN

Packing Type	ceramic Rashing Ring
Packing size (mm)	51
Bulk Density (kg/m ²)	353
Surface area(m ² /m ³)	102
Packing Factor (m ⁻¹)	66

Packing Support	Multi-beam Packing Support
Tinggi Packing Support (m)	0,25
Jumlah Packing suport	2
Packing Structure	Random
Tinggi Packed Bed (m)	5,9463
Jarak antara packed (m)	0,45
Column Design	
Inside Diameter (m)	1,2465
Tinggi Kolom (m)	4,8460
Tebal Kolom (m)	0,0064
Liquid Distributor	Weir-trough distributors
Tinggi Liquid Distributor (m)	1
Jumlah Liquid Distributor	1
Liquid Redistributor	Wall wiper redistributor
Tinggi Liquid Redistributor	0,25
Jumlah Liquid Redistributor	1
Hold Down Plate (m)	Hold-down plate type HP-1
Tinggi Hold Down Plate (m)	0,1
Jumlah Hold Down Plate	2
Diameter Pad	Diameter pad round shape embedded
Tinggi Diameter Pad (m)	0,1
Jumlah Diameter Pad	1
Head Specification	

Head Type	Torispherical
Bahan Head	Carbon Steel 283 Grade C
	0,007937
Ketebalan Head (m)	0,566975344
Tinggi Head (m)	Torispherical

▪ **Distilasi 01**

Resume Distilasi

Kode	: D-01
Alat	
Fungsi	: Memisahkan campuran H ₂ O, Acetic Acid, dan Acrylic Acid sehingga diperoleh atas Asam Akrilat dengan kemurnian 99,5%
Tipe	: Packed Tower
Bahan	
Konstruksi	: Stainless steel SA-167 Grade 11 Type 316
Spesifikasi	
Packing	: metal pall ring
jumlah stage	: 36
Umpan masuk	: stage 10/11

Kondisi operasi	puncak	0,3	atm	Luas	125381,8689	in ²
	Umpuan	368,15	K			
		0,4	m			

		373,15	K		
	botto		at		
	m	0,4	m		
		383,15	K		
Diamete	punc	117,7125		9,809377	
r Kolom	ak	279	in	324	ft
	botto	117,7125		2,989898	
	m	279	in	208	m
Tinggi	punc	11,51661		0,959717	
Kolom	ak	15	in	625	ft
	botto	11,51661		0,959717	
	m	15	in	625	ft
	mena	321,1909		8,158248	
	ra	005	in	872	m
Tebal					
Head	atas	0,25	in		
	dasar	0,25	in		
Tebal					
Shell	atas	0,1875	in		
	dasar	0,1875	in		

▪ Heat Exchanger

Spesifikasi Alat Heat Exchanger E-201 (STHE 1-2)

Spesifikasi

Kode Alat	HE - 01
Fungsi	Memanaskan Akrolein menuju Reaktor-2
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	1 unit

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
<i>Length</i>	16 ft	
Bagian Shell		
Media Pemanas	<i>Steam</i>	
ID Shell	12	in
<i>Passes</i>	1	
<i>Baffle Spacing(digunakan untuk memperpanjang fluida agar lebih lama</i>	3	In (Segmental baffle)
Bagian Tube		
Fluida	<i>Akrolein</i>	
<i>Number of tube</i>	62	Buah
Panjang	16	ft
OD	0,75	in
ID	0,62	in
BWG	14	
<i>Pitch(susunan triangular)</i>	1	in

▪ Pompa

Resume Pompa (P-05)	
Kode	: P-05
Fungsi	: Memompa fluida berupa asam akrilat, asam asetat dan air dari reboiler menuju tangki penyimpanan
Tipe	: Centrifugal pump

Kapasitas			
Pompa	: 0,108480298	kg/jam	9501,26913
Ukuran pipa	: D nominal =	1,5	in
	ID =	1,5	in
	OD =	1,9	in
	Sch =	80	
	Flow area (Am)		
	=	1,764	0,01225 ft ²
Daya pompa	: 0,889283146	HP	
Daya motor	: 1,111603932	HP	

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN EKONOMI

Kapasitas produksi : 52.000 ton/tahun

Jumlah hari produksi per tahun : 330 hari

Tahun Pembangunan : 2026

Tahun beroperasi : 2029

- Manufacturing Expense

1. Total Capital Investment

Tahun	CEPCI
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
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	708,8
2022	816,0
2023	797,9
2024	800,7

