

No: TA/TK/2023/

**PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN
DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 14.500 TON/ TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Di susun oleh :

Nama : Rizka Aulia A. Baharu Nama : Agnaes Dwi Nanda P.K.

NIM : 17521064 NIM : 17521097

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2023

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN
DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 14.500 TON/ TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: Rizka Aulia A. Baharu

Nama : Agnaes Dwi Nanda Putri Karlina

No. Mhs: 17521064

No. Mhs: 17521097

Yogyakarta, 06 November 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



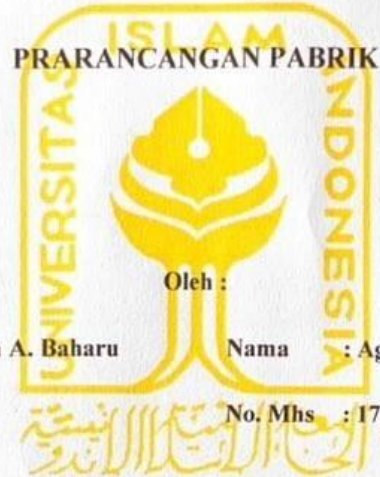
Rizka Aulia A. Baharu



Agnaes Dwi Nanda Putri Karlina

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN
DARI PROPILEN DAN UDARA
DENGAN KAPASITAS 14.500 TON / TAHUN



Nama : Rizka Aulia A. Baharu

Nama : Agnaes Dwi Nanda P

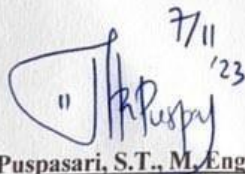
No. Mhs : 17521064

No. Mhs : 17521097

Yogyakarta, 06 November 2023

Pembimbing I

Pembimbing II

 7/11 '23

 8/11 '23

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. Venitalitva Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN
DARI PROPILEN DAN UDARA
DENGAN KAPASITAS 14.500 TON / TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK
OLEH :**

Nama: Rizka Aulia A. Baharu

Nama :Agnaes Dwi Nanda Putri Karlina

NIM :17521064

NIM: 17521097

**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia**

Yogyakarta, 6 November 2023

Tim Penguji,

Ketua : Ifa puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

Anggota I : Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Anggota II : Umi Rofiqah, S.T., M.T.

18/12/23
"Iha Puspy"
[Signature]
[Signature]
[Signature]

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



**Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 995200445**

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN DARI PROPILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 14.500 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Kedua orang tua dan saudari saya tercinta yang telah menjadi sumber semangat saya mendukung saya sepenuh hati dan terus memotivasi saya sampai saat ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU., ASEAN,Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M. Eng.,Ph.D dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh dosen Teknik Kimia.
7. Teman – teman Teknik Kimia
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, 06 November 2023

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah SWT yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Atas kekuatan yang diberikan-Nya dan ridhonya, saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Untuk kedua orang tua saya bapak saya Hj. Akub Ahmad Baharu S.Pdi dan Ibu Masni W. Tamagola (Almh), tak lupa juga Ibu Amria Mukalap dan kakak-kakak saya Irawaty A. Baharu S.Kom., MPH, Aslami A. Baharu SKM, Ariaty A. Baharu S.Kom, Pebrianto Tamagola S.IP serta adik saya Moh. Fikri Laadjim yang telah menjadi sumber kekuatan saya motivasi saya untuk menjalani hari-hari selama dibangku perkuliahan sampai saya menyelesaikan Tugas Akhir ini jika ada kata lebih indah dari kata Terima Kasih maka kata itu yang akan saya pakai untuk menyampaikan rasa terima kasih ini.

Terima kasih kepada Rini Manggo Sepupu saya yang telah mendukung dengan sepenuh hati memberikan semangat yang tiada hentinya.

Teman – teman Mirip Grup Sebelah Nina, Indri, Adin, Nisa, dan Aldy terima kasih telah mendoakan, mendukung, memberi semangat, dan terus memotivasi saya yang selalu ada disaat suka maupun duka terutama kepada nina yang sangat tau bagaimana proses saya selama ini.

Teman- teman Grup Basa Basi Sampai Pagi Dila Hamadi, Fahri Hamadi, Dinda Azzahra yang sudah menemani saya kurang lebih 24 jam dalam sehari untuk membuat Tugas Akhir ini dan terus memberikan semangat sampai saat ini.

Terima kasih kepada Rakhmat, Tiara, Gaukan, Nabila, dan Agnaes yang telah mewarnai perjalanan Tugas Akhir ini, mendengarkan keluh kesah dan memberikan semangat selama ini terutama kepada kawan saya Rakhmat dan Tiara, terima kasih atas kesempatan dan dedikasi serta support sehingga saya dapat menyelesaikan naskah final ini dengan semestinya. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya serta dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Yogyakarta, 06 November 2023

Rizka Aulia A. Baharu

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	2
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	3
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	4
KATA PENGANTAR	5
LEMBAR PERSEMBAHAN	7
DAFTAR ISI	9
DAFTAR TABEL	13
DAFTAR GAMBAR	17
DAFTAR LAMPIRAN	18
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	19
ABSTRAK	21
<i>ABSTRACT</i>	22
BAB I	23
PENDAHULUAN	23
1. 1 Latar Belakang	23
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	25
1.3 Tinjauan Pustaka	26
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	29
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	29
1.4.2 Tinjauan Kinetika	32
BAB II	33
PERANCANGAN PRODUK	33
2.1 Spesifikasi Produk	33
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	33
2.3 Pengendalian Kualitas	35
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	35
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	35
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	38
BAB III	39

PERANCANGAN PROSES.....	39
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	39
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	39
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	40
3.2 Uraian Proses.....	42
3.2.1 Tahapan Persiapan Bahan Baku	42
3.2.2 Tahap Reaksi	42
3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil	43
3.3 Spesifikasi Alat	44
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	44
3.3.2 Spesifikasi Alat Proses	46
3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan	49
3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	50
3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas	54
3.3.6 Spesifikasi Alat Operasi Pendukung	58
3.4 Neraca Massa	64
3.4.1 Neraca Massa Vaporizer.....	64
3.4.2 Neraca Massa Separator (SP-01).....	64
3.4.3 Neraca Massa Reaktor	65
3.4.4 Neraca Massa Condensor Parsial	66
3.4.5 Neraca Massa Separator (SP-02).....	67
3.4.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	68
3.4.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02).....	69
3.5 Neraca Panas	69
3.5.1 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01).....	69
3.5.2 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02).....	70
3.5.3 Neraca Panas Reaktor	70
3.5.4 Neraca Panas WHB.....	71
3.5.5 Neraca Panas Condensor Parsial	71
3.5.6 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	72
3.5.7 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02).....	72
3.5.8 Neraca Panas Condensor (CD-01).....	73
3.5.9 Neraca Panas Condensor (CD-02).....	73

3.5.10 Neraca Panas Cooler (CL-01).....	74
3.5.11 Neraca Panas Cooler (CL-02).....	74
3.5.12 Neraca Panas Reboiler (RB-01)	75
3.5.13 Neraca Panas Reboiler (RB-02)	75
BAB IV	76
PERANCANGAN PABRIK.....	76
4.1 Lokasi Pabrik (<i>Plant Location</i>)	76
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	80
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	86
4.3.1 Perawatan (<i>Maintenance</i>)	87
4.4 Organisasi Perusahaan.....	89
4.4.1 Struktur Organisasi	91
4.4.2 Tugas dan Wewenang.....	96
4.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	102
4.5.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	102
4.5.2 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	104
4.5.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan	109
BAB V	111
UTILITAS.....	111
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	112
5.1.1 Unit Penyediaan Air	112
5.1.2 Air Pendingin.....	117
5.2 Unit Pembangkit Steam.....	118
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	119
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan.....	122
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	122
5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	123
5.6.1 Limbah Cair	123
5.6.2 Limbah Gas.....	123
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas.....	124
BAB VI.....	137
EVALUASI EKONOMI.....	137
6.1 Perkiraan Harga Alat.....	138

6.2 Dasar Perhitungan	143
6.3 Perhitungan Biaya	143
6.3.1 Capital Investment	143
6.3.2 Manufacturing Cost	145
6.3.3 General Expense	148
6.4 Analisis Keuntungan	149
6.5 Analisis Kelayakan.....	149
6.5.1 Return on investment (ROI)	149
6.5.2 Pay Out Time (POT).....	150
6.5.3 Break Even Point (BEP)	150
6.5.4 Shut Down Point (SDP).....	153
6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	153
6.6 Analisa Resiko Pabrik	155
BAB VII.....	159
KESIMPULAN DAN SARAN.....	159
7.1 Kesimpulan.....	159
7.2 Saran.....	162
DAFTAR PUSTAKA	163
LAMPIRAN A.....	167
PERHITUNGAN REAKTOR	167
LAMPIRAN B	196
<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)</i>	196
LAMPIRAN C	198
KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK.....	198

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data produksi pabrik akrolein diberbagai negara	25
Tabel 1.2	Nilai $\Delta H^{\circ}f$ masing-masing komponen (Yaws, 1999).....	30
Tabel 1.3	Nilai $\Delta G^{\circ}f$ masing-masing komponen (Yaws, 1999).....	31
Tabel 2.1	Spesifikasi Produk.....	33
Tabel 2.2	Spesifikasi Bahan Baku.....	33
Tabel 2.3	Spesifikasi Bahan Pendukung	34
Tabel 3. 1	Neraca Massa	41
Tabel 3.2	Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan	49
Tabel 3.3	Spesifikasi Kompresor	50
Tabel 3.4	Spesifikasi Pompa	51
Tabel 3.5	Spesifikasi Pompa (Lanjutan)	53
Tabel 3.6	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	54
Tabel 3.7	Spesifikasi <i>Cooler</i>	56
Tabel 3.8	Spesifikasi <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB).....	57
Tabel 3.9	Spesifikasi Condensor	58
Tabel 3. 10	Spesifikasi Accumulator	61
Tabel 3. 11	Spesifikasi Reboiler.....	62
Tabel 3. 12	Neraca Massa Vaporizer	64
Tabel 3. 13	Neraca Massa Separator (SP-01).....	64
Tabel 3. 14	Neraca Massa Reaktor.....	65
Tabel 3. 15	Neraca Massa Condensor Parsial	66
Tabel 3.16	Neraca Massa Separator (SP-02).....	67
Tabel 3.17	Neraca Massa Separator (SP-02).....	68
Tabel 3.18	Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)	69

Tabel 3.19	Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)	69
Tabel 3.20	Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)	70
Tabel 3.21	Neraca Panas Reaktor.....	70
Tabel 3.22	Neraca Panas WHB	71
Tabel 3.23	Neracapa Panas Condensor Parsial	71
Tabel 3.24	Neraca Panas Distilasi (MD-01)	72
Tabel 3.25	Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)	72
Tabel 3.26	Neraca Panas Condensor (CD-01)	73
Tabel 3.27	Neraca Panas Condensor (CD-02)	73
Tabel 3.28	Neraca Panas Cooler (CL-01)	74
Tabel 3.29	Neraca Panas Cooler (CL-02)	74
Tabel 3. 30	Neraca Panas Reboiler (RB-01)	75
Tabel 3. 31	Neraca Panas Reboiler (RB-02)	75
Tabel 4. 1	Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	85
Tabel 4. 2	Jadwal Karyawan <i>Shift</i>	103
Tabel 4. 3	Penggolongan Jabatan	104
Tabel 4. 4	Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji	106
Tabel 5.1	Kebutuhan Air Domestik	114
Tabel 5.2	Kebutuhan Air Pendingin.....	118
Tabel 5.3	Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	119
Tabel 5. 4	Kebutuhan Listrik Alat Proses	120
Tabel 5.5	Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	121
Tabel 5. 6	Kebutuhan Listrik Pabrik	122
Tabel 5.7	Spesifikasi Bak Pengendap Awal.....	124
Tabel 5. 8	Spesifikasi Bak Pencampur Cepat.....	124

Tabel 5.9	Spesifikasi Clarifier.....	125
Tabel 5.10	Spesifikasi Saringan Pasir	126
Tabel 5. 11	Spesifikasi Bak Air Bersih	127
Tabel 5. 12	Spesifikasi Bak Air Minum.....	127
Tabel 5. 13	Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	128
Tabel 5. 14	Spesifikasi Tangki Penukar Kation	129
Tabel 5. 15	Spesifikasi Tangki Penukar Anion	129
Tabel 5. 16	Spesifikasi Tangki NaCl.....	130
Tabel 5. 17	Spesifikasi Tangki NaOH.....	131
Tabel 5. 18	Spesifikasi Tangki Umpan Boiler	132
Tabel 5. 19	Spesifikasi Tangki Kondensat.....	132
Tabel 5. 20	Spesifikasi Kompresor Udara.....	133
Tabel 5. 21	Spesifikasi Tangki Silika.....	134
Tabel 5. 22	Spesifikasi Tangki Udara Tekan	134
Tabel 5. 23	Spesifikasi Pompa Utilitas	135
Tabel 5. 24	Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	136
Tabel 6. 1	Harga alat-alat proses	140
Tabel 6. 2	Harga alat-alat proses (Lanjutan)	140
Tabel 6. 3	Harga alat-alat Utilitas	141
Tabel 6. 4	Harga alat-alat Utilitas (Lanjutan).....	142
Tabel 6. 5	Harga alat-alat Utilitas (Lanjutan).....	143
Tabel 6. 6	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	144
Tabel 6. 7	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	144
Tabel 6. 8	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	145
Tabel 6. 9	<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	145

Tabel 6. 10	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	146
Tabel 6. 11	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	147
Tabel 6. 12	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	147
Tabel 6. 13	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	148
Tabel 6. 14	<i>General Expense (GE)</i>	148
Tabel 6. 15	<i>Total Production Cost</i>	148
Tabel 6. 16	<i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	151
Tabel 6. 17	<i>Annual Regulated Expenses (Ra)</i>	152
Tabel 6. 18	<i>Annual Variable Value (Va)</i>	152
Tabel 6. 19	<i>Annual Sales Value (Sa)</i>	152

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Struktur Senyawa Akrolein (Kim dkk, 2015)	26
Gambar 3.1	Diagram Alir Kualitatif	39
Gambar 3.3	Diagram Alir Kuanitatif	40
Gambar 4.1	Lokasi didirikan Pabrik Akrolein	76
Gambar 4.2	<i>Lay Out</i> Pabrik Skala 1 : 1000	83
Gambar 4.3	Tata Letak Alat Proses Pabrik Akrolein.....	87
Gambar 4.4	Struktur Organisasi Pabrik Akrolein dari Propilen dan Udara Kapasitas 20.000 ton/tahun	95
Gambar 5.1	Unit Utilitas	115

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	Prarancangan Reaktor
Lampiran B	Process Engineering Flow Diagram (PEFD)
Lampiran C	Kartu Bimbingan Prarancangan

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T : Temperatur, °C

D : Diameter, m

H : Tinggi, m

P : Tekanan, psia

M : Viskositas, cP

P : Densitas, kg/m³

M : Massa, kg

Fv : Laju alir, m³ /jam

R : Jari-jari, in

HP : Power motor, Hp

Sg : Spesific gravity

X : Konversi, %

Tc : Titik kritis, °C

Tb : Titik didih, °C

Vs : Volume shell, m³

Vh : Volume head, m³

Vt : Volume total, m³

Dopt : Diameter optimal, m

ID : Inside diameter, in

OD : Outside diameter, in

Re : Bilangan Reynold

ϵ : Effisiensi sambungan

Ro : Radius luar (in)

D : Diamter luar (in)

Ts : Ketebalan dinding (in)

Sf : Straight flang

ABSTRAK

Akrolein merupakan produk antara untuk memproduksi produk lain, seperti asam akrilat, *Methionine Hidroxyde*, *Guraldehyde* dan asam amino sintesis. Kebutuhan akrolein dan asam akrilat selama ini dipenuhi dengan mengimpor dari negara lain. Pendirian pabrik akrolein ini diharapkan akan membawa keuntungan dan meningkatkan perekonomian dalam negeri. Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari/tahun dengan kapasitas produksi 14.500 ton/tahun. Bahan baku utama yang di butuhkan adalah Propilen 95% sebanyak 2.450 kg/jam. Metode yang digunakan adalah oksidasi Propilen dengan Oksigen dari udara. Sebagai penunjang unit utilitas menyuplai kebutuhan air sebanyak 2.020.804 kg/jam, listrik sebanyak 5.68 kWatt dan *steam* sebanyak 33.949 kg/jam. Pabrik ini akan didirikan di kota Samarinda, Provinsi Kalimantan Timur dengan pertimbangan kedekatan dengan Sungai Mahakam yang memudahkan dalam proses produksi Akrolein terutama pada unit utilitas. Dari hasil analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan hasil keuntungan sebelum pajak) sebesar Rp151.566.285.961 keuntungan setelah pajak sebesar Rp113.674.714.389 Diperoleh ROI sebelum pajak sebesar 44% dan ROI setelah pajak 33%, POT sebelum pajak sebesar 1,9 tahun dan POT setelah pajak sebesar 2,4 tahun, BEP sebesar 40% dan SDP sebesar 26 % dengan DCFR sebesar 12 %. Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi tersebut, maka pabrik akrolein dari Propilen dengan kapasitas 14.500 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci: Akrolein, Asam Akrilat, Oksigen, Oksidasi dan Propilen.

ABSTRACT

Acrolein is an intermediate product for producing other products, such as acrylic acid, Methionine Hydroxyde, Guraldehyde and synthetic amino acids. The need for acrolein and acrylic acid has so far been met by importing it from other countries. It is hoped that the establishment of this acrolein factory will bring profits and improve the domestic economy. This factory is planned to operate for 330 days/year with a production capacity of 14.500 tons/year. The main raw material needed is 95% Propylene as much as 2,450 kg/hour. The method used is propylene oxidation with oxygen from the air. As support for the utility unit, it supplies water needs of 2,020,804 kg/hour, electricity of 5,681 kWatt and steam of 33,949 kg/hour. This factory will be established in the city of Samarinda, East Kalimantan Province considering the proximity to the Mahakam River which makes the Acrolein production process easier, especially in utility units. From the results of the analysis of economic aspects that have been carried out at this factory, the profit before tax is IDR 151,566,285,852, the profit after tax is IDR 113,674,714,389. Obtained ROI before tax of 40% and ROI after tax of 33%, POT before tax of 1,9 years and POT after tax of 2.4 years, BEP of 40% and SDP of 26% with a DCFR of 12 %. Based on consideration of the evaluation results, the acrolein factory from Propylene with a capacity of 14,500 tons/year is worthy of further study.

Key words: Acrolein, Acrylic Acid, Oxygen, Oxidation and Propylene.

BAB I

PENDAHULUAN

1. 1 Latar Belakang

Industri kimia merupakan salah satu industri manufaktur terbesar di seluruh negara maju maupun negara berkembang termasuk Indonesia. Industri kimia global merupakan bagian penting dari dunia ekonomi. Laporan OECD Outlook for Chemicals Industry (2001) menyebutkan sekitar US\$1500 triliun dalam penjualan pada tahun 1998—lebih dari dua kali ukuran pasar dunia untuk peralatan dan jasa telekomunikasi. Perkembangan industri kimia di Indonesia sendiri mengalami perkembangan yang sangat cepat walaupun sempat jatuh karena krisis ekonomi. Untuk melepaskan diri dari keterpurukan ekonomi ini maka bangsa Indonesia harus mampu bangkit kembali mengejar ketertinggalannya dengan memanfaatkan kekuatan dan potensi yang ada di Indonesia baik berupa kekayaan sumber daya alam dan sumber daya manusia. Dengan berkembangnya industri, maka peningkatan unsur-unsur penunjang juga semakin meningkat, termasuk bahan-bahan pembantu dan lapangan kerja.

Industri kimia menghasilkan material kimia menjadi produk yang memiliki nilai lebih dengan proses-proses kimia. Untuk menjalankan suatu industri kimia, tentunya dibutuhkan bahan baku. Umumnya, proses pengolahan bahan baku menjadi produk yang bermanfaat melalui beberapa proses. Bahan baku tersebut dapat berupa bahan mentah dari alam ataupun bahan mentah yang telah diproses. Bahan yang melalui proses pengolahan terlebih dahulu ini disebut juga sebagai produk antara (intermediet). Kebutuhan bahan kimia dasar yang mendorong Indonesia memproduksi bahan-bahan kimia yang sangat diperlukan pemakainya di dalam negeri, karena selama ini Indonesia masih mendatangkan

bahan-bahan tersebut dari luar negeri. Untuk mengurangi ketergantungan dari luar negeri maka dipandang perlu untuk mendirikan Industri kimia dasar khususnya Akrolein.

Akrolein atau 2-propenal merupakan senyawa aldehid tak jenuh yang paling sederhana. Karakteristik utama akrolein adalah senyawa yang sangat reaktif karena disebabkan rantai karbonil dan rantai vinil yang menyatu. Akrolein juga merupakan senyawa yang tergolong berbahaya, karena memiliki titik didih yang terbilang rendah sehingga mudah menguap terlebih lagi gampang untuk menyala/terbakar.

Akrolein yang berwujud gas ini apabila tertelan/terhirup akan menyebabkan kita kesulitan untuk bernafas. Walaupun berbahaya, akrolein dengan konsentrasi tertentu bisa digunakan untuk dijadikan bahan tengahan/campuran seperti:

1. Akrolein dengan konsentrasi kurang dari 500 ppm digunakan sebagai pelindung bahan bakar cair dari mikroorganisme. Senyawa ini dipakai dalam industri perminyakan
2. Bahan pembuatan asam amino metionin esensial. Senyawa ini merupakan suplemen bagi hewan dan banyak digunakan dalam industri pakan hewan.
3. Reduksi akrolein dengan alil alkohol akan menghasilkan gliserol sintesis. Senyawa ini banyak digunakan dalam skala pabrik untuk keperluan studi tertentu.
4. Oksidasi ko-polimerisasi akrolein dan asam akrilat akan menghasilkan polimer dengan berat molekul yang rendah. Senyawa ini memiliki sifat pemisah dan pendispersi yang baik, banyak digunakan dalam industri keramik, kertas, dan *elektroplating*.

Pembuatan akrolein secara komersil untuk pertama kali dilakukan pada tahun 1930 saat itu masih menggunakan metode kondensasi fase uap asetaldehid dan formaldehid. Selanjutnya pembuatan akrolein terus berkembang mulai dari pembuatan katalis untuk pertama kali hingga proses oksidasi pertama dengan menggunakan proses *Shell*. Proses

Shell hanya memiliki konversi kurang $\pm 15\%$ dan itu masih membutuhkan umpan balik yang signifikan untuk propilen yang tak bereaksi. (Othmer, 1952)

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Tabel 1.1 Data produksi pabrik akrolein diberbagai negara

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas/Produksi (ton/tahun)
Union Carbide	Amerika serikat	30.000
Degussa	Jerman	20.000
Atochen	Perancis	20.000
Daicel	Jepang	10.000
Oshita	Jepang	4.500
Sumimoto	Jepang	2.300
	rata-rata	14.467

(sumber : Tabel 2 Othmer, hal 236, 1997)

Berdasarkan tabel diatas pemilihan kapasitas 14.500 ton/tahun menyesuaikan pabrik yang sudah ada di dunia seperti pada Tabel 1.1 yang berkisar 2.000 sampai dengan 30.000 ton/tahun serta menghindari adanya pendirian pabrik baru berbahan dasar Akrolein pada tahun yang sama mengambil rata-rata kapasitas produksi berdasarkan nilai ekonomi karena pabrik akrolein sendiri belum berdiri di Indonesia.

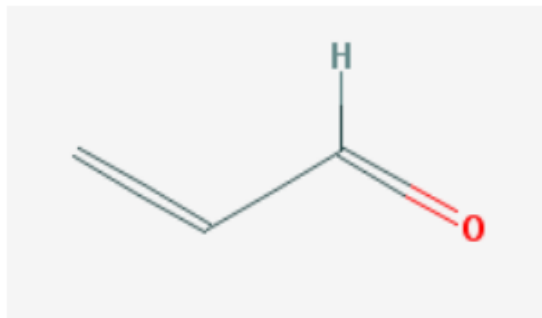
Akrolein sebagai bahan dasar dari asam akrilat akan bertambah seiring dari permintaan Asam Akrilat. Salah satu pabrik pembuat asama akrilat adalah PT Nippon Shokubai Indonesia. Diharapkan dengan adanya pembuatan pabrik akrolein bisa mendongkrak pembuatan produk-produk lainnya dan juga menjadikan Indonesia sebagai

center dalam produksi baik untuk dalam negeri atau ekspor ke negara tetangga di Asia Tenggara.

1.3 Tinjauan Pustaka

Akrolein dihasilkan dari proses oksidasi dengan menggunakan propilen dan udara.

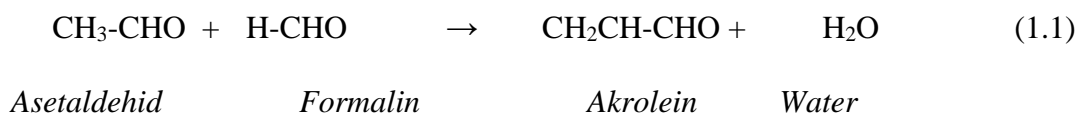
Struktur dari akrolein dapat di tunjukkan pada Gambar berikut :



Gambar 1.1 Struktur Senyawa Akrolein (Kim dkk, 2012)

Pada prarancangan pabrik akrolein sendiri memiliki beberapa proses yang berbeda. Sebagai bahan pertimbangan dalam membuat Pra Rancangan Pabrik pembuatan akrolein, pemilihan proses pembuatan sangatlah mempengaruhi. Karena, hal tersebut bisa mempengaruhi efisiensi serta yield yang akan didapatkan nantinya. Berikut merupakan beberapa proses yang bisa di lakukan untuk memproduksi akrolein:

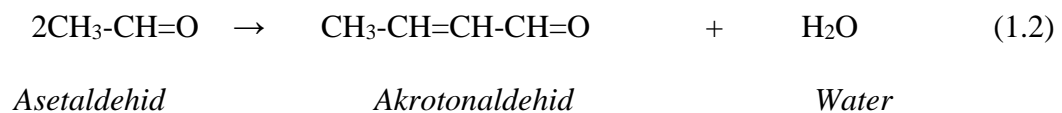
1. Proses Kondensasi (Degusa)



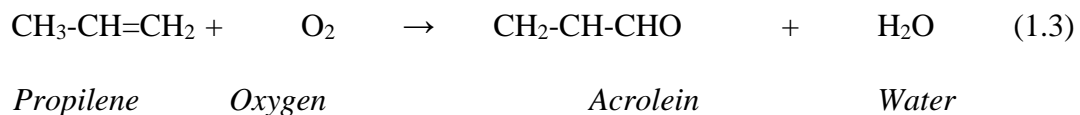
Proses ini menggunakan kondensasi antara asetaldehid dan formaldehid pada fase uap. Pada proses ini dimulai dengan menguapkan formalin 30% dan asetaldehid berlebih kemudian dipanaskan pada suhu 300-320°C. Selanjutnya dimasukkan pada reaktor katalitik. Kemudian hasil kondensasi keluaran dari reaktor didinginkan dengan alat penukar panas lalu dipisahkan didalam Menara Distilasi. Katalis yang digunakan pada

proses ini adalah campuran alumina, litium fosfat dan silica gel. Konversi yang didapat adalah $\pm 50\%$ namun konversi akan menurun hingga $\pm 30\%$ diakibatkan adanya akumulasi karbon pada katalis. Untuk mengatasi masalah ini, setiap hari pabrik harus *shut down* untuk meregenasi katalis.

Regenerasi katalis dilakukan dengan membakar katalis dalam reaktor dengan udara dan *steam*. Udara dan *steam* disemburkan secara berlawanan dengan arus umpan. Pembakaran dilakukan pada suhu 400°C , diluar suhu tersebut akan terjadi pembakaran tidak sempurna. Hasil samping dari proses kondensasi adalah terbentuknya akrotonaldehid akibat reaksi kondensasi dimerasetaldehid berdasar persamaan reaksi:



2. Shell

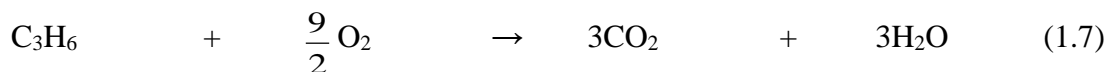
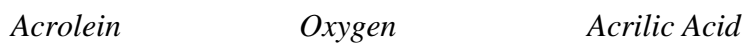
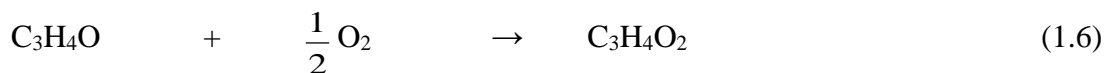
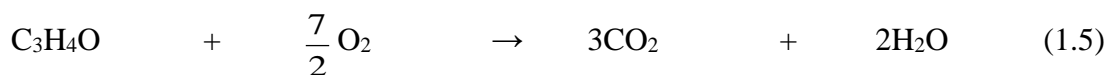


Merupakan proses produksi akrolein yang pertama secara komersil. Pada proses inilah pertama kalinya pembuatan akrolein dari oksidasi propilen dengan menggunakan katalis CuO. Tetapi pada proses ini, konversi dari katalis hanya sebesar $\pm 15\%$ saja.

Propilen dan udara dipanaskan dalam heater atau furnace hingga suhu mencapai 350°C . Kemudian dimasukkan ke dalam reaktor katalitik. Arus keluar reaktor didinginkan secara mendadak dalam *Quenching Cooler*. Selanjutnya arus dilewatkan ke absorber untuk mendapatkan akrolein.

3. Proses Oksidasi Propilen

Proses ini sama seperti apa yang ada diproses *shell* yang membedakan adalah reaktor, katalis, penambahan alat pemisah serta reaksi yang terjadi. Hal ini membuat proses ini mendapatkan selektivitas yaitu sebesar 98%.



Dari ketiga proses yang telah ada, dapat dipilih proses oksidasi Propilen dengan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan berikut ini:

- a) Proses kondensasi (Degussa) hanya memiliki $\pm 50\%$ konversi bahan baku bahkan bisa menurun hingga $\pm 30\%$ yang diakibatkan adanya akumulasi karbon pada katalis. Karena adanya penurunan kemampuan katalis, proses ini memerlukan untuk regenerasi katalis yang mana melibatkan *shut down* pabrik. Sehingga tidak efisien jika ditinjau dari biaya operasi.
- b) Proses *shell* hanya memiliki konversi sebesar $\pm 15\%$ sehingga keuntungan yang didapat tidak sebanding dengan biaya operasi yang dikeluarkan.
- c) Proses oksidasi propilen memiliki kelebihan dimana selektivitas yang didapat sebesar 98% walaupun dengan konversi propilen sebesar 95%. (Fansuri, 2005)

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tinjauan termodinamika dan kinetika ini berisi data-data yang dibutuhkan dalam menentukan jenis reaktor yang digunakan, alat proses serta untuk mengetahui kondisi reaksi dari kedua tahapan reaksi sebelum menjadi akrolein. Berdasarkan proses yang dipilih untuk membuat Akrolein dari Popilen dan Udara yaitu proses Oksidasi, maka untuk tinjauan termodinamika dan kinetika dapat dilihat pada penjelasan dibawah ini.

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (reversible/irreversible). Reaksi pembuatan akrolein berlangsung secara eksotermis, hal ini dapat ditinjau dari ΔH reaksi (298,15 K) di bawah ini :

Reaksi :



Maka :

1. Nilai ΔH°_f masing-masing komponen pada 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.2 berikut ini

Tabel 1.2 Nilai ΔH°_f masing-masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)
O ₂	0
CO ₂	-393,422
C ₃ H ₆	20,42
C ₃ H ₄ O	-81
H ₂ O	241,8
C ₃ H ₄ O ₂	-336,23

a) ΔH_r pembentukan Akrolein :

$$\Delta H_r(298K) = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H_r \text{ Akrolein} = -302 \text{ kJ/kmol}$$

b) ΔH_r pembentukan Asam Akrilat :

$$\Delta H_r(298K) = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H_r \text{ Asam Akrilat} = -598 \text{ kJ/kmol}$$

c) ΔH_r pembentukan Karbondioksida :

$$\Delta H_r(298K) = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H_r \text{ Karbondioksida} = -1.926 \text{ kJ/kmol}$$

Terlihat dari data diatas menunjukkan harga $\Delta H < 0$ maka reaksi adalah reaksi eksotermis

2. Nilai ΔG_f masing-masing komponen pada 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.3 berikut ini

Tabel 1.3 Nilai ΔG_f° masing-masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	ΔG_f (kJ/mol)
O ₂	0
CO ₂	-394,40
C ₃ H ₆	62,72
C ₃ H ₄ O	-55,96
H ₂ O	-227,36
C ₃ H ₄ O ₂	-286,06

- a) ΔG_r pembentukan Akrolein :

$$\Delta G_r(298K) = \sum \Delta G^\circ f_{\text{produk}} - \sum \Delta G^\circ f_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G_r \text{ Akrolein} = -221 \text{ kJ/kmol}$$

- b) ΔG_r pembentukan Asam Akrilat :

$$\Delta G_r(298K) = \sum \Delta G^\circ f_{\text{produk}} - \sum \Delta G^\circ f_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G_r \text{ Asam Akrilat} = -576 \text{ kJ/kmol}$$

- c) ΔG_r pembentukan Karbondioksida :

$$\Delta G_r(298K) = \sum \Delta G^\circ f_{\text{produk}} - \sum \Delta G^\circ f_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G_r \text{ Karbondioksida} = -1.928 \text{ kJ/kmol}$$

3. Konstanta kesetimbangan reaksi pada 298 K

Diketahui dari persamaan smith van ness edisi 5

$$\ln K_{298} = \frac{\Delta G^\circ_f}{RT}$$

- a) Didapatkan Nilai K pada Akrolein

$$K_1 = 1,42$$

b) Didapatkan Nilai K pada Asam Akrilat

$$K_2 = 1,43$$

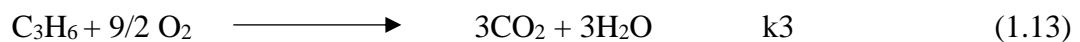
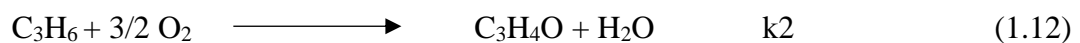
c) Didapatkan Nilai K pada Karbondioksida

$$K_3 = 1,44$$

Reaksi berjalan irreversible apabila nilai $K > 1$, dari hasil perhitungan nilai kesetimbangan K_1 sebesar 1,45 K_2 sebesar 1,43 dan K_3 1,44 sebesar, sehingga hal ini menunjukkan bahwa reaksi berjalan searah menuju produk atau irreversible karena nilai K positif (+).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi oksidasi yang terjadi :