1.1 Harga Peralatan

A. Harga Peralatan Dalam Negeri

No.	Nama Alat	Kode	Harga Referensi (2014)	Harga (Rp)	Jumlah	CEPCI
1	Tangki Penyimpanan	T-01	\$ 209.000,00	Rp 3.367.207.360,00	4	576,100
2	Tangki Harian	T-02	\$ 63.400,00	Rp 1.021.439.936,00	2	576,100
3	Tangki Produk	T-03	\$ 287.300,00	Rp 4.628.701.792,00	4	576,100
4	Accumulator	ACC-01	\$ 52.000	Rp 837.774.080,00	1	576,100
5	Blower	BL-01	\$ 17.000	Rp 273.887.680,00	1	576,100
6	Pompa 1	P-01	\$ 15.500	Rp 249.721.120,00	1	576,100
7	Pompa 2	P-02	\$ 15.500	Rp 249.721.120,00	1	576,100

8	Pompa 3	P-03	\$ 15.500	Rp 249.721.120,00	1	576,100
9	Pompa 4	P-04	\$ 15.500	Rp 249.721.120,00	1	576,100
10	Kompresor	K-01	\$ 26.200	Rp 422.109.248,00	1	576,100

B. Harga Peralatan Luar Negeri

No.	Nama Alat	Kode	Harga Referensi (2014)	Harga (Rp)	Jumlah	CEPCI
1	Reaktor Fixed Bed	R-01	\$ 150.000,00	Rp 2.416.656.000,00	1	576,100
2	Reaktor Fixed Bed	R-02	\$ 150.000	Rp 2.416.656.000,00	1	576,100
3	Separator	SP-01	\$ 195.500,00	Rp 3.149.708.320,00	1	576,100
4	Absorber	ABS- 01	\$ 150.000	Rp 2.416.656.000,00	1	576,100
5	Menara Destilasi	MD- 01	\$ 250.000	Rp 4.027.760.000,00	1	576,100
6	Heat Exhanger	HE- 01	\$ 54.500	Rp 878.051.680,00	1	576,100
7	Heat Exhanger	HE- 02	\$ 54.500	Rp 878.051.680,00	1	576,100
8	Cooler	CO- 01	\$ 42.000	Rp 676.663.680,00	1	576,100
9	Cooler	CO- 02	\$ 42.000	Rp 676.663.680,00	1	576,100
10	Cooler	CO- 03	\$ 42.000	Rp 676.663.680,00	1	576,100

12	Condensor	CD-01	\$ 54.000	Rp 869.996.160,00	2	576,100
13	Furnace	F-01	\$ 450.000	Rp 7.249.968.000,00	1	576,100
14	Reboiler	RB-01	\$ 55.500	Rp 894.162.720,00	1	576,100
14	Three Way Valve		\$ 15.000	Rp 241.665.600,00	1	576,100

C. Perhitungan Proyeksi Harga Alat Tahun 2025

No.	Nama Alat	Kode	Harga	Harga (Rp)	Jumlah
1	Tangki Penyimpanan	T-01	\$ 280.124	Rp 4.513.084.859	4
2	Tangki Harian	T-02	\$ 84.975	Rp 1.369.041.053	2
3	Tangki Produk	T-03	\$ 385.070	Rp 6.203.872.152	4
4	Accumulator	ACC-01	\$ 69.696	Rp 1.122.872.788	1
5	Blower	BL-01	\$ 22.785	Rp 367.093.027	1
6	Pompa 1	P-01	\$ 20.775	Rp 334.702.466	1
7	Pompa 2	P-02	\$ 20.775	Rp 334.702.466	1
8	Pompa 3	P-03	\$ 20.775	Rp 334.702.466	1
9	Pompa 4	P-04	\$ 20.775	Rp 334.702.466	1
10	Kompresor	K-01	\$ 35.116	Rp 565.755.135	1
11	Reaktor Fixed Bed Multitube	R-01	\$ 201.046	Rp 3.239.056.119	1

No.	Nama Alat	Kode	Harga	Harga (Rp)	Jumlah
12	Reaktor Fixed Bed Multitube	R-02	\$ 201.046	Rp 3.239.056.119	1
13	Absorber	ABS-01	\$ 262.030	Rp 4.221.569.808	1
14	Menara Destilasi	MD-01	\$ 201.046	Rp 3.239.056.119	1
15	Heat Exchanger	HE-01	\$ 335.076	Rp 5.398.426.864	1
16	Heat Exchanger	HE-02	\$ 73.047	Rp 1.176.857.056	1
17	Cooler	CO-01	\$ 73.047	Rp 1.176.857.056	1
18	Cooler	CO-02	\$ 56.293	Rp 906.935.713	1
19	Cooler	CO-03	\$ 56.293	Rp 906.935.713	1
20	Condensor	CD-01	\$ 56.293	Rp 906.935.713	2
21	Furnace	F-01	\$ 72.376	Rp 1.166.060.203	1
22	Reboiler	RB-01	\$ 603.137	Rp 9.717.168.356	1
23	Three Way Valve		\$ 74.387	Rp 1.198.450.764	1

1.2 Purchased Equipment Cost

PEC Dalam Negeri

Harga	Biaya (US\$)
Harga Alat	\$ 716.900,00
Biaya Pengakutan ke Pelabuhan (15% EC)	\$ 107.535,00
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	\$ 7.169,00
Biaya Provinsi Bank (0,5% EC)	\$ 3.584,50
Transportasi Darat ke Pelabuhan (15% EC)	\$ 107.535,00

EMKL (1% EC)	\$	7.169,00
Total PEC dalam Negeri	\$	949.892,50

PEC Luar Negeri

Harga	Biaya (US\$)
Harga Alat	\$ 1.705.000,00
Biaya Pengangkutan ke Pelabuhan (15% EC)	\$ 255.750,00
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	\$ 17.050,00
Biaya Provinsi Bank (0,5% EC)	\$ 8.525,00
Transportasi Darat ke Pelabuhan (15% EC)	\$ 255.750,00
EMKL (1% EC)	\$ 17.050,00
Pajak Bea Masuk Barang (20% EC)	\$ 341.000,00
Total PEC Luar Negeri	\$ 2.600.125,00
TOTAL PEC DALAM+LUAR NEGERI	\$ 3.550.017,50

1.3 Physical Plant Cost

a. Biaya instalasi + 43%PEC = (1% material dan buruh 32%)

No.	Jenis	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
1	Biaya Material	\$390.501,93	Rp12.205.275.765,56
2	TKA	\$393.097,28	Rp12.286.394.617,90
3	TKI	\$2.228.724,95	Rp69.659.586.463,90
Total Biaya Instalasi		5.843.896,91	\$3.012.324,16

b. Biaya pemipaan = 86% PEC (49% Material + 37% Buruh)

No.	Jenis	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
-----	-------	--------------	-------------

1	Biaya Material	\$1.739.508,58	Rp54.368.955.682,94
2	TKA	\$1.313.506,48	Rp14.206.143.776,95
3	TKI	\$3.053.015,05	Rp80.543.896.848,89
Total Biaya Pemipaan		5.843.896,91	\$1.739.508,58

c. Biaya instrumentasi = 30% PEC (24% Material + 6% Buruh)

No.	Jenis	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
1	Biaya Material	\$852.004,20	Rp26.629.692.579,40
2	TKA	\$213.001,05	Rp11.518.494.954,28
3	TKI	\$1.065.005,25	Rp65.305.862.309,91
Total Biaya Instrumentasi		6.421.314,19	\$852.004,20

d. Biaya insulasi = 8% PEC (3% Material + 6% Buruh)

No.	Jenis	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
1	Biaya Material	\$106.500,53	Rp3.328.711.572,43
2	TKI	\$177.500,88	Rp6.657.423.144,85
Total Biaya Insulasi		619.831,79	\$284.001,40

e. Biaya listrik = 15% PEC (9% Material + 6% Labor)

No.	Jenis	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
1	Biaya Material	\$319.501,58	Rp11.095.705.241,42
2	TKI	\$213.001,05	Rp16.643.557.862,13
Total Biaya Insulasi		619.831,79	\$532.502,63

g. Biaya Bangunan

Building Cost	
Parameter	Luas (m²)
Kantor Pusat	800
Aula	500
Poli Klinik	400
Control Room	400
Kantor RnD	350
Kantor Diklat	350
Kantor HSE	350
Kantin & Koperasi	300
Perpustakaan	200
Masjid	300
Laboratorium	400
Fire Station	150
Gudang	250
Maintenance	100
Pos Keamanan	50
TOTAL AREA	4900
Harga bangunan (2021)	Rp 2500000
Perkiraan harga (2025)	Rp 4000000
Total Building Cost (Rp)	Rp 19600000000

Building Cost	
Parameter	Luas (m²)
TOTAL BUILDING COST (\$)	\$ 1216557,094
Land Cost	
Parameter	Luas (m2)
Kantor Pusat	800
Aula	500
Poliklinik	400
Control Room	400
Kantor Rnd	350
Kantor Diklat	350
Kantor HSE	350
Kantin Dan Koperasi	300
Perpustakaan	200
Masjid	300
Laboratorium	400
Fire Station	150
Gudang	250
Maintenance	100
Pos Keamanan	50
Area Utilitas	1.500
Area Proses	7.500