Reaksi ini disertai dengan kinetika berikut :

$$r_i = \frac{k_i(1+k_1+k_2+k_3)e^{-\frac{E_i}{R}\left(\frac{1}{T}-\frac{1}{T'}\right)}\left[\frac{PO_2}{PO_2}\right]\left[\frac{Px}{Px}\right]}{\left\{1+k_1\frac{PC_3H_6}{PC_3H_6}+k_2\frac{PO_2}{PO_2}+k_3\frac{PC_3H_4O_2}{PC_3H_4O_2}\right\}}$$

$k_1 = 2$, $k_2 = 4$, $k_3 = 2$, $T = 623K$, $R = 1.987 \text{ cal/mole/K}$, $PC_3H_6 = 28.1 \text{ kPa}$, $PO_2 = 13.1 \text{ kPa}$,

$PC_3H_4O_2 = 6.6 \text{ kPa}$. Tekanan Total = 47,8 kPa (turton,2017)

dimana :

k = reaksi

P = tekanan (kPa)

T = suhu (K)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Pada perancangan produk kali ini untuk mencapai target yang diinginkan harus memenuhi syarat dalam variabel spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung, serta pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

Parameter	Akrolein	Asam Akrilat
Bentuk	Cair	Cair
Rumus Molekul	C_3H_4O	$C_3H_4O_2$
Berat Molekul (BM)	56 g/gmol	72,06 g/mol
Viskositas	0,35 Cp	1,15 cP
Tekanan Uap	29 kPa	0,35 kPa
Titik Didih	326 K	414 K
Densitas	0,8 g/cm ³	1 g/mL
Kemurnian	97 %	99,5 %
Kelarutan (dalam air)	208 g/l at 20 °C – larut seluruhnya	1.000 g/l pada 25 °C

(sumber : MSDS)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku

Parameter	Propilene	Udara	
		nitrogen	oksigen
Bentuk	Cair	Gas	Gas
Rumus Molekul	C_3H_6	N_2	O_2
Berat Molekul (BM)	56 g/gmol	28 g/gmol	32 g/gmol
Viskositas	-	-	-
Tekanan Uap	7.060 mmHg pada 20°C	-	-

Parameter	Propilene	Udara	
		nitrogen	oksigen
Titik Didih	- 48°C (- 54°F)	-196°C (- 321°F)	-183°C (- 297°F)
Densitas	29 kPa	0.072 (lb/ft 3)	0.083 (lb/ft 3)
Kemurnian	-	-	-
Kelarutan	Dapat diabaikan (<0,1%)	-	-

(sumber : MSDS)

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung

Parameter	Steam
Bentuk	Gas
Rumus Molekul	H ₂ O
Berat Molekul (BM)	18 g/gmol
Viskositas	0,952 mPa.s
Tekanan Uap	23 hPa
Titik Didih	100 °C
Densitas	1 g/cm ³
Kemurnian	-
Kelarutan	-

(sumber : MSDS)

Katalis :

Rumus Molekul : Mo,Bi,Fe,Co,W,Si,K

Bentuk : Butiran (Bola)

Diameter : 0,005 m

Rapat Massa : 1.450 kg/m³

Porositas : 0,6

Umur : 3 – 4 Tahun

2.3 Pengendalian Kualitas

Pabrik akrolein ini memiliki tiga pengendalian kualitas (*quality control*) yang meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku diperlukan dengan maksud untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan dan standar yang diperlukan untuk dimasukkan kedalam proses selanjutnya. Hal ini bertujuan untuk memperoleh reaksi yang sesuai serta mutu produk standar yang telah dirancang.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses merupakan pengendalian mutu yang dilakukan pada tahap proses produksi dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Apabila terjadi suatu proses yang tidak sesuai maka dapat diketahui dengan tanda yang muncul seperti nyala lampu berbeda maupun suara alarm sehingga bisa ditangani dengan cepat.

Berikut ini adalah alat kontrol dan indikator yang digunakan untuk memantau proses produksi agar supaya berjalan dengan baik, diantaranya:

a. *Flow Controller (FC)*

Flow Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses. Selain itu, terdapat juga alat-alat yang membantu selama pengendalian proses, seperti Sensor, yang digunakan untuk mengidentifikasi variable-variabel proses. Ada juga yang dinamakan Actuator, sebuah peralatan mekanis untuk menggerakkan atau

mengontrol sebuah mekanisme atau sistem. Contohnya automatic control valve dan manual hand valve. Aliran yang terdapat pada system control juga berpengaruh dalam pengendalian proses ini. Contohnya aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari controller ke actuator, aliran listrik digunakan untuk suhu dari sensor ke controller. Aliran mekanik digunakan untuk flow dari sensor ke controller.

b. Level Controller (LC)

Level Controller merupakan suatu alat kontrol yang digunakan untuk menjaga ketinggian cairan pada suatu alat proses, biasanya alat kontrol ini dipasang pada bagian dinding tangki. Alat kontrol ini akan memberikan tanda atau isyarat berupa nyala lampu dan bunyi alarm apabila terjadi penyimpangan karena ketinggian cairan berbeda dengan yang sudah ditentukan. Dengan memanfaatkan sinyal elektrik yang akan diteruskan menuju level controller dan mengirim udara tekan melalui sinyal pneumatic yang akan diteruskan untuk menggerakkan valve.

c. Level Indicator (LI)

Level Indicator merupakan alat yang dapat digunakan untuk menunjukkan besarnya ketinggian suatu sistem. Prinsip kerja dari alat ini yaitu memberikan informasi terkait ketinggian dengan bantuan probe sensor. Sensor ini akan mengirimkan informasi apabila terjadi pengurangan maupun penambahan ketinggian cairan pada tangki.

d. Pressure Controller (PC)

Pressure Controller berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang ditetapkan. PC sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran steam atau gas.

e. Temperature Controller (TC)

Temperature Controller adalah sistem otomatisasi yang dapat berfungsi dengan memanfaatkan bantuan berbagai macam sensor sebagai input, seperti sensor gerak, sensor suhu, sensor kecepatan dan masih banyak lagi, yang selanjutnya akan diproses oleh control unit untuk memberikan perintah kepada sistem selanjutnya.

f. Volum meter (VM)

Mengukur batas volume cairan pada tangki atau reactor

Alat-alat kontrol pada pabrik dan PEFD nya yaitu:

Tangki-01	: Level Indicator (LI)
Tangki-02	: Level Indicator (LI)
Tangki-03	: Level Indicator (LI)
Pompa-01	: Volume Meter (VM)
Pompa-02	: Flow Controller (FC)
Pompa-03	: Level Controller (LC)
Pompa-04	: Flow Controller (FC)
Pompa-05	: Level Controller (LC)
Pompa-06	: Volume Meter (VM)
Pompa-07	: Volume Meter (VM)
Heat Exchanger-01	: Temperature Controller (TC)
Heat Exchanger-02	: Temperature Controller (TC)
Cooler-01	: Temperature Controller (TC)
Cooler-02	: Temperature Controller (TC)
Condensor Parsial-01	: Temperature Controller (TC)

Condensor-01	: Temperature Controller (TC)
Condensor-02	: Temperature Controller (TC)
Reboiler-01	: Level Controller (LC)
Reboiler-02	: Level Controller (LC)
Accumulator-01	: Level Controller (LC)
Accumulator-02	: Level Controller (LC)
Waste Heat Boiler	: Level Controller (LC) dan Temperature Controller (TC)
Kompresor-01	: Pressure Control (PC)
Separator-01	: Level Controller (LC)
Separator-02	: Level Controller (LC)
Reaktor-01	: Temperature Controller (TC)
Menara Distilasi-01	: Flow Controller (FC) dan Level Controller (LC)
Menara Distilasi-02	: Flow Controller (FC) dan Level Controller (LC)

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

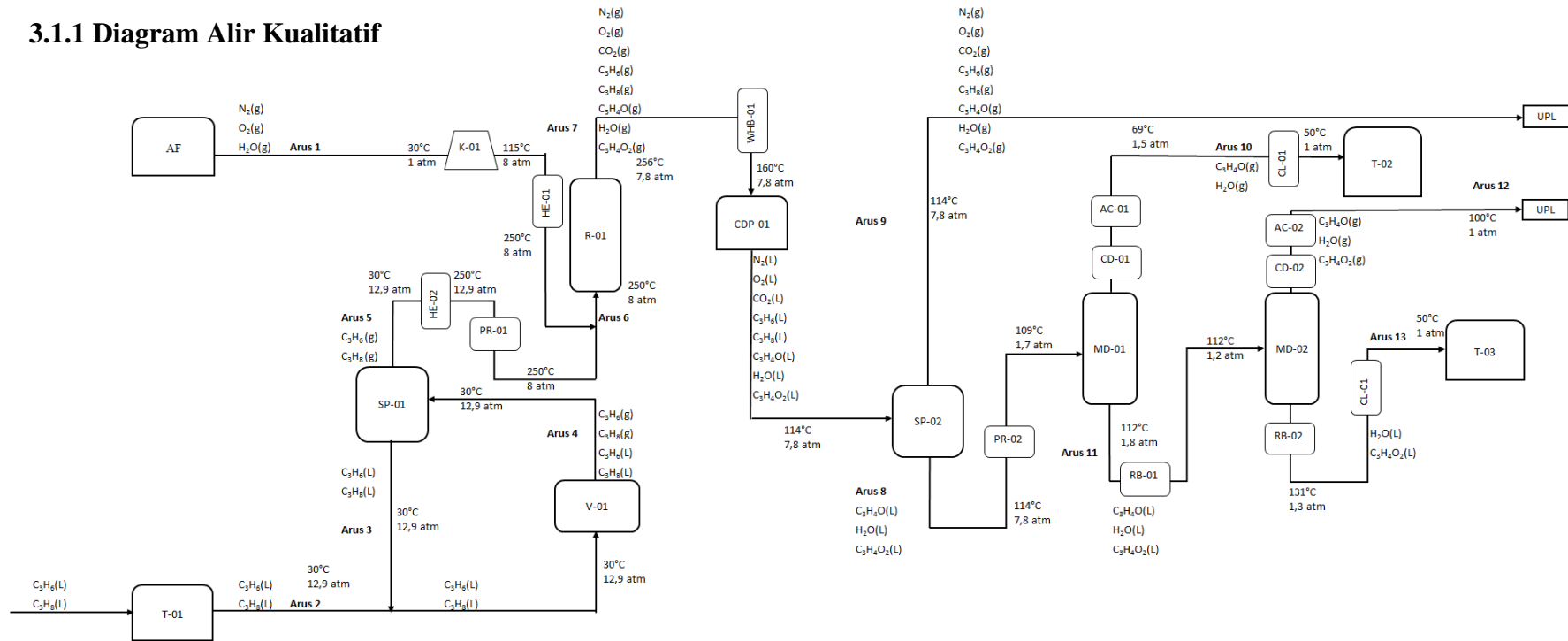
Untuk mendapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan, perlu dilakukan pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada. Pemeriksaan rutin harus dilakukan untuk menjaga kualitas produk maupun untuk mengetahui apakah proses berjalan normal atau tidak sehingga bila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi. Pengendalian kualitas produk bisa dilakukan dari pengendalian kualitas bahan baku serta pengendalian kualitas proses. Karena apabila sudah di kendalikan dari awal maka kualitas produk secara tidak langsung akan ikut terkendali.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

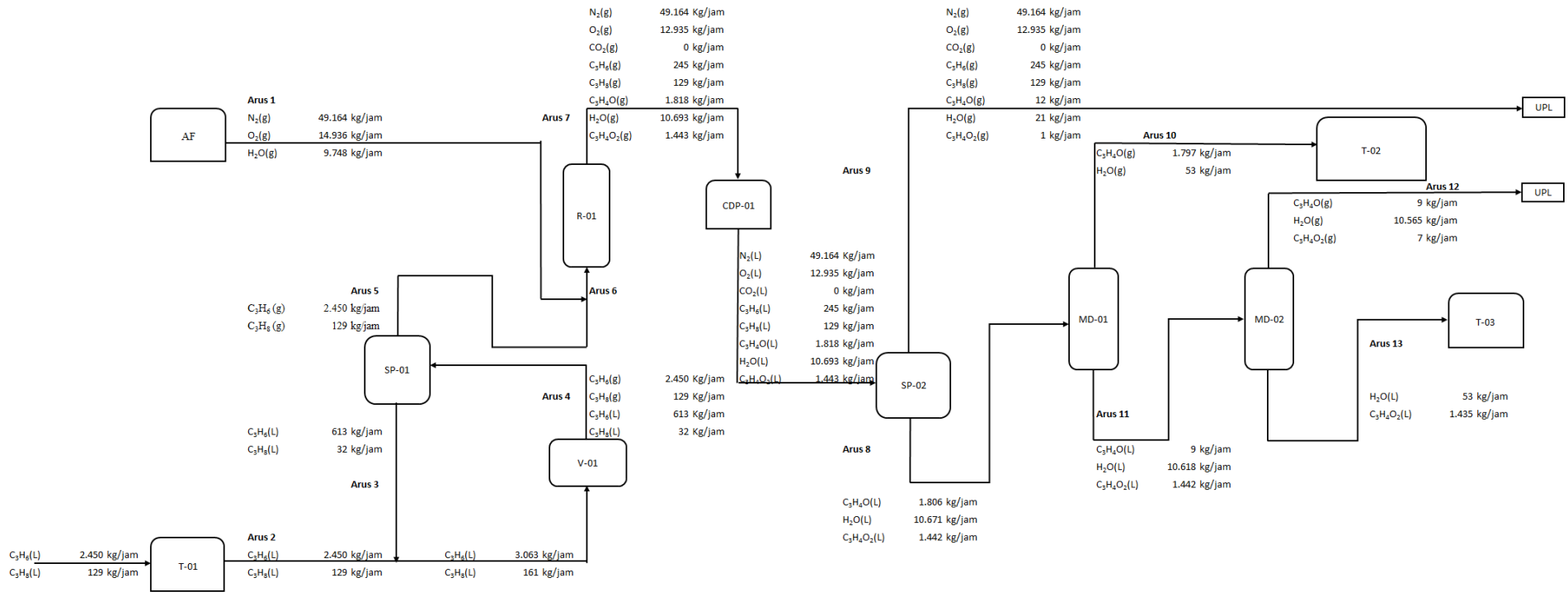
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

Tabel 3. 1 Neraca Massa

NERACA MASSA (kg/jam)													
KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
N ₂	49.164					49.164	49.164		49.164				
O ₂	14.936					14.936	12.935		12.935				
C ₃ H ₆		2.450	613	3.063	2.450	2.450	245		245				
C ₃ H ₈		129	32	32	129	129	129		129				
C ₃ H ₄ O							1.818	1.805.953	12	1.797	9	9	
H ₂ O	9.748					9.748	10.693	10.671	21	53	10.618	10.565	53
C ₃ H ₄ O ₂						76.426.790	1.443	1.442	1		1.442	7	1.435
TOTAL	73.847	2.579	645	3.224.237	2.579	76.427	76.427	13.920	62.507	1.850	12.069	10.581	1.448

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan akrolein dari propilen dan udara secara umum terdapat beberapa tahapan, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian hasil

3.2.1 Tahapan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku propilen dan propana yang disimpan didalam tangki (T-01) berbentuk cair dengan suhu 30°C dan tekanan 12,9 bar dialirkan menuju vaporizer (V01) menggunakan pompa (P-01) untuk diuapkan dengan pemanas steam kemudian dipisahkan menggunakan separator (SP-01) di separator ini terdapat dua keluaran yaitu berupa gas 80% dan cairan 20% (kern, chapter 15) dimana keluaran gas menjadi umpan masuk ke reaktor dan keluaran cairan menjadi *recycle*.

3.2.2 Tahap Reaksi

Sebelum masuk ke reaktor keluaran gas dari separator (SP -01) dinaikkan suhunya menggunakan Heat Exchanger (HE-02) menjadi 250°C dengan tekanan 12,9 bar diturunkan tekanannya menjadi 8 bar menyesuaikan kondisi operasi di reaktor. Dalam reaktor ini terjadi reaksi oksidasi yaitu propilen bereaksi dengan oksigen menjadi akrolein dan air, propilen bereaksi dengan oksigen menjadi asam akrilat dan air, dan propilen bereaksi oksigen menjadi karbon dioksida dan air. Dalam proses reaksi oksidasi tersebut, akrolein membutuhkan bahan baku udara dalam supply O₂ dalam hal ini kami menggunakan udara bebas diambil

menggunakan alat kompresor yang sebelumnya disaring ke air filter (AF-01) untuk memisahkan udara dari kotoran terlebih dahulu, pada kompresor ini udara dinaikkan suhu dan tekanannya menjadi 115°C dan tekanan 8 bar sebelum udara masuk ke reaktor udara dipanaskan menggunakan Heat Exchanger (HE-01) hingga 250°C sesuai dengan kondisi operasi reaktor kemudian udara sudah siap diumpankan bersamaan dengan propilen dan propen kedalam reaktor untuk proses oksidasi menggunakan katalis padat berupa Mo,Bi,Fe,Co,W,Si,K (Molibdenum). Setelah bereaksi didalam reaktor menghasilkan akrolein, asam akrilat dan karbon dioksida dengan sisa bahan lainnya, keluaran reaktor ini diembunkan menggunakan kondensor parsial (CDP-01) yang sebelumnya telah diturunkan suhunya dari 256°C menjadi 160°C menggunakan alat Waste Heat Boiler (WHB-01) kemudian keluaran kondensor parsial dipisahkan menggunakan separator (SP-02) pada separator ada dua keluaran lagi yaitu gas dan cair, untuk keluaran atas berupa gas masuk ke UPL kemudian keluaran bawah berupa cairan yaitu akrolein, air dan asam akrilat masuk sebagai umpan Menara Distilasi (MD-01) untuk dipisahkan berdasarkan titik didih.