Land Cost	
Parameter	Luas (m2)
Area Pengolahan Limbah	1.200
Area Penyimpanan	1.500
Area Pengembangan	900
Safety Point	100
Area Parkir Kend Operasional	300
Area Parkir Kend Umum	450
Taman	500
Jalan	2.000
Total Land Cost	20850
Perkiraan harga tanah per m ²	: Rp 4.000.000 per m ²
Total land Cost	: Rp 83.400.000.000
	: \$ 5.176.574,57
Total Services Facilities Cost	: \$ 3.787.860,922
Total Direct Plant Cost	
TOTAL DIRECT PLANT COST	
Parameter	Cost
PEC	\$3.550.017,50
Instalasi Alat	\$3.012.324,16
Pemipaan	\$3.053.015,05
Instrumentasi	\$1.065.005,25
Insulasi	\$284.001,40
Listrik	\$532.502,63
Bangunan	\$1.216.557,094

Tanah	\$5.176.574,57
Ulititas	\$2.662.513,13
Engineering and Construction	\$4.323.503,20
TOTAL DPC	\$30.264.522,43

Total Fixed Capital Investment

TOTAL FIXED CAPITAL INVESTMENT and Land	
Fix Capital Invesment	Biaya (US\$)
Direc Plant Cost	\$25.941.019,23
Constractor's Fee	\$2.594.101,92
Contingency	\$30.264.522,43
Total	\$58.799.643,59

Total Capital Investment

TOTAL CAPITAL INVESTMENT	
Capital Investment	Biaya (US\$)
Total FCI	\$58.799.643,59
Plant Start Up	\$5.879.964,36
Interest During Construction	\$2.939.982,18
Total WCI	\$728.495.347,88
Total	\$796.114.938,01

Raw Material Cost

Komponen	Kapasitas	Total Cost
	(kg/tahun)	Harga (\$/kg)

Propilen	1.921.677	0,85	1.633.425
katalis R-01	866.779	42	36.405
Katalis R-02	1874,000	42	78.708
Total Raw Material Cost			1.748.538

Supervision Cost

salaries of all personnel responsible for the direct supervision of productive operations

Gaji 1 tahun = 13 kali

Posisi	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji/Tahun
Komisaris Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 650.000.000
Komisaris Independen	1	Rp 30.000.000	Rp 390.000.000
Direktur Utama	1	Rp 45.000.000	Rp 585.000.000
Direktur Bagian	3	Rp 35.000.000	Rp 1.365.000.000
Sekretaris	1	Rp 12.000.000	Rp 156.000.000
Staff Ahli	3	Rp 10.000.000	Rp 390.000.000
Manager	5	Rp 25.000.000	Rp 1.625.000.000
Kepala Bagian	16	Rp 20.000.000	Rp 4.160.000.000
Total Semua Pegawai	35	Rp 227.000.000	Rp 9.321.000.000

Operating Labor Expenses

consist of the wages paid to employee whose efforts are directed solely toward product manufacture

Gaji 1 tahun = 13 kali

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Karyawan Bag Material	3	Rp 6.000.000	Rp 234.000.000

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Karyawan Bag Utilitas	24	Rp 7.000.000	Rp 2.184.000.000
Karyawan Bag Packing dan Pergudangan	4	Rp 6.000.000	Rp 312.000.000
Karyawan Proses	18	Rp 7.500.000	Rp 1.755.000.000
Karyawan Lab dan Kalibrasi	5	Rp 7.500.000	Rp 487.500.000
Karyawan Bag K3	5	Rp 7.500.000	Rp 487.500.000
Karyawan Bag HSE	3	Rp 7.500.000	Rp 292.500.000
Karyawan Rescue Pemadam	5	Rp 6.500.000	Rp 422.500.000
Karyawan Bag Audit	4	Rp 7.500.000	Rp 390.000.000
Karyawan Bag Riset	7	Rp 7.000.000	Rp 637.000.000
Karyawan Product Develop	4	Rp 7.500.000	Rp 390.000.000
Karyawan Peng. Proses	4	Rp 7.500.000	Rp 390.000.000
Karyawan Pemeliharaan	7	Rp 7.000.000	Rp 637.000.000
Karyawan Instrumen Listrik	6	Rp 7.000.000	Rp 546.000.000
Karyawan Bag Workshop	4	Rp 7.500.000	Rp 390.000.000
Karyawan Bag Alat Berat	6	Rp 7.000.000	Rp 546.000.000
Karyawan Bag Fabrikasi	3	Rp 7.500.000	Rp 292.500.000
Karyawan Peng. Sistem	5	Rp 7.500.000	Rp 487.500.000
Karyawan Infrastruktur	4	Rp 7.500.000	Rp 390.000.000
Karyawan Pelatihan	5	Rp 7.000.000	Rp 455.000.000
Karyawan Bag SDM	3	Rp 6.500.000	Rp 253.500.000
Karyawan Pemelihara Ling.	5	Rp 7.000.000	Rp 455.000.000
Karyawan Bag Pengamanan	4	Rp 6.500.000	Rp 338.000.000
Karyawan Bag Pelayanan	4	Rp 6.000.000	Rp 312.000.000
Karyawan Bag Keperawatan	3	Rp 6.000.000	Rp 234.000.000
Karyawan Bag Medis	2	Rp 6.000.000	Rp 156.000.000