3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil

Pada Menara distilasi (MD-01) bertekanan 1,7 bar sehingga sebelum masuk Menara distilasi ada penurunan tekanan dari 7,8 bar menjadi 1,7 bar menggunakan *pressure reducer* untuk umpan masuknya sesuai dengan kondisi operasi Menara distilasi (MD-01),

Cairan campuran ini akan dimurnikan agar menjadi akrolein dengan kemurnian 91%, keluaran menara distilasi (MD-01) ada dua keluaran yaitu top

dan bottom, dimana keluaran top berupa gas akrolein yang akan di kondensasi menggunakan kondensor (CD-01) sehingga didapatkan akrolein berupa cairan lalu akrolein cair didinginkan suhunya menjadi 50°C dan tekanan 1 bar menggunakan cooler (CL-01) selanjutnya disimpan kedalam tangki (T-02) dan sisa akrolein yang belum mencapai titik jenuhnya digunakan untuk reflux ke menara distilasi kembali. Keluaran bottom berupa cairan yang akan diumpankan kedalam reboiler (RB-01) kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-03) ke menara distilasi (MD-02) untuk menghasilkan asam akrilat cair dengan kemurnian 99,5% dan disimpan kedalam tangki (T-03).

3.3 Spesifikasi Alat

Berikut ini merupakan spesifikasi peralatan pada proses pembuatan akrolein dari propilen dan udara dengan kapasitas 14.500 Ton/Tahun.

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

1. Reaktor

Spesifikasi umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi propilen menjadi akrolein
Jenis/Tipe	: <i>Fixed Bed Multitube</i>
Jumlah	: 1
Harga (Rp)	: 62.681.774

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 250°C

Tekanan, bar : 8 bar

Kondisi Proses : Non Adiabatis Non Isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi : *Carbon Steel A 285*

Diameter (ID) *shell*, m : 4 m

Tebal *shell*, in : 1 in

Tinggi total, m : 10 m

Jenis *head* : *Torispherical Head*

Insulasi

Bahan : *Carbon Steel A 285*

Konduktivitas panas, : 80
(W/m.K)

Tebal isolasi, m : 0,03 m

3.3.2 Spesifikasi Alat Proses

1. Vaporizer (V01)

Spesifikasi umum

Kode	: V01
Fungsi	: Menguapkan C_3H_6 dan C_3H_8 dengan media pemanas <i>steam</i> jenuh
Jenis/Tipe	: Alat penukar kalor selongsong dan tabung (<i>Shell & Tube</i>)
Jumlah	: 1
Harga (Rp)	: 26.863.617

Kondisi Operasi

Suhu,	: 30°C
Tekanan, bar	: 12,9 bar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

2. Separator 1

Nama dan kode	: Separator (SP-01)
Fungsi	: Memisahkan C_3H_6 dan C_3H_8 yang berfase gas dan cair dari vaporizer (V-01)
Jenis	: Separator Vertikal
Material	: Baja Karbon

Tinggi	: 3 m
Diameter	: 39 inch
Kondisi operasi	:
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 12,9 bar
Harga (Rp)	: 222.072.571

3. Separator 2

Nama dan kode	: Separator (SP-02)
Fungsi	: Memisahkan gas N ₂ , O ₂ , CO ₂ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , sisa C ₃ H ₄ O, H ₂ O, C ₃ H ₄ O ₂ dan cairan C ₃ H ₄ O, H ₂ O, C ₃ H ₄ O ₂ yang akan dimurnikan
Jenis	: Separator Vertikal
Material	: Baja Karbon
Tinggi	: 6 m
Diameter	: 79 inch
Kondisi operasi	:
a. Suhu	: 114°C
b. Tekanan	: 7,8 bar
Harga (Rp)	: 727.108.578

4. Menara Distilasi 1

Nama dan kode	: Menara Distilasi (MD-01)
Fungsi	: Pemurnian akrolein

Jenis/Tipe	: <i>Plate Tower (Sieve Tray)</i> berbentuk <i>Torispherical Roof</i>
Material	: Baja Karbon
Kondisi operasi	
a. Umpan	:
• Suhu	: 109°C
• Tekanan	: 1,7 bar
b. Distilat	:
• Suhu	: 69°C
• Tekanan	: 1,5 bar
c. <i>Bottom</i>	:
• Suhu	: 112°C
• Tekanan	: 1,8 bar
Harga (Rp)	: 2.149.089.394

4. Menara Distilasi 2

Nama dan kode	: Menara Distilasi (MD-02)
Fungsi	:Memisahkan akrolein air dan asam akrilat, pemurnian asam akrilat
Jenis	: Menara Sieve
Tipe	: TRAY
Material	: Carbon Steell
Kondisi operasi	
a. Umpan	:

- Suhu : 112 °C

- Tekanan : 1,2 bar

b. Distilat :

- Suhu : 100 °C

- Tekanan : 1 bar

c. *Bottom* :

- Suhu : 131 °C

- Tekanan : 1,3 bar

Harga (Rp) : 7.163.631.314

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan

1. Tangki Penyimpanan Bahan

Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi peruntukan alat	Menyimpan bahan baku propilen (C_3H_6) dan propana (C_3H_8)	Menyimpan produk utama Akrolein (C_3H_4O)	Menyimpan produk samping Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$)
Lama penyimpanan	15 hari	30 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1

Jenis tangki	Silinder horizontal	Silinder tegak	Silinder tegak
Kondisi operasi	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan: 12,9 bar • Suhu : 30°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan: 1 bar • Suhu : 30°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan: 1 bar • Suhu : 30°C
Kode	T-01	T-02	T-03
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Volume Tangki	2.252 m ³	1.918 m ³	960 m ³
Diameter	10 m	30 m	30 m
Panjang/Tinggi Tangki	30 m	9 m	9 m
Harga (Rp)	2.442.798.278	4.899.923.819	1.699.571.529

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

1. Kompresor

Tabel 3.3 Spesifikasi Kompresor

Nama dan Kode Alat	Kompresor 01 (K-01)
Fungsi	Menekan Udara dari 1 bar sampai 8 bar
Tipe	Kompresor sentrifugal
Kapasitas Kompresor	61.964

Kondisi operasi	<p>Tekanan masuk: 1 bar</p> <p>Tekanan keluar: 8 bar</p> <p>Suhu masuk: 30 °C</p> <p>Suhu keluar: 115 °C</p>
Motor standard	4.500 hp
Jumah	1
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Harga (Rp)	15.168.989.307

2. Pompa

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa

Nama dan Kode Alat	Pompa 01 (P-01)	Pompa 02 (P-02)	Pompa 03 (P-03)
Fungsi:	Memompa bahan baku propilen dan propana dari tangki unit pembelian ke	Memompa kondensat dari akumulator (AC-01) ke menara distilasi (MD-01)	Memompa Residu MD-02 dari Reboiler (Rb-02) ke menara distilasi (MD-02)

	tangki penyimpanan T-01		
Jenis:	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial
Kapasitas Pompa	0,0133 m ³ /s	0,0015 m ³ /s	0,0036 m ³ /s
Ukuran pipa	0,0117 m	0,0461 m	0,0699 m
Diameter Pipa	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 0,1413m • ID : 0,1281m 	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 0,07303 m • ID : 0,06271 m 	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 0,06033 m • ID : 0,0525 m
Kecepatan putar	50 rad/s	50 rad/s	298 rad/s
Efisiensi Pompa	70%	60%	62%
Daya pompa	1,40 Hp	0,25 Hp	0,58 Hp
Daya motor	2 Hp	1 Hp	0,75 Hp
Harga (Rp)	558.763.242	365.345.197	318.781.593

Tabel 3.5 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Nama dan Kode Alat	Pompa 04 (P-04)	Pompa 05 (P-05)
Fungsi:	Memompa kondensat dari akumulator (AC-02) ke Menara distilasi (MD-02)	Memompa hasil bawah menara distilasi (MD-02) ke tangki penyimpanan (T-04)
Jenis:	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	Baja Komersial	Baja Komersial
Kapasitas Pompa	0,00694 m ³ /s	0,00044 m ³ /s
Ukuran pipa	0,0946 m	0,02725 m
Diameter Pipa	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 0,16828 m • ID : 0,16274 m 	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 0,04216 m • ID : 0,06045 m
Kecepatan putar	298 rad/s	2981 rad/s
Efisiensi Pompa	62%	30%
Daya pompa	0,98 Hp	0,08 Hp
Daya motor	5 Hp	0,50 Hp
Harga (Rp)	347.436.119	623.235.924

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heat Exchanger

Tabel 3.6 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan udara yang berasal dari kompresor	Memanaskan gas yang berasal dari separator (SP-01)
Jenis	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>
Pitch	0,023 m (triangular)	0,023 m (triangular)
Jumlah tabung	640	68
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Stell</i>	<i>Carbon Stell</i>
Kondisi Operasi		
<i>Shell</i>		
Tekanan	12,7 bar	12,7 bar
Suhu Masuk	115°C	30°C
Suhu Keluar	250°C	250°C
ID	0,73 m	0,25 m
<i>Baffle Spacing</i>	0,73 m	0,25 m

<i>Passes</i>	1	2
ΔP_s (Pa)	803	53
<i>Tube</i>		
Media Pemanas	<i>steam</i>	<i>steam</i>
Suhu Masuk	280°C	280°C
Suhu Keluar	260°C	260°C
Massa Pemanas	6.263 kg/jam	602 kg/jam
ID	0,015 m	0,014 m
OD	0,019 m	0,019 m
Panjang	6 ft	6 ft
ΔP_t	0,27 Pa	3,38 Pa
Koefisien Perpindahan Panas		
A	70 m ²	7 m ²
Uc	1 kJ /m ² s K	3 kJ /m ² s K
Ud	0,6 kJ /m ² s K	0,3 kJ /m ² s K
Rd	1 m ² s K / kJ	3 m ² s K / kJ

Harga (Rp)	57.309.051	102.081.746
------------	------------	-------------

2. Cooler

Tabel 3.7 Spesifikasi Cooler

Nama dan Kode Alat	Cooler-01 (CL-01)	Cooler-02 (CL-02)
Fungsi	Menurunkan suhu aliran keluar hasil atas MD-01 yaitu akrolein sampai suhu 50°C	Menurunkan suhu aliran keluar hasil bawah MD-02 yaitu asam akrilat sampai suhu 50°C
Jenis	Double pipe	Double pipe
Kondisi Operasi		
Fluida Dingin	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 10°C • Tout : 20°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 30°C • Tout : 40°C
Fluida Panas	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 69°C • Tout : 50°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 100°C • Tout : 50°C
Diameter (<i>annulus</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Od : 0,06 m • Id : 0,05 m 	<ul style="list-style-type: none"> • Od : 0,06 m • Id : 0,05 m
Diameter (<i>inner</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Od : 0,04 m • Id : 0,04 m 	<ul style="list-style-type: none"> • Od : 0,04 m • Id : 0,04 m

Faktor Pengotoran	1 m ² s K / kJ	1 m ² s K / kJ
Penurunan Tekanan	353 Pa	1.965 Pa
Harga (Rp)	46.563.604	52.473.599

3. *Waste Heat Boiler* (WHB)

Tabel 3.8 Spesifikasi *Waste Heat Boiler* (WHB)

Nama dan Kode Alat	<i>Waste Heat Boiler</i> (WHB-01)
Fungsi	Mendinginkan gas yang keluar dari reaktor dengan media pendingin air
Jenis	<i>Waste Heat Boiler</i>
Bahan Konstruksi	Baja Karbon
Kondisi Operasi	
Suhu	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 256°C • Tout : 160°C
Tekanan	7,8 bar
Ukuran Tabung	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 0,02 m • ID : 0,014 m

Panjang tabung	2 m
Diameter Shell	2 m
Jumlah tabung	5.786
Pass tabung	4
Pitch	0,02 m
Luas Perpindahan Kalor	130 m ²
Faktor Pengotoran	1,8 m ² s K / kJ
Penurunan Tekanan	17.385 Pa
Harga (Rp)	1.181.999.167

3.3.6 Spesifikasi Alat Operasi Pendukung

1. Condensor

Tabel 3.9 Spesifikasi Condensor

Nama dan Kode Alat	Condensor Parsial (CDP-01)	Condensor 01 (CD-01)	Condensor 02 (CD-02)
Fungsi	Mengembunkan keluaran reaktor berupa gas yang	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak	Mengembunkan uap yang keluaran Bottom pada

	sudah diturunkan suhunya pada WHB	menara distilasi (MD-01)	menara distilasi (MD-02)
Jenis	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>
Bahan Konstruksi	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon
Kondisi Operasi			
Suhu	<ul style="list-style-type: none"> • Tin :160°C • Tout : 114°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tin :76°C • Tout : 69°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tin :100°C • Tout : 100°C
Tekanan	7,8 bar	1,5 bar	1 bar
<i>Shell</i>			
Diameter Shell (IDS)	0,6 m	0,3 m	0,9 m
Jumlah tabung	458	106	970
Panjang Tabung	7 m	4 m	7 m
Pass tabung	2	2	2

Pitch (Triangular)	0,02 m	0,02 m	0,02 m
<i>Tube</i>			
BWG	14	14	14
Diameter Luar Tabung (OD)	0,02 m	0,02 m	0,02 m
Diameter Dalam Tabung (ID)	0,01 m	0,01 m	0,01 m
Faktor Pengotor	1 m ² s K / kJ	1 m ² s K / kJ	1 m ² s K / kJ
Beban panas	28.877.498 kJ/jam	2.330.633kJ/jam	41.106.507kJ/jam
Harga (Rp)	1.232.144.586	352.808.842	352.808.842

2. Accumulator

Tabel 3. 10 Spesifikasi Accumulator

Nama dan Kode Alat	Accumulator 01 (AC-01)	Accumulator 02 (AC-02)
Fungsi	Menampung embunan yang berasal dari condensor CD-01	Menampung embunan yang berasal dari condensor CD-02
Jenis	Tangki silinder horisontal	Tangki silinder horisontal
Bahan Konstruksi	Baja Karbon	Baja Karbon
Kondisi Operasi		
Suhu	69°C	100°C
Tekanan	1,5 bar	1 bar
Volume	1 m ³	5 m ³
Diameter	1 m	1 m
Panjang Tangki	3 m	3 m
Harga (Rp)	222.072.571	222.072.571

3. Reboiler

Tabel 3. 11 Spesifikasi Reboiler

Nama dan Kode Alat	Reboiler 01 (RB-01)	Reboiler 02 (RB-02)
Fungsi	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi (MD-01)	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi (MD-02)
Jenis	Ketel reboiler (shell & tube)	Ketel reboiler (shell & tube)
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steell</i>	<i>Carbon Steell</i>
Kondisi Operasi		
Suhu	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 109°C • Tout : 112°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Tin : 130°C • Tout : 131°C
Tekanan	1,8 bar	1,3 bar
Beban Panas	3.122.235 kJ/jam	56.493.020 kJ/jam
Massa Pemanas (steam)	1.477 kg/jam	25.654 kg/jam
<i>Shell</i>		
Diameter <i>Shell</i> (IDS)	0,3 m	1 m

Jumlah Tabung	106	2.861
Pass Tabung	2	2
Pitch (Triangular)	0,02 m	0,02 m
<i>Tube</i>		
BWG	14	14
Diameter Luar Tabung (OD)	0,02 m	0,02 m
Diameter Dalam Tabung (ID)	0,01 m	0,01 m
Panjang tabung	8 ft	16 ft
ΔPt	2.788 Pa	3.450 Pa
Faktor Pengotor	0,5 m ² s K / kJ	0,6 m ² s K / kJ
Harga (Rp)	331.317.948	1.036.935.633

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Vaporizer

Tabel 3. 12 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
C ₃ H ₆	2.450	613	2.450
C ₃ H ₈	129	32	129
			613
			32
Sub Total	2.579	645	
Total	3.224		3.224

3.4.2 Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel 3. 13 Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Gas	Cair
	Arus 4	Arus 5	Arus 3
C ₃ H ₆	3.064	2.450	613
C ₃ H ₈	161	129	32
Sub Total		2.579	645
Total	3.224	3.224	

3.4.3 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. 14 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
N ₂	49.164	49.164
O ₂	14.936	12.935
C ₃ H ₆	2.450	245
C ₃ H ₈	129	129
C ₃ H ₄ O	0	1.818
H ₂ O	9.748	10.693
C ₃ H ₄ O ₂	0	1.443
Total	76.427	76.427