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Karyawan Kesejahteraan	2	Rp 6.000.000	Rp 156.000.000
Karyawan Bag Penggajian	3	Rp 7.000.000	Rp 273.000.000
Karyawan Creative Media	3	Rp 7.000.000	Rp 273.000.000
Karyawan Branding	3	Rp 6.500.000	Rp 253.500.000
Karyawan Penjualan Korp.	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Penjualan Retail	4	Rp 7.000.000	Rp 364.000.000
Karyawan Distribusi Produk	4	Rp 7.000.000	Rp 364.000.000
Karyawan Ekspansi Bisnis	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Peng. Pasar	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Partnership	3	Rp 7.000.000	Rp 273.000.000
Karyawan Analisa Pasar	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Perbendaharaan	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Pajak-Penagihan	3	Rp 7.000.000	Rp 273.000.000
Karyawan Suku Cadang	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Akunt. Mangm	3	Rp 7.000.000	Rp 273.000.000
Karyawan Akuntansi Finance	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Susun Anggaran	2	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
Karyawan Real. Anggaran	3	Rp 7.000.000	Rp 273.000.000
sopir	6	Rp 5.200.000,00	Rp 405.600.000
satpam	12	Rp 5.200.000,00	Rp 811.200.000
cleaning service	10	Rp 5.200.000,00	Rp 676.000.000
Total	222	Rp 321.100.000	Rp 19.598.800.000

Direct Manufacturing Cost	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
Supervisi Cost	\$ 578.547,38	Rp 9.321.000.000,00

Maintenance Cost	\$ 5.879.964,36	Rp 94.732.340.978,57
Plant Supplies	\$ 881.994,65	Rp 14.209.851.146,79
Royalties and Patent	\$ 2.792.400,00	Rp 44.988.468.096,00
Utilitas Cost	\$ 3.498.548,81	Rp 56.365.259.882,61
Labor Cost	\$ 1.216.482,61	Rp 19.598.800.000,00
Raw Material	\$ 1.748.538,60	Rp 28.170.775.367,64
Total	\$ 16.596.476,42	Rp 267.386.495.471,61

Indirect Manufacturing Cost	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
Payroll Overhead	\$ 243.296,52	Rp 3.919.760.000,00
Laboratory Cost	\$ 182.472,39	Rp 2.939.820.000,00
Plant Overhead	\$ 547.417,17	Rp 8.819.460.000,00
Packaging & Transportation	\$ 9.308.000,00	Rp 149.961.560.320,00
Total	\$ 10.281.186,09	Rp 165.640.600.320,00

Total Product Expenses

Packaging, Loading, and Shipping (10% Sales)

Parameter	Presentase	Cost
Packaging, Loading, Shipping	10%	\$9.308.000,00
TOTAL PACKAGING, LOADING, SHIPPING		\$9.308.000,00

Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
Depresiasi	\$ 5.879.964,36	Rp 94.732.340.978,57
Property Taxes	\$ 1.175.992,87	Rp 18.946.468.195,71

Asuransi	\$ 587.996,44	Rp 9.473.234.097,86
Total	\$ 7.643.953,67	Rp 123.152.043.272,14

General Expanse

General expanse	Biaya (US\$)	Biaya (IDR)
Administratuon	\$ 1.795.029,99	Rp 28.919.800.000,00
Sales expense	\$ 4.487.810,10	Rp 72.303.288.078,29
Research & develompment	\$ 8.377.200,00	Rp 134.965.404.288,00
Finance	\$ 15.922.298,76	Rp 256.524.792.216,82
Total	\$ 30.582.338,85	Rp 492.713.284.583,10