3.4.4 Neraca Massa Condensor Parsial

Tabel 3. 15 Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Bercampur	
		Cair (90%)	Gas (10%)
		Arus 7	Arus 8
N ₂	49.164	0	49.164
O ₂	12.935	0	12.935
C ₃ H ₆	245	0	245
C ₃ H ₈	129	0	129
C ₃ H ₄ O	1.818	1.806	12
H ₂ O	10.693	10.671	21
C ₃ H ₄ O ₂	1.443	1.442	1
Sub Total		13.920	62.507
Total	76.427	76.427	

3.4.5 Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel 3.16 Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Cair	Gas
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
N ₂	49.164	0	49.164
O ₂	12.935	0	12.935
C ₃ H ₆	245	0	245
C ₃ H ₈	129	0	129
C ₃ H ₄ O	1.818	1.806	12
H ₂ O	10.693	10.671	21
C ₃ H ₄ O ₂	1.443	1.442	1
Sub Total		13.920	62.507
Total	76.427	76.427	

3.4.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.17 Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Distilat	Bottom
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
C ₃ H ₄ O(l)	1.806	1.797	9
H ₂ O(l)	10.671	53	10.618
C ₃ H ₄ O ₂ (l)	1.442	0	1.442
Sub Total		1.850	12.069
Total	13.920	13.920	

3.4.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.18 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Distilat	Bottom
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
C ₃ H ₄ O(l)	9	9	0
H ₂ O(l)	10.618	10.565	53
C ₃ H ₄ O ₂ (l)	1.442	7	1.435
Sub Total		10.581	1.488
Total	12.069	12.069	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3.19 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	4,1 x 10 ⁺⁰⁵	
Total Qout		7,5 x 10 ⁺⁰⁵
Qpemanas	3,4 x 10 ⁺⁰⁵	
Total	7,5 x 10 ⁺⁰⁵	7,5 x 10 ⁺⁰⁵

3.5.2 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3.20 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$3,6 \times 10^{+03}$	
Total Qout		$3 \times 10^{+04}$
Qpemanas	$2,6 \times 10^{+04}$	
Total	$3 \times 10^{+04}$	$3 \times 10^{+04}$

3.5.3 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.21 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$4,8 \times 10^{+07}$	
Total Qout		$6,5 \times 10^{+07}$
Total	$4,8 \times 10^{+07}$	$6,5 \times 10^{+07}$

3.5.4 Neraca Panas WHB

Tabel 3.22 Tabel Neraca Panas WHB

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$1,6 \times 10^{+07}$	
Total Qout		$1,6 \times 10^{+07}$
Total	$1,6 \times 10^{+07}$	$1,6 \times 10^{+07}$

3.5.5 Neraca Panas Condensor Parsial

Tabel 3.23 Neracapa Panas Condensor Parsial

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$8,2 \times 10^{+07}$	
Total Qout		$8,2 \times 10^{+07}$
Total	$8,2 \times 10^{+07}$	$8,2 \times 10^{+07}$

3.5.6 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.24 Neraca Panas Distilasi (MD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$9 \times 10^{+06}$	
Total Qout		$9 \times 10^{+06}$
Total	$9 \times 10^{+06}$	$9 \times 10^{+06}$

3.5.7 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.25 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$6 \times 10^{+07}$	
Total Qout		$6 \times 10^{+07}$
Total	$6 \times 10^{+07}$	$6 \times 10^{+07}$

3.5.8 Neraca Panas Condensor (CD-01)

Tabel 3.26 Neraca Panas Condensor (CD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$1 \times 10^{+07}$	
Total Qout		$1 \times 10^{+07}$
Total	$1 \times 10^{+07}$	$1 \times 10^{+07}$

3.5.9 Neraca Panas Condensor (CD-02)

Tabel 3.27 Neraca Panas Condensor (CD-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$2,2 \times 10^{+08}$	
Total Qout		$2,2 \times 10^{+08}$
Total	$2,2 \times 10^{+08}$	$2,2 \times 10^{+08}$

3.5.10 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel 3.28 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$4 \times 10^{+05}$	
Total Qout		$4 \times 10^{+05}$
Total	$4 \times 10^{+05}$	$4 \times 10^{+05}$

3.5.11 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel 3.29 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$8,5 \times 10^{+05}$	
Total Qout		$8,5 \times 10^{+05}$
Total	$8,5 \times 10^{+05}$	$8,5 \times 10^{+05}$

3.5.12 Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Tabel 3. 30 Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$1 \times 10^{+07}$	
Total Qout		$1 \times 10^{+07}$
Total	$1 \times 10^{+07}$	$1 \times 10^{+07}$

3.5.13 Neraca Panas Reboiler (RB-02)

Tabel 3. 31 Neraca Panas Reboiler (RB-02)

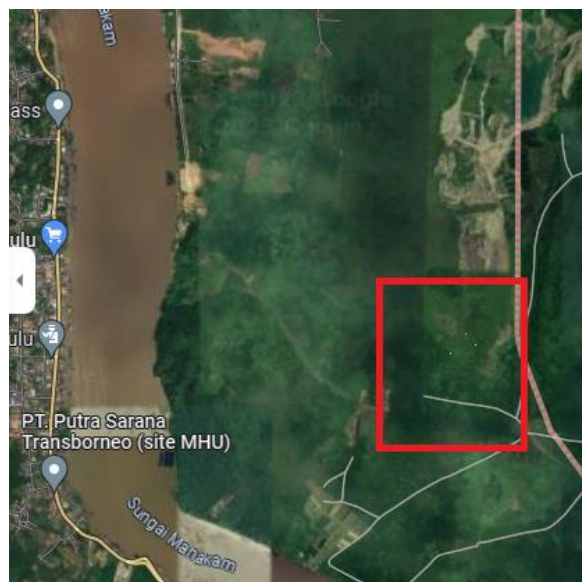
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Total Qin	$1,6 \times 10^{+06}$	
Total Qout		$1,6 \times 10^{+06}$
Total	$1,6 \times 10^{+06}$	$1,6 \times 10^{+06}$

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik (*Plant Location*)

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik pada pra-rancangan pabrik akrolein dengan kapasitas 14.500 ton/tahun ini berlokasi di Daerah Kalimantan Timur, Samarinda. Dengan lokasi pendirian dapat dilihat dari Gambar 4.1



Gambar 4.1 Lokasi didirikan Pabrik Akrolein

Dalam prarancangan pabrik Akrolein dari propilen dan udara yang didirikan di Daerah Kalimantan Timur, Samarinda ini meninjau dari beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka bahan baku seperti propilen tidak perlu di impor dari luar negeri melainkan dapat diperoleh dari pabrik biodiesel milik PT. Chandra Asri Petrochemical dengan kapasitas produksi propilen 800.000 ton/tahun, selain itu dapat juga diperoleh dari PT. Pertamina yang berada di Kalimantan kota Balikpapan dengan kapasitas produksi 230.000 ton/tahun dan bahan utama lainnya yaitu udara sangat mudah diperoleh karena udara itu sendiri merupakan sumber kehidupan manusia, di Kalimantan Timur (Samarinda) kelembaban udaranya bisa mencapai 61% sehingga sangat mendukung pembangunan pabrik akrolein yang berbahan baku utama propilen dan udara.

2. Pemasaran Produk

Daerah Kalimantan adalah daerah industri kimia yang cukup besar dan terus berkembang. Hal ini menjadikan Kalimantan sebagai pasar yang baik bagi akrolein. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat maupun jalan laut. Akrolein yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri polimer, gliserol dan pangan ternak yang juga berada di Kalimantan Disamping itu Kalimantan juga berdekatan dengan negara-

negara lain seperti Brunei Darussalam, Filipina dan Malaysia sehingga akan mempermudah pemasaran produk ke luar negeri.

3. Sarana Transportasi

Sarana transportasi di kawasan industri Kalimantan Timur, Samarinda ini dapat dibilang sangat memadai karena memiliki berbagai jalur lalu lintas darat serta ketersediaan jalur untuk sarana transportasi yang cukup besar untuk menyuplai bahan baku atau mengirimkan produk dalam jumlah banyak. Daerah ini juga dekat dengan bandara bertaraf internasional, yaitu Bandar Udara Internasional Aji Pangeran Tumenggung Pranoto yang nantinya akan digunakan sebagai tempat mengirimkan produk ke dalam ataupun luar negeri.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil maupun tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

5. Ketersediaan Sarana Pendukung

Adanya PLN, Pertamina, dan Sungai Mahakam dapat memudahkan proses utilitas pabrik.

6. Kondisi Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia

yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 32°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

7. Kebijakan Pemerintah

Pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan faktor kebijakan pemerintah yang terkait didalamnya. Kawasan yang dipilih merupakan kawasan industri sehingga pembangunan dan pengembangan di daerah tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah.

8. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik asam akrilat, hal ini disebabkan akan terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat karena akan tersedianya lapangan pekerjaan baru bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

9. Sarana dan Prasarana Sosial

Sarana dan prasarana harus tersedia seperti jalan, transportasi, tempat ibadah, sarana pendidikan, rumah sakit, bank, hiburan, perumahan, serta adanya penyediaan bengkel industri sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau *plant layout* merupakan suatu perencanaan berdasarkan aliran komponen-komponen produksi pabrik. Tata letak pabrik diperlukan agar supaya memperoleh kondisi optimum dalam lingkungan pabrik sehingga terjalin hubungan yang efektif dan efisien.

Kedudukan bagian yang ada dalam pabrik yang harus di tata peletakannya meliputi tempat perkantoran (office), tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung dan tambahan lain, yang dirancang terutama untuk mendukung kelancaran dari pelaksanaan proses produksi.

Perancangan tata letak pabrik yang baik memiliki keuntungan yaitu (Peters dan Timmerhaus, 2004):

1. Mengurangi biaya produksi.
2. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses.
3. Meningkatkan keselamatan kerja.
4. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga dapat mengurangi material handling.
5. Memberikan ruang gerak untuk mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan.

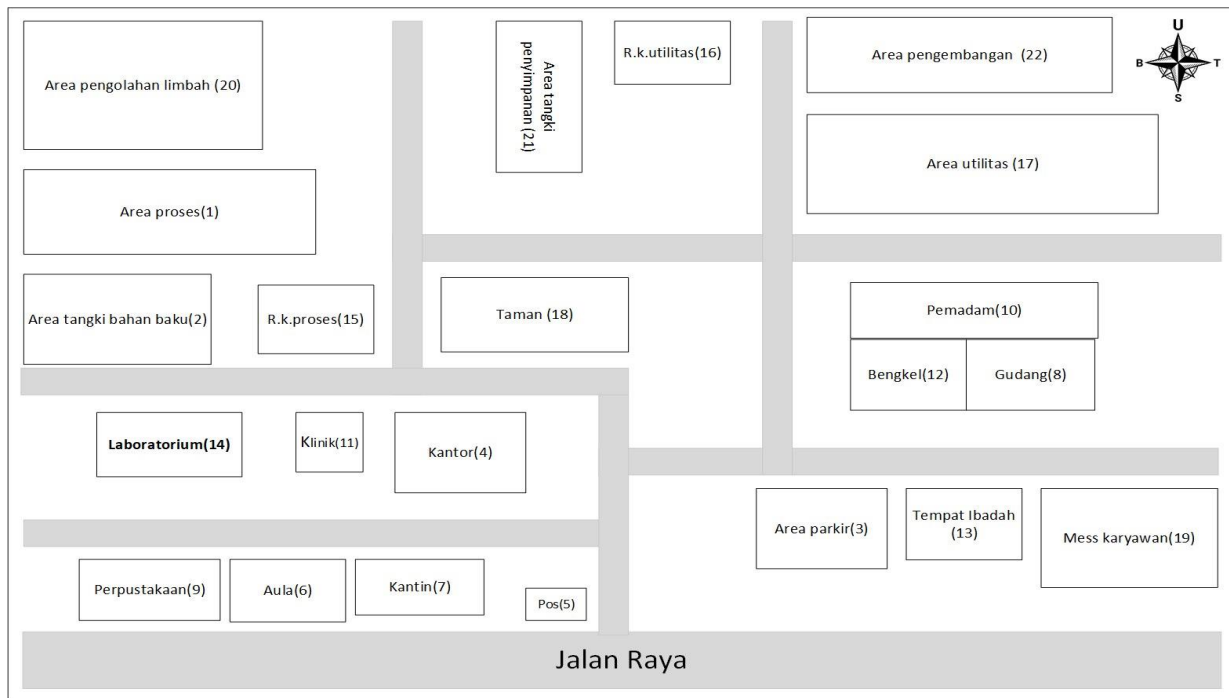
Untuk mencapai kondisi yang optimal yang menguntungkan, maka perlu memerhatikan hal-hal dalam menentukan tata letak pabrik, yaitu:

- a. Pabrik Akrolein yang didirikan merupakan pabrik baru, sehingga penentuan tata letak pabrik tidak dibatasi oleh bangunan yang sudah ada.

- b. Perlunya area perluasan pabrik. Hal ini dikarenakan penggunaan Akrolein yang terus meningkat dari tahun ke tahun, maka diharapkan akan ada pengembangan pabrik dimasa mendatang.
- c. Faktor keselamatan dan keamanan, terutama bahan mudah terbakar perlu diperhatikan secara serius. Perlunya mengelompokkan unit-unit proses agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin bisa terjadi.
- d. Pendistribusian yang ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik, dan bahan baku.
- e. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin yang ada, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tetap ekonomis.
- f. Penyediaan Service area seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan lain-lain diatur sedemikian rupa sehingga tetap terjangkau dari tempat kerja. Secara garis besar layout pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:
 - a) Daerah administrasi/perkantoran Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan kegiatan-kegiatan administrasi, serta harus terletak jauh dari area proses yang berbahaya.
 - b) Daerah laboratorium sebagai pusat pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses, serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses.

- c) Daerah Proses Merupakan pusat proses produksi dimana alat-alat proses dan pengendali ditempatkan. Daerah proses ini terletak didekat area tangki penyimpanan bahan baku dan area pengolahan limbah pabrik letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses.
- d) Daerah Penyimpanan Merupakan tempat untuk menyimpan bahan baku dan juga produk yang sudah jadi.
- e) Daerah Gudang Alat Daerah gudang merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses.
- f) Daerah Utilitas Daerah utilitas ini merupakan tempat untuk menyediakan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, udara, dan listrik.
- g) Daerah Fasilitas Umum Merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin, klinik, dan pos keamanan.

LAY OUT PABRIK AKROLEIN



Gambar 4.2 Lay Out Pabrik Skala 1 : 1000

Keterangan gambar :

1. Area proses
2. Area tangki bahan baku
3. Area parkir
4. Kantor
5. Pos
6. Aula
7. kantin
8. Gudang
9. Perpustakaan

10. Pemadam
11. Klinik
12. Bengkel
13. Tempat ibadah
14. Laboratorium
15. Ruang kerja proses
16. Ruang kerja utilitas
17. Area utilitas
18. Taman
19. Mess karyawan
20. Area pengolahan limbah
21. Area tangki penyimpanan
22. Area pengembangan

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Bangunan/Area	Luas(m²)
1	Area proses	3.000
2	Area tangki bahan baku	750
3	Area parkir	500
4	Kantor	500
5	Pos jaga	45
6	Aula	300
7	Kantin	210
8	Gudang	250
9	Perpustakaan	1.000
10	Pemadam	120
11	Poliklinik	300
12	Bengkel	300
13	Tempat ibadah	200
14	Laboratorium	300
15	Ruang kontrol proses	200
16	Ruang kontrol utilitas	4.500
17	Area utilitas	900
18	Taman	2.250
19	Perumahan	500
20	Area pengolahan Limbah	700
21	Area tangki penyimpana	2.000
22	Area Pengembangan	3.000
TOTAL		18.825

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

b. Aliran Udara

Aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

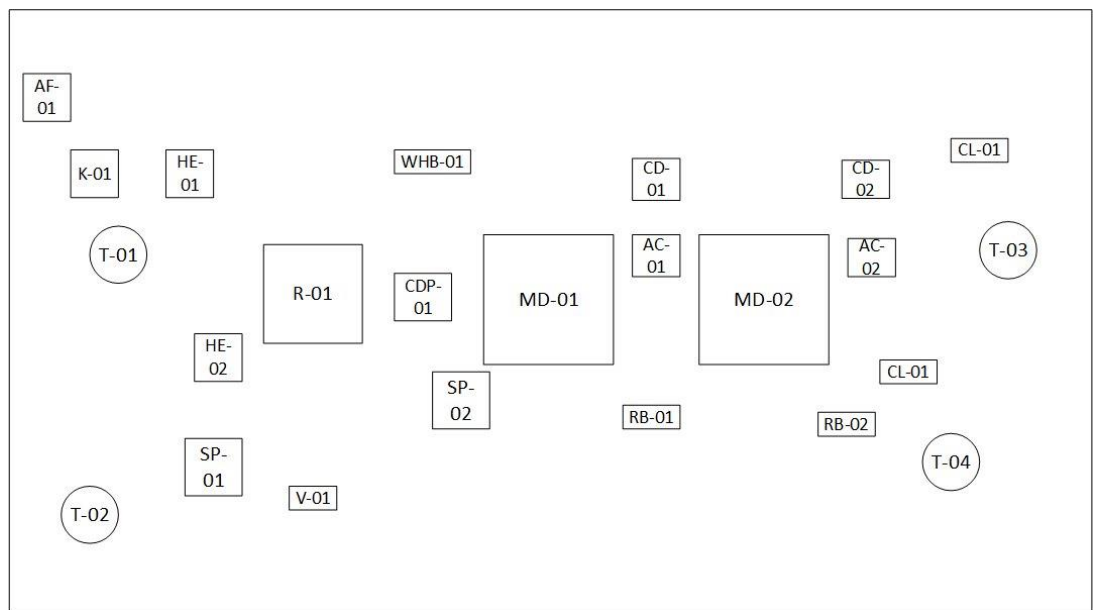
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

f. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Akrolein (Skala 1 : 200)