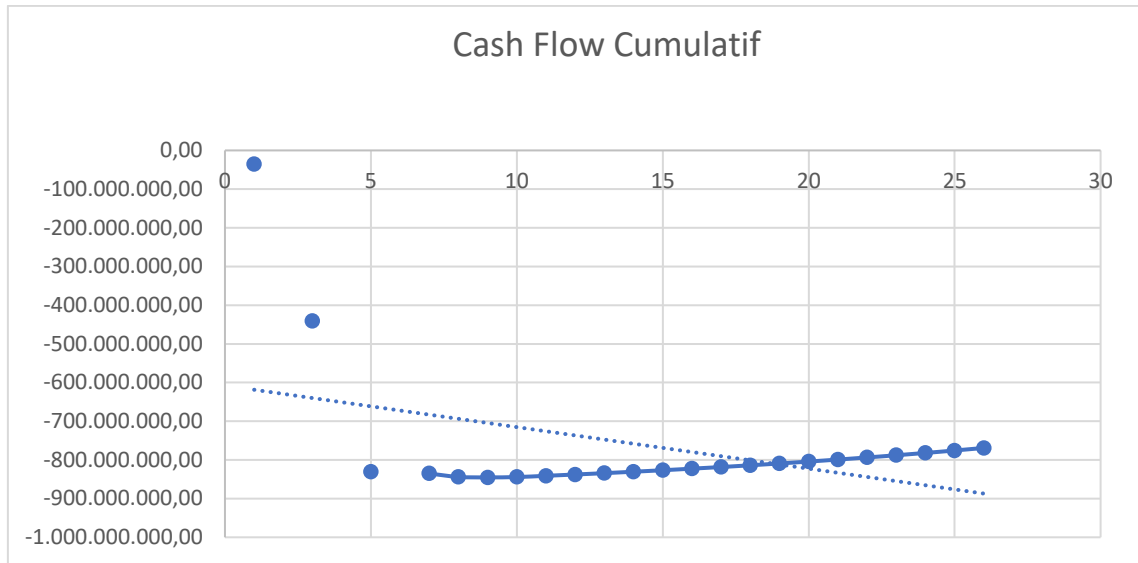
Tabel D.29 *Cash Flow*

Tahun	Kapasitas	Penjualan Asam Akrilat (Ton)	Harga Asam Akrilat (US\$/ton)	Revenue (US\$)	Biaya Produksi (US\$)	Income (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Taxes (US\$)	Tax (US\$)	Profit After Taxes (US\$)	Cash Flow (US\$)
1	80%	41.600	1.790	74.464.000	27.617.293	46.846.707	5.879.964	40.966.743	10.241.686	30.725.057	36.605.021
2	85%	44.200	1.790	79.118.000	29.343.374	49.774.626	5.879.964	43.894.662	10.973.665	32.920.996	38.800.961
3	90%	46.800	1.790	83.772.000	31.069.455	52.702.545	5.879.964	46.822.581	11.705.645	35.116.936	40.996.900
4	95%	49.400	1.790	88.426.000	32.795.535	55.630.465	5.879.964	49.750.500	12.437.625	37.312.875	43.192.840
5	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
6	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
7	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
8	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
9	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
10	100%	52.000	1.790	93.080.000	34.521.616	58.558.384	5.879.964	52.678.419	13.169.605	39.508.815	45.388.779
11	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96

Tahun	Kapasitas	Penjualan Asam Akrilat (Ton)	Harga Asam Akrilat (US\$/ton)	Revenue (US\$)	Biaya Produksi (US\$)	Income (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Taxes (US\$)	Tax (US\$)	Profit After Taxes (US\$)	Cash Flow (US\$)
12	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
13	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
14	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
15	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
16	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
17	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
18	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
19	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96
20	100%	52.000,00	1.790,00	93.080.000,00	34.521.616	58.558.383,82	5.879.964	52.678.419,47	13.169.604,87	39.508.814,60	45.388.778,96