4.3.1 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat

berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadualan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan mesin tiap- tiap alat meliputi:

1. Over haul 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. Repairing

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance:

- Umur alat Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.
- Tenaga manusia pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.4 Organisasi Perusahaan

Pabrik Akrolein yang akan didirikan direncanakan berbentuk perseroan terbatas. Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum. Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin

diberikan. Dengan izin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham). Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah., kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.
- c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

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

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
5. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya

4.4.1 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas didalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Direktur utama
- b. Direktur
- c. Kepala bagian
- d. Kepala seksi
- e. Karyawan dan operator

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain:

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

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu: sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini yaitu :

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

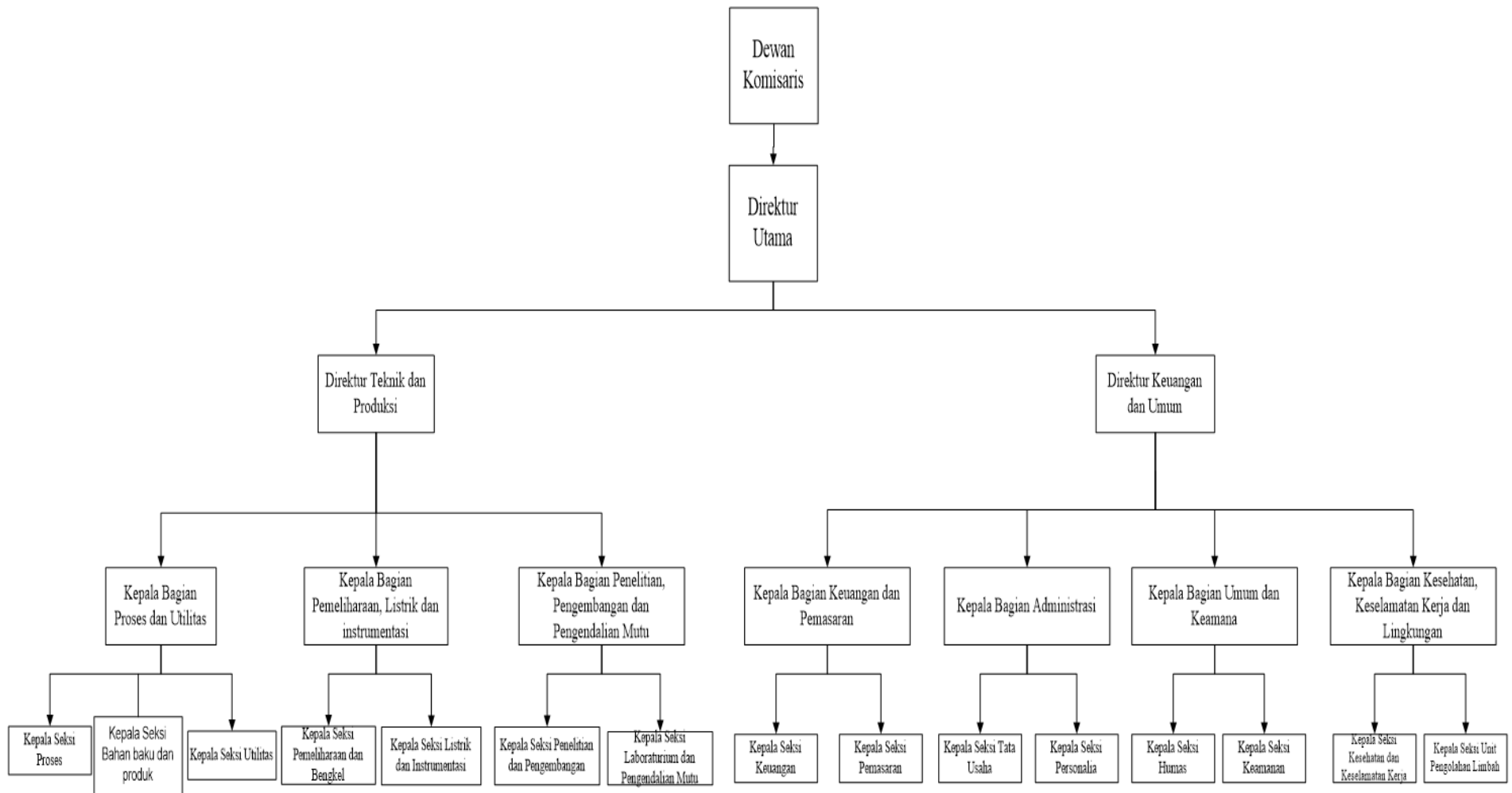
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- 2) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.

- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik Akrolein dari Propilen dan Udara Kapasitas 14.500 ton/tahun

4.4.2 Tugas dan Wewenang

1) Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2) Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur.
- c. Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

3) Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan.

Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

- a) Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b) Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d) Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.

4) Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

- a) Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b) Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- c) Mempertinggi efisiensi kerja.

5) Kepala Bagian

- a) Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi:

- Seksi Proses

Tugas Seksi Proses meliputi :

- a. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- b. Mengawasi jalannya proses produksi.

- Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian meliputi:

- a. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- b. Mengawasi dan menganalisa produk.
- c. Mengawasi kualitas buangan pabrik.

b) Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik adalah bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.

Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian teknik membawahi:

- Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

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

- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listrik.

c) Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas kepala bagian pembelian dan pemasaran antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

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

Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

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

d) Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum

Tugas kepala bagian administrasi, keuangan dan umum antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

- Seksi Administrasi dan Keuangan

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

- Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.

- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

4.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik Akrolein ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

4.5.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan

1) Jadwal *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. Dalam satu minggu, jam kantor adalah 40 jam dengan perincian jam kerja *non-shift* sebagai berikut:

Senin – Kamis : 07.00 – 16.00 (Istirahat 12.00 – 13.00)

Jumat : 07.00 – 16.00 (Istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 07.00 – 12.00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

- 2) Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran

produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian dalam sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga *shift* dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift I : 08.00 – 16.00

Shift II : 16.00 – 24.00

Shift III : 24.00 – 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok.

Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*.

Berikut adalah Jadwal karyawan *shift*:

Tabel 4. 2 Jadwal Karyawan *Shift*

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	III	III	III	-	I	I	I	-	II	II	II	-
B	-	I	I	I	-	II	II	II	-	III	III	III
C	I	-	II	II	II	-	III	III	III	-	I	I
D	II	II	-	III	III	III	-	I	I	I	-	II

4.5.2 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1) Penggolongan Jabatan

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Keahlian
1	Direktur	Magister Teknik Kimia
2	Direktur produksi	Sarjana teknik kimia
3	Direktur keuangan dan umum	Sarjana ekonomi
4	Sekretaris	Sarjana ekonomi
5	Kepala bagian produksi	Magister teknik kimia
6	Kepala bagian pemeliharaan instrumen	Magister teknik mesin
7	Kepala bagian keuangan dan pemasaran	Magister ekonomi
8	Kepala bagian administrasi dan keamanan	Magister hukum
9	Kepala bagian K3	Magister teknik lingkungan
10	Kepala seksi proses	Sarjana teknik kimia
11	Kepala seksi utilitas	Sarjana teknik kimia/ling
12	Kepala seksi pemeliharaan	Sarjana teknik mesin
13	Kepala seksi listrik dan instrumen	Sarjana teknik elektro
14	Kepala seksi penelitian dan pengembangan	Sarjana teknik kimia
15	Kepala seksi keuangan	Sarjana ekonomi
16	Kepala seksi pemasaran	Sarjana ekonomi
17	Kepala seksi lab dan penjaminan mutu	Sarjana ilmu kimia
18	Kepala seksi humas	Sarjana
19	Kepala seksi keamanan	Sarjana hukum
20	Kepala seksi pembelian	Sarjana ekonomi
21	Kepala seksi K3	Sarjana teknik lingkungan
22	Operator utilitas	Ahli madya tek.kimia/ling
23	Operator produksi	Ahli madya teknik kimia

No	Jabatan	Keahlian
24	Karyawan pemeliharaan	Ahli madya umum
25	Karyawan listrik instrumen	Ahli madya elektro
26	Karyawan personalia	Ahli madya komunikasi
27	Karyawan humas	Ahli madya komunikasi
28	Karyawan keuangan	Ahli madya ekonomi
29	Karyawan pemasaran	Ahli madya ekonomi
30	Karyawan pembelian	Ahli madya ekonomi
31	Karyawan pengendalian mutu	Ahli madya teknik
32	Karyawan K3	Sarjana teknik kimia/ling
33	Karyawan pengadaan alat	Ahli madya teknik mesin
34	Karyawan pengembangan	Ahli madya ekonomi
35	Karyawan laboratorium	Ahli madya kimia
36	Karyawan Proses	Sarjana Teknik kimia
37	Karyawan utilitas	Sarjana teknik kimia/ling
38	Operator	Ahli madya teknik
39	Medis	Dokter
40	Paramedis	Ahli madya keperawatan
42	Sopir	SMA
43	Cleaning Service	SMA

2) Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4. 4 Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Jabatan	Jumlah	Pendidikan	Total gaji
Direktur utama	1	S2	50,000,000
Direktur Produksi	1	S2	35,000,000
Direktur Keuangan	1	S2	35,000,000
Sekretaris	2	S1	5,000,000
Kabag Produksi	1	S2	20,000,000
Kabag Pemeliharaan dan instrumen	1	S2	20,000,000
Kabag Keuangan dan Pemasaran	1	S2	20,000,000
Kabag Admin umum dan keamanan	1	S2	20,000,000
Kabag K3	1	S2	20,000,000
Kasek Proses	1	S1	15,000,000
Kasek Utilitas	1	S1	15,000,000
Kasek Pemeliharaan	1	S1	15,000,000
Kasek listrik dan instrumen	1	S1	15,000,000
Kasek Penelitian dan Pengembangan	1	S1	15,000,000
Kasek Lab dan PM	1	S1	16,000,000
Kasek Keuangan	1	S1	15,000,000

Jabatan	Jumlah	Pendidikan	Total gaji
Kasek Pemasaran	1	S1	15,000,000
Kasek Humas	1	S1	15,000,000
Kasek Keamanan	1	S1	15,000,000
Kasek Pembelian	1	S1	15,000,000
Kasek K3	1	S1	15,000,000
Karyawan Personalia	3	S1/D3	30,000,000
Karyawan Humas	3	S1/D3	30,000,000
Karyawan Litbang	4	S1/D3	40,000,000
Karyawan Pembelian	4	S1/D3	40,000,000
Karyawan Pemasaran	4	S1/D3	40,000,000
Karyawan Administrasi	3	S1/D3	30,000,000
Karyawan Kas/Anggaran	3	S1/D3	30,000,000
Karyawan Proses	8	S1/D3	80,000,000
Karyawan Pengendalian	6	S1/D3	60,000,000
Karyawan Laboratorium	6	S1/D3	60,000,000
Karyawan Pemeliharaan	4	S1/D3	40,000,000
Karyawan Utilitas	12	S1/D3	120,000,000
Karyawan K3	8	S1/D3	80,000,000
Operator proses	20	S1/D3	160,000,000

Jabatan	Jumlah	Pendidikan	Total gaji
Operator utilitas	10	S1/D3	80,000,000
Dokter	2	S1	20,000,000
Paramedis	6	D3	48,000,000
Security	6	SMA	30,000,000
Supir	6	SMA	24,000,000
Cleaning Service	7	SMA	28,000,000
Jumlah	150		1.575.000.000

Sistem Gaji Karyawan

Sistem gaji perusahaan dibagi menjadi 3 golongan, yaitu:

1. Gaji Harian

a) Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

b) Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai dengan aturan perusahaan.

c) Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

4.5.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1) Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2) Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3) Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4) Pengobatan

- Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja.
- Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian yang diberikan kepada keluarga

tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan unit yang mendukung proses dalam suatu pabrik demi menunjang jalannya produksi pada suatu industri kimia. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas dalam prarancangan pabrik Akrolein dari Propilen dan Udara ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Penyediaan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

Unit penyediaan dan pengolahan air atau Water Treatment System merupakan unit yang bertugas untuk menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik akrolein ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Mahakam. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
 - b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
 - c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
 - d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
 - e. Tidak terdekomposisi.
2. Air Umpan Boiler Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun syarat air umpan boiler, yaitu:
- a) Tidak membuih (berbusa)
 - b) Tidak membentuk kerak dalam reboiler
 - c) Tidak menyebabkan korosi pada pipa
3. Air Umpan Boiler Air

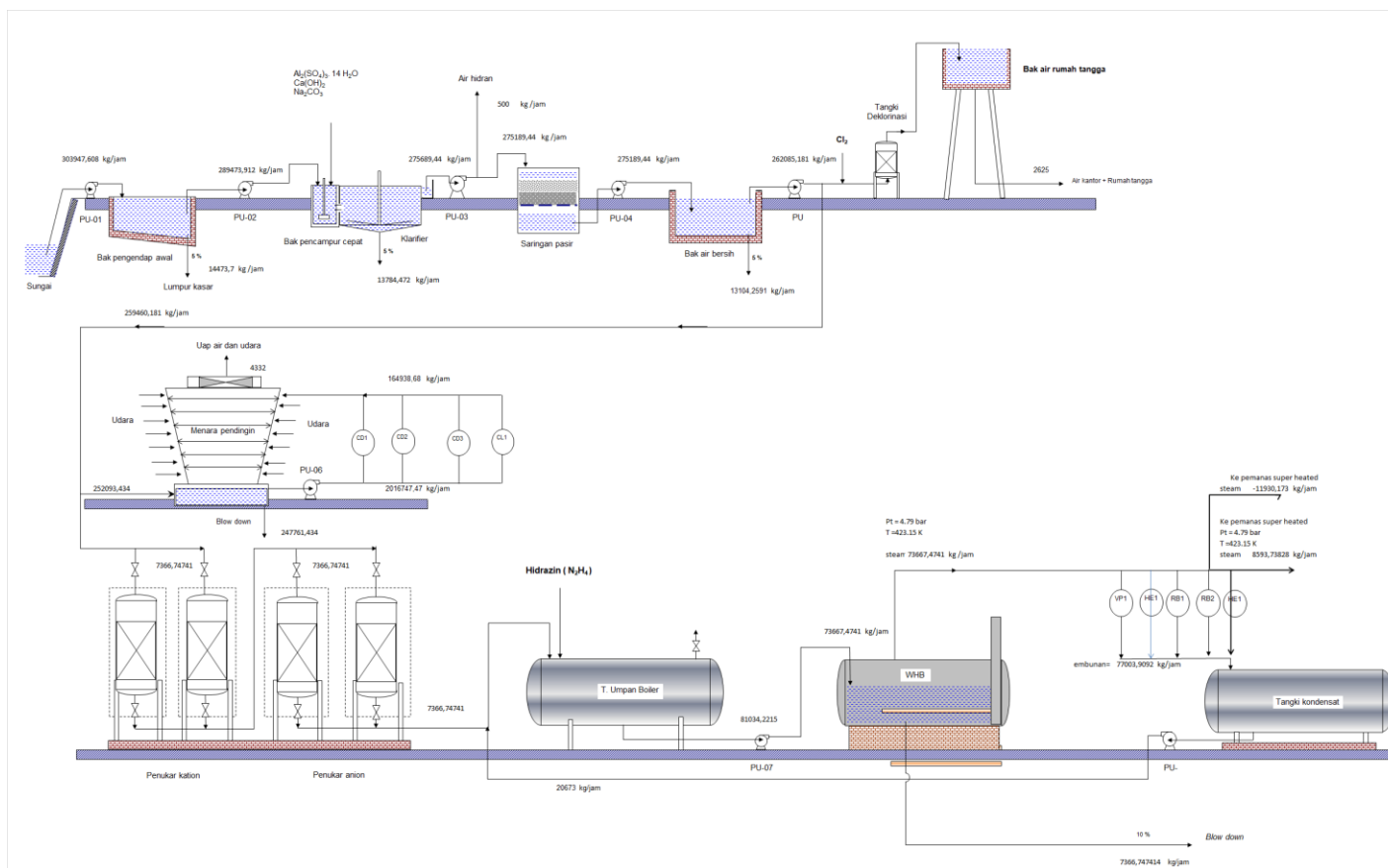
Sanitasi Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:
 - Suhu : dibawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau
- b) Syarat kimia meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung bakteri terutama panthogen yang dapat merubah fisik air.

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Kantor	938
Mess	375
Total	1.313



Gambar 5.1 Unit Utilitas

Sebelum digunakan air sungai harus perlu diproses dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk dapat digunakan menjadi air proses, air umpan boiler, air pendingin maupun air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai ini antara lain:

1) Penghisapan

Penghisapan merupakan tahap pertama dari pengolahan air. Penghisapan dilakukan dengan mengambil air sungai menggunakan pompa. Kemudian air akan dialirkan menuju penyaring (screener).