Cumulative Cash Flow (CCF)
Tabel D.30 Cumulative Cash Flow

Tahun	Cash Flow Before (US\$)	Cash Flow (US\$)	Bunga 5%CCF	CCF Before Tax	CCF After Tax	Keterangan
-2	-29.399.821,79	-29.399.821,79		-35.012.901,70	-35.012.901,70	50% FCI
	-5.613.079,91	-5.613.079,91				50% IDC
-1	-398.057.469,00	-398.057.469,00	-1.750.645,08	-440.434.095,70	-440.434.095,70	50%TCI
	-5.613.079,91	-5.613.079,91				50% IDC
0	-364.247.673,94	-364.247.673,94	-22.021.704,78	-830.211.649,37	-830.211.649,37	WCI
	-3.508.174,94	-3.508.174,94				Plant Start Up
1	30.725.057,03	36.605.021,38	-41.510.582,47	-840.997.174,81	-835.117.210,45	Not Payout yet
2	32.920.996,42	38.800.960,78	-41.755.860,52	-849.832.038,91	-843.952.074,55	Not Payout yet
3	35.116.935,81	40.996.900,17	-42.197.603,73	-856.912.706,83	-845.152.778,11	Not Payout yet
4	37.312.875,21	43.192.839,56	-42.257.638,91	-861.857.470,52	-844.217.577,45	Not Payout yet
5	39.508.814,60	45.388.778,96	-42.210.878,87	-864.559.534,80	-841.039.677,36	Not Payout yet
6	39.508.814,60	45.388.778,96	-42.051.983,87	-867.102.704,07	-837.702.882,27	Not Payout yet
7	39.508.814,60	45.388.778,96	-41.885.144,11	-869.479.033,58	-834.199.247,43	Not Payout yet
8	39.508.814,60	45.388.778,96	-41.709.962,37	-871.680.181,35	-830.520.430,84	Not Payout yet
9	39.508.814,60	45.388.778,96	-41.526.021,54	-873.697.388,29	-826.657.673,43	Not Payout yet
10	39.508.814,60	45.388.778,96	-41.332.883,67	-875.521.457,37	-822.601.778,14	Not Payout yet
11	39.508.814,60	45.388.778,96	-41.130.088,91	-877.142.731,67	-818.343.088,09	Not Payout yet
12	39.508.814,60	45.388.778,96	-40.917.154,40	-878.551.071,48	-813.871.463,53	Not Payout yet
13	39.508.814,60	45.388.778,96	-40.693.573,18	-879.735.830,05	-809.176.257,75	Not Payout yet
14	39.508.814,60	45.388.778,96	-40.458.812,89	-880.685.828,34	-804.246.291,68	Not Payout yet
15	39.508.814,60	45.388.778,96	-40.212.314,58	-881.389.328,33	-799.069.827,31	Not Payout yet
16	39.508.814,60	45.388.778,96	-39.953.491,37	-881.834.005,09	-793.634.539,72	Not Payout yet
17	39.508.814,60	45.388.778,96	-39.681.726,99	-882.006.917,48	-787.927.487,74	Not Payout yet
18	39.508.814,60	45.388.778,96	-39.396.374,39	-881.894.477,27	-781.935.083,17	Not Payout yet
19	39.508.814,60	45.388.778,96	-39.096.754,16	-881.482.416,83	-775.643.058,37	Not Payout yet
20	39.508.814,60	45.388.778,96	-38.782.152,92	-880.755.755,14	-769.036.432,33	Not Payout yet



Gambar D.1 Cash Flow Cumulative

Internal Rate of Return (IRR)

Trial IRR = 18,75%

Tabel D.31 Cumulative Cashflow & Net Present Value

Tahun	Cash Flow (US\$)	Disc. Factor	Present Value
-2	-29.399.821,79	1,4102	-41.459.638
	-5.613.079,91	1,0000	-5.613.080
-1	-398.057.469,00	1,1875	-472.700.630
	-5.613.079,91	1,0000	-5.613.080
0	-364.247.673,94	1,0000	-364.247.674
	-3.508.174,94	1,0000	-3.508.175
1	36.605.021,38	0,8421	30.824.800
2	38.800.960,78	0,7091	27.514.503
3	40.996.900,17	0,5971	24.481.037
4	43.192.839,56	0,5028	21.719.516
5	45.388.778,96	0,4234	19.219.695
6	45.388.778,96	0,3566	16.184.753

Tahun	Cash Flow (US\$)	Disc. Factor	Present Value
7	45.388.778,96	0,3003	13.629.053
8	45.388.778,96	0,2529	11.476.918
9	45.388.778,96	0,2129	9.664.622
10	45.388.778,96	0,1793	8.138.502
11	45.388.778,96	0,1510	6.853.368
12	45.388.778,96	0,1271	5.771.167
13	45.388.778,96	0,1071	4.859.854
14	45.388.778,96	0,0902	4.092.445
15	45.388.778,96	0,0759	3.446.216
16	45.388.778,96	0,0639	2.902.031
17	45.388.778,96	0,0538	2.443.777
18	45.388.778,96	0,0453	2.057.886
19	45.388.778,96	0,0382	1.732.929
20	45.388.778,96	0,0322	1.459.286
Net Present Value			-674669920