2) Penyaringan (Filtration)

Pada proses screening, partikel-partikel padat yang besar seperti ranting, daun, dan sampah-sampah lainnya akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa di pasang saringan (screen) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila screen kotor.

3) Bak Pengendap (BAK01)

Air sungai setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran kasar yang mudah mengendap karena ukurannya yg masih cukup besar tetapi lolos dari penyaring awal (screen). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

4) Bak Pencampur Cepat (RMT)

Proses ini merupakan proses penggumpalan dan pengurangan kesadahan yang disebabkan karena adanya penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam

air sehingga menyebabkan partikel-partikel tersebut akan menjadi lebih stabil atau netral dan membentuk endapan. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa.

5) Clarifier (C-01)

Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke Clarifier untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan gumpalan dari bak pencampur cepat. Air baku yang telah dialirkan kedalam clarifier yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar clarifier dari bagian pinggir secara overflow sedangkan sludge (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di blow down secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

6) Saringan Pasir (SF)

Setelah keluar dari clarifier air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan, penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar benar bersih dari pengotor sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

7) Bak Air Bersih (BAB)

Air bersih dari sand filter atau filtered water kemudian ditampung di dalam tangki penampungan sementara. Air bersih ini akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut sehingga dapat digunakan sebagai air domestik (domestic water), air

layanan umum (service water), air pendingin (cooling water), air umpan boiler (boiler feed water), dan air proses (process water).

8) Bak Air Minum (BAM)

Agar dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran ataupun perumahan, air bersih harus melalui proses klorinasi. Proses ini merupakan proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya sehingga air layak dikonsumsi dan digunakan. Air yang telah mengalami proses klorinasi selanjutnya akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

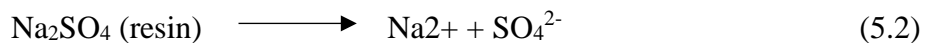
9) Cooling Tower (CT01)

Cooling tower adalah alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses. Proses yang terjadi pada cooling tower adalah pengolahan air menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. Initial water ke cooling tower berasal dari filtered water storage tank dengan suhu sekitar 45°C yang dialirkan ke atas cooling tower melalui distributor. Air akan mengalami 84 evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (swirl). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Untuk itu, dibutuhkan make-up water sebagai kompensasi terjadinya evaporation loss. Make-up water juga berasal dari filtered water storage tank. Air yang mengalami evaporasi di cooling tower akan sama jumlahnya dengan flow make-up water yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.

10) Demineralisasi

Air yang digunakan sebagai air proses dan air umpan boiler untuk produksi steam water tidak cukup hanya air bersih saja, tetapi juga harus air murni yang terbebas dari kandungan mineral-mineral terlarut. Sehingga perlu dilakukan proses demineralisasi yaitu proses menghilangkan ion-ion terkandung pada air bersih dengan jalan penukaran ion. Proses demineralisasi terjadi pada alat-alat sebagai berikut:

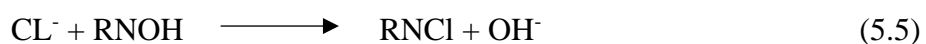
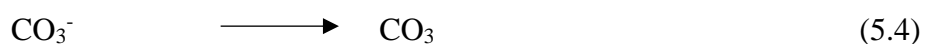
1. Tangki Penukar Kation (PK) dan Tangki NaCl (TNaCl) merupakan unit yang berisi resin pengganti kation. Dimana pengganti kation-kation yang terkandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺ Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



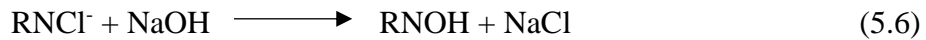
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



2. Tangki Penukar Anion (PA) dan Tangki NaOH (TNaOH) berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Berikut adalah reaksi yang terjadi:



11) Tangki Umpan Boiler (TBFW)

Tangki Umpan Boiler (TBFW) berfungsi menyimpan umpan boiler jenis tangki ini silinder horizontal yang dilengkapi dengan daerator.

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbondioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada tube boiler. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (boiler feed water).

5.1.2 Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Namun terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti :

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi
- Silika, karena dapat menyebabkan kerak

- Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.
- Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film corrosion inhibitor, penurunan heat exchanger coefficient dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

Pada pabrik Akrolein ini air make up yang dibutuhkan sebesar 12,5% dari massa air pendingin yang diperlukan maka kebutuhan air make up untuk pendingin sebesar 252.601 kg/jam dan air make up untuk boiler sebesar 10% massa air make up untuk steam sebesar 334 kg/jam.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
CDP-01	685.434
CD-01	55.703
CD-02	1.273.697
CL-01	1.913
CL-02	40.567
Total	2.020.804

5.2 Unit Pembangkit Steam

Untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi dibutuhkan unit pembangkit steam dengan spesifikasi :

Kapasitas : 16.567 kg/jam (overdesign 20%)

Jenis : Packaged Boiler

Jumlah : 1

Boiler dilengkapi dengan sebuah unit economizer safety valve sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Unit pembangkit steam berguna untuk memenuhi kebutuhan steam pada produksi dengan cara menyediakan steam untuk boiler.

Air yang berasal dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang masih terkandung dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler feed watertank. Serta pengaturan pH sekitar 10 – 11 dikarenakan apabila pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi.

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	6.263
HE-02	602
V01	739
RB-01	1.452
RB-02	24.893
TOTAL	339.494

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik Akrolein ini berasal dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik tenaga mandiri yaitu sebuah generator. Generator ini berfungsi sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik utama dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba. Pasokan tenaga listrik dapat berlangsung

kontinyu. Adapun generator yang digunakan adalah jenis generator diesel dengan arus bolak balik dengan kapasitas 1.700 kW. Generator jenis ini dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikan dan diturunkan sesuai kebutuhan.

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, dan alat penunjang lainnya. Rincian Kebutuhan Listrik adalah sebagai berikut:

1) Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa 01	P-01	2	1,5
Pompa 02	P-02	1	0,7
Pompa 03	P-03	0,75	0,6
Pompa 04	P-04	5	3,7
Pompa 05	P-05	0,50	0,4
Kompresor 01	K-01	4.500	3.356
Total		4.509	3.363

2) Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa Utilitas 01	PU01	50	37
Pompa Utilitas 02	PU02	250	186
Pompa Utilitas 03	PU03	15	11
Pompa Utilitas 04	PU04	8	6
Pompa Utilitas 05	PU05	60	45
Pompa Utilitas 06	PU06	15	11
Pompa Utilitas 07	PU07	7	5
Udara Tekan	Udara Tekan	0,5	0,4
<i>Cooling Tower</i>	CT01	20	15
Bak Pencampur Cepat	RMT	0,5	0,4
Clarifier	Clarifier	1,5	1
Total		427	318

3) Kebutuhan Listrik Pabrik

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Pabrik

Keperluan	Kebutuhan (kW)
<i>Power Plant</i>	3.363
Utilitas	318
Penerangan	2.000
Kantor	2.000
Bengkel, Laboratorium	2.000
Total	9.681

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat *controller* memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip pneumatic terutama alat- alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 43 m³/jam dengan tekanan 4 bar.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler dan furnace. Bahan bakar yang dipilih untuk menjalankan boiler yaitu solar dan dibutuhkan sebanyak 360.508 liter/tahun. Prinsip kerja dari

generator adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi yang selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian didistribusikan ke panel dan selanjutnya dialirkan ke unit proses dan utilitas.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan bahan sisa buangan dari suatu proses produksi industri pabrik yang sudah tidak terpakai lagi. Pengolahan limbah pabrik Akrolein dari Propilen dan Udara ini berupa limbah cair. Limbah dari proses produksi pabrik harus dikondisikan agar tidak terjadi pencemaran lingkungan seperti kematian ikan, merusak tanaman, keracunan pada hewan, maupun gangguan kesehatan manusia. Limbah ini diolah di Unit Pengolahan Limbah yang menghasilkan sebagai berikut :

5.6.1 Limbah Cair

Limbah cair pabrik ini adalah limbah air pengolahan Akrolein mengandung hidrokarbon. Limbah seperti ini dapat ditangani dengan metode Oksidasi Basah (Wet Oxidation) Metode oksidasi basah dapat diterapkan pada berbagai jenis limbah organik atau anorganik yang dapat dioksidasi dan larut atau tersuspensi dalam air, terutama limbah yang bersifat racun dan memiliki kadar COD yang tinggi (Mishra dkk., 1995). Oksidasi basah diperlukan untuk mengolah limbah agar limbah yang dibuang ke perairan tidak menimbulkan pencemaran.

5.6.2 Limbah Gas

Limbah gas berasal dari gas hasil reaksi reactor yang secara umum limbah gas tersebut langsung dibuang ke udara bebas.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengendap Awal

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Pengendap Awal
Kode Alat	BAK01
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Volume Air	7 m ³
Volume Bak	9 m ³
Panjang	27 m
Lebar	81 m

2. Bak Pencampur Cepat

Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Pencampur Cepat

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Pencampur Cepat
Kode Alat	RMT

Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan
Bentuk	Bak Silinder tegak dilengkapi bahan pengaduk
Bahan	Baja karbon
Volume Air	5 m ³
Volume Bak	6 m ³
Diameter Bak	2 m
Tinggi	1 m
Pengaduk	Turbin
Daya	0,5 hp

3. Clarifier

Tabel 5.9 Spesifikasi Clarifier

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Clarifier
Kode Alat	Clarifier
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Bentuk	Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut
Bahan	Beton bertulang
Volume Air	1 m ³
Volume Clarifier	2 m ³

Diameter Clarifier	10 m
Tinggi silinder (h)	5 m
Tinggi Kerucut (hc)	2 m
Pengaduk	Rake
Kecepatan Putar	0,3 rotasi/menit
Daya	2 hp

4. Saringan Pasir

Tabel 5.10 Spesifikasi Saringan Pasir

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Saringan Pasir
Kode Alat	SF
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari clarifier
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Flux Volume	6 m ³ /m ² jam
Luas Aliran	45 m ²
Panjang	7 m
Lebar	7 m
Ukuran Saringan Pasir	1 m

5. Bak Air Bersih

Tabel 5. 11 Spesifikasi Bak Air Bersih

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Air Bersih
Kode Alat	BAB
Fungsi	Mengendapkan dan menampung air bersih dari saringan pasir
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Waktu Tinggal	8 Jam
Volume Air	2 m ³
Volume Bak	3 m ³
Panjang	44 m
Lebar	15 m

6. Bak Air Minum

Tabel 5. 12 Spesifikasi Bak Air Minum

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Air Minum
Kode Alat	BAM
Fungsi	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga

Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Waktu Tinggal	24 Jam
Volume Air	63 m ³
Volume Bak	76 m ³
Panjang	8 m
Lebar	3 m

7. Cooling Tower

Tabel 5. 13 Spesifikasi *Cooling Tower*

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	<i>Cooling Tower</i>
Kode Alat	CT01
Fungsi	Mendinginkan suhu 50°C sampai 30°C
Bentuk	Menara pendingin jujut tarik
Bahan	Baja Karbon
Kadar uap air dalam udara	0,02 kg/kg udara
Flux Volume	4 m ³ /m ³ jam
Panjang	6 m ³
Lebar	6 m ³

8. Tangki Penukar Kation

Tabel 5. 14 Spesifikasi Tangki Penukar Kation

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Penukar Kation
Kode Alat	PK
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Mineral yang harus dihilangkan	18 kg
Volume resin	0,4 m ³
Diameter	1 m
Tinggi	1 m

9. Tangki Penukar Anion

Tabel 5. 15 Spesifikasi Tangki Penukar Anion

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Penukar Anion
Kode Alat	PA

Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Mineral yang harus dihilangkan	18 kg
Volume resin	0,1 m ³
Diameter	0,5 m
Tinggi	0,7 m

10. Tangki NaCl

Tabel 5. 16 Spesifikasi Tangki NaCl

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaCl
Kode Alat	TNaCl
Fungsi	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Kebutuhan NaCl	14 kg
Volume resin	0,4 m ³
Massa Air	271 kg
Volume Larutan	0,3 m ³

Volume Tangki	0,3 m ³
Diameter	1 m
Tinggi	1 m
Pengaduk	Manual

11. Tangki NaOH

Tabel 5. 17 Spesifikasi Tangki NaOH

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaOH
Kode Alat	TNaOH
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Kebutuhan NaCl	14 kg
Volume resin	0,4 m ³
Massa Air	271 kg
Volume Larutan	0,3 m ³
Volume Tangki	0,3 m ³
Diameter	1 m
Tinggi	1 m
Pengaduk	Manual

12. Tangki Umpan Boiler

Tabel 5. 18 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Umpan Boiler
Kode Alat	TBFW
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam
Bentuk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan deaerator
Bahan	Baja Karbon
Volume Air	271 m ³
Volume Tangki	325 m ³
Panjang	12 m
Diameter	3 m

13. Tangki Kondensat

Tabel 5. 19 Spesifikasi Tangki Kondensat

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Kondensat
Kode Alat	Tkond
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler selama 1 jam

Bentuk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan deaerator
Bahan	Baja Karbon
Volume Air	31 m ³
Volume Tangki	37 m ³
Panjang	6 m
Diameter	1 m

14. Kompresor Udara

Tabel 5. 20 Spesifikasi Kompresor Udara

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Kompresor Udara
Kode Alat	KU
Fungsi	Menekan udara dari 1 bar sampai 4 bar
Bentuk	Kompresor sentrifugal
Bahan	Baja Karbon
Kapasitas Kompresor	0,1 m ³
Jumlah stage	1
Motor standart	0,5 hp

15. Tangki Silika

Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Silika

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Silika
Kode Alat	TS
Fungsi	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Massa Air yang diserap	8 kg
Massa Silika	389 kg
Volume Silika	0,3 m ³
Volume Tangki	0,4 m ³
Diameter	1 m
Tinggi	1 m

16. Tangki Udara Tekan

Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki Udara Tekan

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Udara Tekan
Fungsi	Menampung udara tekan
Bentuk	Tangki silinder horizontal

Bahan	Baja Karbon
Volume Tangki	1 m ³
Panjang	3 m
Diameter	1 m

17. Pompa Utilitas

Tabel 5. 23 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi Umum				
Nama Alat	Pompa Utilitas 1	Pompa Utilitas 2	Pompa Utilitas 3	Pompa Utilitas 4
Kode Alat	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Memompa air Sungai ke bak pengendapan awal	Memompa air dari bak pengendap ke bak klarifier	Memompa air dari klarifier ke saringan pasir	Memompa air dari bak air bersih
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Bahan	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial
Kapasitas Pompa	0,08 m ³ /s	0,08 m ³ /s	0,07 m ³ /s	0,07 m ³ /s
Diameter Pipa Optimum	11 in	11 in	11 in	11 in
Diameter Dalam Pipa (ID)	0,2 m	0,2 m	0,2 m	0,2 m
Diameter Luar Pipa (OD)	0,2 m	0,2 m	0,2 m	0,2 m
Head Pompa	15 m	284 m	15 m	9 m

Efisiensi	91%	80%	87%	85%
Daya	50 hp	250 hp	15 hp	8 hp

Tabel 5. 24 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi Umum			
Nama Alat	Pompa Utilitas 5	Pompa Utilitas 6	Pompa Utilitas 7
Kode Alat	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Memompa air dari bak air bersih ke Bak Air Minum dan ke Cooling Tower	Memompa air dari tangki umpan boiler ke boiler	Memompa air dari tangki umpan boiler ke tangki Kondensat
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Bahan	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial
Kapasitas Pompa	0,07 m ³ /s	0,04 m ³ /s	0,009 m ³ /s
Diameter Pipa Optimum	11 in	9 in	4 in
Diameter Dalam Pipa (ID)	0,2 m	0,3 m	0,06 m
Diameter Luar Pipa (OD)	0,2 m	0,3 m	0,07 m
Head Pompa	62 m	16 m	262 m
Efisiensi	89%	87%	84%
Daya	60 hp	15 hp	7 hp

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik Akrolein ini diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhann modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Hal-hal yang perlu ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi antara lain:

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

1. *Return On Investment (ROI)*

Return On Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

2. *Pay Out Time*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan.

4. *Discounterd Cash Flow Rate (DCFR)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

5. *Shut Down Point* (SDP)

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*).

Terdapat beberapa analisa yang perlu dilakukan sebelum melakukan estimasi profitabilitas dari suatu rancangan pabrik kimia. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal industri terdiri dari:

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja
3. Biaya Poduksi Total

Meliputi:

- a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Analisa pendapatan modal berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even Point* dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari:

1. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
2. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
3. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Perkiraan Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton P.16,1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun pembelian

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun pembelian

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0.6}$$

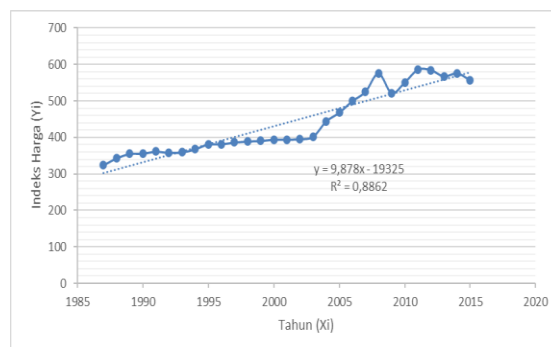
Dimana : Ea = Harga alat A

Eb = Harga alat B

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

Harga jenis alat yang akan dicari harganya. Harga alat untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter and Timmerhaus, “Plant Design and Economic for Chemical Engineering”, 3th edition. Daftar harga alat proses dapat dilihat pada Tabel 6.1, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.2 yang diperoleh dari situs matche (www.matche.com), buku karangan Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton tahun 1955.