Break Even Point

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

BEP = 41%

Shutdown Point

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

SDP = 25 %

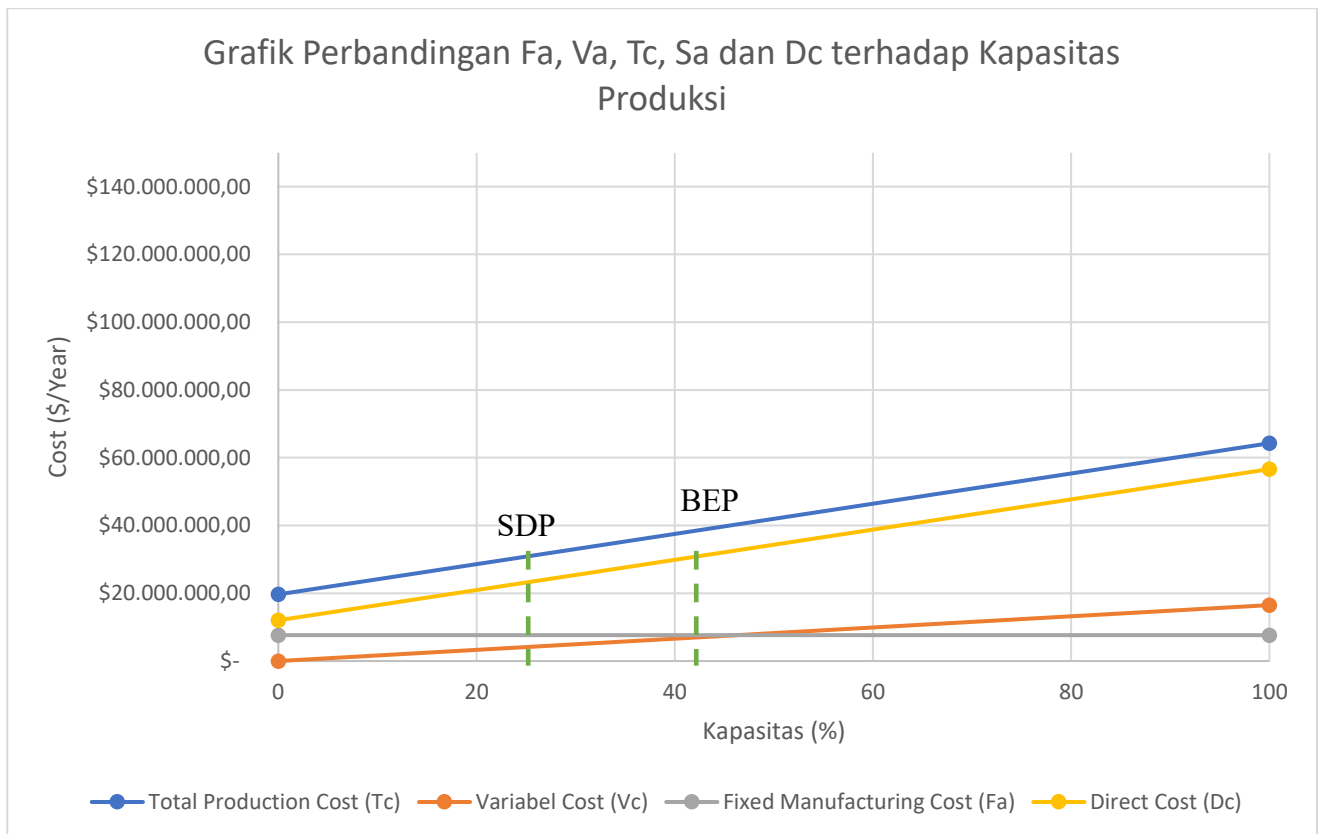
Pay Out Timr

POT = FCI/(Profit+Depresiasi)

= 2,19 tahun

Gambar D.32 Hasil Analisa Kelayakan Pabrik

Parameter	Nilai	Ambang Batas		Hasil	Kesimpulan
		Low Risk	High Risk		
Pay Out Time	2,19 Tahun	Maksimum 5 Tahun	Maksimum 2 Tahun	Low Risk	Layak
Return on Investmen	35,68%	Minimal 11%	Maks 44%	Low Risk	Layak
Internal Return Rate	18,75%	> 12%	< 12%	Low Risk	Layak
Break Even Point	40,58%	30 - 60%	Minimal 60%	Low Risk	Layak
Shutdown Point	24,82%	<50%		Low Risk	Layak
Rate of Return	32,23%	8 - 16%	Max. 32%	Low Risk	Layak



Gambar D.2 Grafik Penentuan Titik BEP dan SDP