Gambar 6.1 Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga

Tabel 6. 1 Harga alat-alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX	Rupiah
			2014	2026	2014	2026	
Akumulator	AC-01	1	576,1	687,828	28000	33.430	501.454.192
Akumulator	AC-02	1	576,1	687,828	28000	33.430	501.454.192
Distilasi	MD-01	1	576,1	687,828	78000	93.127	1.396.908.106
Distilasi	MD-02	1	576,1	687,828	78000	93.127	1.396.908.106
Kompresor	K-01	1	576,1	687,828	90000	107.454	1.611.817.046
Kondensor	CDP-01	1	576,1	687,828	90000	107.454	1.611.817.046
Kondensor	CD-01	1	576,1	687,828	85000	101.485	1.522.271.654
Kondensor	CD-02	1	576,1	687,828	85000	101.485	1.522.271.654
Pemanas	HE-01	1	576,1	687,828	17200	20.536	308.036.147
Pemanas	HE-02	1	576,1	687,828	17200	20.536	308.036.147
Pendingin	CL-01	2	576,1	687,828	4000	9.552	143.272.626
Pendingin	CL-02	2	576,1	687,828	4000	9.552	143.272.626
Pompa	P-01	2	576,1	687,828	27500	65.667	984.999.306
Pompa	P-02	2	576,1	687,828	13700	32.714	490.708.745
Pompa	P-03	2	576,1	687,828	26400	63.040	945.599.333
Pompa	P-04	2	576,1	687,828	13700	32.714	490.708.745
Pompa	P-05	2	576,1	687,828	26400	63.040	945.599.333
Reaktor	R-01	1	576,1	687,828	15000	17.909	268.636.174
Reboiler	RB-01	1	576,1	687,828	58500	69.845	1.047.681.080
Reboiler	RB-02	1	576,1	687,828	57900	69.129	1.036.935.633
Separator	SP-01	1	576,1	687,828	12400	14.805	222.072.571

Tabel 6. 2 Harga alat-alat proses (Lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX	Rupiah
Separator	SP-02	1	576,1	687,828	40600	48.474	727.108.578
Tangki	T-01	1	576,1	687,828	28000	33.430	501.454.192
Tangki	T-02	1	576,1	687,828	5000	5.970	89.545.391
Tangki	T-03	1	576,1	687,828	5000	5.970	89.545.391
Vaporizer	V-1	1	576,1	687,828	20000	23.879	358.181.566
WHB	WHB	1	576,1	687,828	72000	85.964	1.289.453.637
TOTAL							36.129.774.532

Tabel 6. 3 Harga alat-alat Utilitas

Nama	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX	Rupiah
			2014	2026	2014	2026	
Bak pengendap	BP	1	576,1	687,828	2470	\$2.949	Rp44.235.423,36
Bak pencampur cepat	RMT	1	576,1	687,828	8000	\$9.552	Rp143.272.626,28
Clarifier	Cl-01	1	576,1	687,828	30840	\$36.821	Rp552.315.974,31
Saringan pasir	SF-01	1	576,1	687,828	5.900	\$7.044	Rp105.663.561,88
Bak air bersih	BAB	1	576,1	687,828	6700	\$7.999	Rp119.990.824,51
Bak air minum	BAM	1	576,1	687,828	6700	\$7.999	Rp119.990.824,51
Cooling Tower	CT	1	576,1	687,828	107000	\$127.751	Rp1.916.271.376,50
Pompa 1	PU-01	2	576,1	687,828	5900	\$14.088	Rp211.327.123,76
Pompa 2	PU-02	2	576,1	687,828	5900	\$14.088	Rp211.327.123,76

Tabel 6. 4 Harga alat-alat Utilitas (Lanjutan)

Nama	Kode Alat	Jumlah	NY 2014	NX 2026	EY 2014	EX 2026	Rupiah
Pompa 3	PU-03	2	576,1	687,828	4700	\$11.223	Rp168.345.335,88
Pompa 4	PU-04	2	576,1	687,828	3000	\$7.164	Rp107.454.469,71
Pompa 5	PU-05	2	576,1	687,828	2500	\$5.970	Rp89.545.391,43
Pompa 6	PU-06	2	576,1	687,828	2500	\$5.970	Rp89.545.391,43
Pompa 7	PU-07	2	576,1	687,828	2500	\$5.970	Rp89.545.391,43
Kompresor udara	KU	2	576,1	687,828	7400	\$17.670	Rp265.054.358,62
Tangki silika	Ts	2	576,1	687,828	31500	\$75.218	Rp1.128.271.931,96
Tangki udara	Tu	2	576,1	687,828	17600	\$42.027	Rp630.399.555,63
Penukar kation	TK-01	2	576,1	687,828	8900	\$21.252	Rp318.781.593,47
Penukar anion	TA-01	2	576,1	687,828	8900	\$21.252	Rp318.781.593,47
Tangki umpan boiler	BFW	1	576,1	687,828	54814	\$65.445	Rp981.668.217,12
Tangki kondensat	T-cond	1	576,1	687,828	4000	\$4.776	Rp71.636.313,14

Tabel 6. 5 Harga alat-alat Utilitas (Lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY 2014	NX 2026	EY 2014	EX 2026	Rupiah
Unit dowtherm	Dow	1	576,1	687,828	96800	\$115.573	Rp1.733.598.777,99
Unit Refrigerasi	UNIT RF	1	576,1	687,828	74000	\$88.351	Rp1.325.271.793,09
Tangki Bahan Bakar	TB	1	576,1	687,828	\$195.712	\$233.668	Rp3.505.021.529,32
TOTAL							Rp14.247.316.502,55

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisi ekonomi pabrik Akrolein ini adalah:

1. Kapasitas produksi : 14.500 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Tahun pabrik didirikan: 2026
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 15.000

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters dan Timmerhaus, 2004). *Capital investment* meliputi:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana, maka pabrik Akrolein ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 6. 6 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment Cost	Rp50.377.091.035	3.358.473
2	Delivered Equipment Cost	12.594.272.759	839.618
3	Instalasi cost	21.662.149.145	1.444.143
4	Pemipaan	43.324.298.290	2.888.287
5	Instrumentasi	6.045.250.924	403.017
6	Insulasi	4.030.167.283	268.678
7	Listrik	7.556.563.655	503.771
8	Bangunan	56.475.000.000	3.765.000
9	Land & Yard Improvement	37.650.000.000	2.510.000
Total		Rp239.714.793.090	15.980.986

Tabel 6. 7 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Constrution	47.942.958.618	3.196.197
2	DPC	287.657.751.709	19.177.183
Total		335.600.710.327	22.373.381

Tabel 6. 8 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Plant Cost	287.657.751.709	19.177.183
2	Cotractor's fee	28.765.775.171	1.917.718
3	Contingency	28.765.775.171	1.917.718
Total		345.189.302.050	23.012.620

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 6. 9 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	66.972.492.905	4.464.833
2	Inproses Onventory	65.743.690.709	4.382.913
3	Product Inventory	43.829.127.139	2.921.942
4	Extended Credit	192.558.035.676	12.837.202
5	Available Cash	131.487.381.418	8.765.825
Total		500.590.727.848	33.372.715

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. Manufacturing cost merupakan jumlah dari direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang berkaitan dengan produk. Manufacturing cost berdasarkan Aries dan Newton (1955) terdiri dari:

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dengan operasional pabrik. *Direct manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 6. 10 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	245.565.807.320	16.371.054
2	Labor	18.900.000.000	1.260.000
3	Supervision	1.890.000.000	126.000
4	Maintenance	6.903.786.041	460.252
5	Plant Supplies	103.556.790.615	6.903.786
6	Royalty and Patents	7.060.461.308	470.697
7	Utilities	14.247.316.503	949.821
Total		398.124.161.786	26.541.611

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost merupakan biaya pengeluaran yang tidak langsung berhubungan dengan operasional pabrik. *Indirect Manufacturing Cost* dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 6. 11 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Payroll Overhead	2.835.000.000	189.000
2	Laboratory	1.890.000.000	126.000
3	Plant Overhead	9.450.000.000	630.000
4	Packaging and Shipping	35.302.306.541	2.353.487
Total		49.477.306.541	3.298.487

c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan dengan *initial fixed capital investment*. Biaya ini selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Sehingga biaya ini bersifat tetap dan selalu sama, tidak bergantung waktu, dan tingkat produksi. *Fixed manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 6. 12 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depreciation	27.615.144.164	1.841.010
2	Property taxes	3.451.893.021	230.126
3	Insurance	3.451.893.021	230.126
Total		34.518.930.205	2.301.262

Sehingga didapatkan total *Manufacturing cost (MC)* yang dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 6. 13 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	398.124.161.786	26.541.611
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	49.477.306.541	3.298.487
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	34.518.930.205	2.301.262
Total		482.120.398.532	32.141.360

6.3.3 General Expense

General expense merupakan biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*. *General expense* dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 6. 14 *General Expense (GE)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	14.463.611.956	964.241
2	Sales Expense	24.106.019.927	1.607.068
3	Research	16.874.213.949	1.124.948
4	Finance	16.915.600.598	1.127.707
Total		72.359.446.429	4.823.963

Sehingga *total production cost* dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel 6. 15 *Total Production Cost (TPC)*

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Manufacturing Cost (MC)	482.120.398.532	32.141.360
General Expenses(GE)	72.359.446.429	4.823.963
Total Production Cost (TPC)	554.479.844.961	36.965.323

6.4 Analisis Keuntungan

Total penjualan = Rp706.046.130.813

Total biaya produksi = Rp554.479.844.961

Keuntungan sebelum pajak = Rp151.566.285.852

Pajak (25% dari keuntungan) = Rp37.891.571.463

Keuntungan sesudah pajak = Rp113.674.714.389

6.5 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisis atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

6.5.1 Return on investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%, sedangkan untuk pabrik resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955). Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan berikut:

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fix Capital}} \times 100\%$$

1. ROI Sebelum pajak (ROI_b)

$$ROI_b = \frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fix Capital}} \times 100\%$$

$$ROI_b = 44\%$$

2. ROI Setelah Pajak (ROIa)

$$ROIa = \frac{\text{keuntungan setelah pajak}}{\text{Fix Capital}} \times 100\%$$

$$ROIa = 26\%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah adalah 5 tahun, sedangkan untuk pabrik resiko tinggi maksimal adalah 2 tahun (Aries dan Newton, 1955).

Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan berikut:

$$POT = \frac{\text{Fix capital investment}}{(\text{keuntungan} + \text{Deprisasi})} \times 100\%$$

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

$$POTb = \frac{\text{Fix capital investment}}{(\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{Deprisasi})} \times 100\%$$

$$POTb = 1,9 \text{ tahun}$$

2. POT Setelah Pajak (POTa)

$$POTa = \frac{\text{Fix capital investment}}{(\text{keuntungan setelah pajak} + \text{Deprisasi})} \times 100\%$$

$$POTa = 2,4 \text{ tahun}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan

berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika 108 beroperasi dibawah BEP. Persamaan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

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

Dimana:

Fa = Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum

Ra = Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va = Annual Variable Value pada Produksi maksimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi maksimum

Tabel 6. 16 *Annual Fixed Cost (Fa)*

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Depresiasi	27.615.144.164	1.841.010
Proerty Taxes	3.451.893.021	230.126
Asuransi	3.451.893.021	230.126
Total	34.518.930.205	2.301.262

Tabel 6. 17 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Gaji Karyawan	18.900.000.000	1.260.000
Payroll Overhead	2.835.000.000	189.000
Supervision	1.890.000.000	126.000
Plant Overhead	9.450.000.000	630.000
Laboratorium	1.890.000.000	126.000
General Expense	72.359.446.429	4.823.963
Maintenance	6.903.786.041	460.252
Plant Supplies	103.556.790.615	6.903.786
Total	217.785.023.085	14.519.002

Tabel 6. 18 *Annual Variable Value (Va)*

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Raw Material	245.565.807.320	16.371.054
Packaging and Shipping	35.302.306.541	2.353.487
Utilities	14.247.316.503	949.821
Royalty & Patent	7.060.461.308	470.697
Total	302.175.891.671	20.145.059

Tabel 6. 19 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
	<i>Royalty & Patent</i>	706.046.130.813	47.069.742
	Total	706.046.130.813	47.069.742

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah tingkat produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

Dimana:

Ra = Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va = Annual Variable Value pada Produksi maksimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi maksimum

Dengan menggunakan data yang terdapat pada Tabel 6.17-6.19, maka diperoleh nilai SDP sebesar 26%.

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow of return merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

Dimana:

FC = Fixed capital investment

WC = Working capital investment

SV = Salvage value = depresiasi

C = cash flow = profit after taxes + depresiasi + finance

n = umur pabrik = 10 tahun

i = nilai DCFR

sebagai perhitungan digunakan data, sehingga dengan trial & error dapat dihitung nilai DCFR diperoleh:

nilai DCFR = 12%

Bunga bank = 5,75%

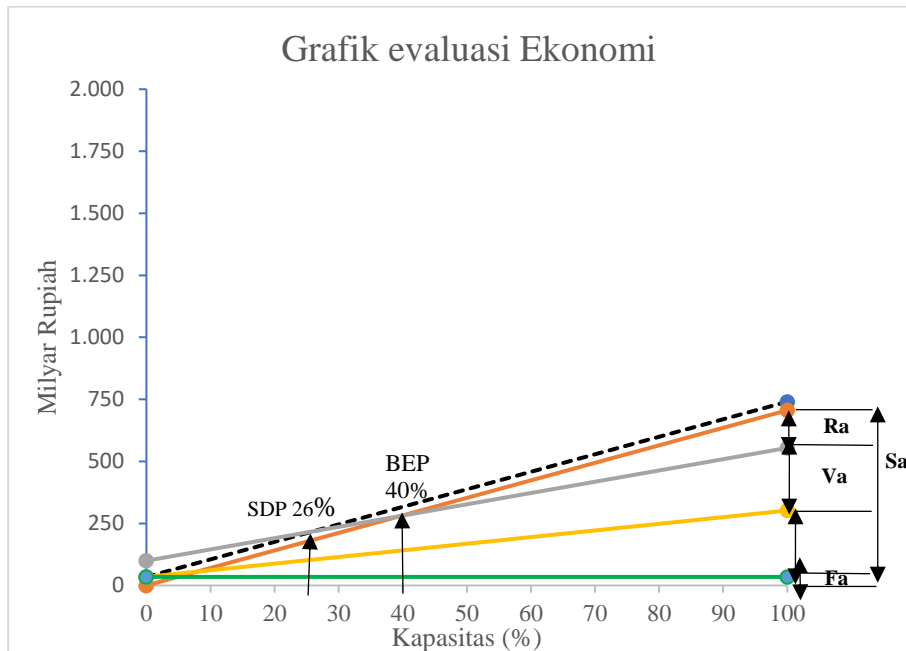
Kesimpulan = memenuhi syarat ($1,5 \times 5,75\% = 8,63\%$)

Tabel 6.20 Analisa Kelayakan

Parameter	Terhitung	Pernyataan	Kriteria
ROI Sebelum Pajak	44%	1. Pabrik <i>High Risk</i> Minimal 44% 2. Pabrik <i>Low Risk</i> Minimal 11%	Memenuhi
POT Sebelum Pajak	1,9 tahun	1. Pabrik <i>High Risk</i> Maksimum 2 tahun 2. Pabrik <i>Low Risk</i> Maksimum 5 tahun	Memenuhi
BEP	40%	Berkisar 40%-60%	Memenuhi
SDP	26%	>20%	Memenuhi
DCFR	12%	>1,5 bunga bank minimum (8,63)	Memenuhi

(Aries Newton, P.193, P.196)

Dari Tabel 6.20 analisa kelayakan dari pabrik ini telah memenuhi standar dari Aries Newton karena pabrik yang didirikan termasuk *High Risk*, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan sehingga menarik untuk di kaji lebih lanjut.



Grafik 6.1 Analisa Kelayakan

6.6 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan sebuah pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter – parameter untuk menentukan pabrik Akrolein yang akan berdiri termasuk pabrik beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dilihat :

Tabel 6.21 Resiko Pabik

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 250°C		✓
		Tekanan maksimal yang digunakan 12,9 bar		✓
Bahan Baku yang digunakan				
2.	Propilen (C ₃ H ₆)	Toksistas : Akut		✓
		<i>Explosion limits :</i> <ul style="list-style-type: none"> • Upper : 11,1 % • Lower : 2 % 	✓	
		<i>Flammability :</i> Cairan dan Uap mudah terbakar		✓
		Stabilitas : Tidak stabil pada suhu kamar		✓
3.	Udara (N ₂ dan O ₂)	Toksistas N ₂ : Akut		✓
		Toksistas O ₂ : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> N ₂ : -	-	-
		<i>Explosion limits</i> O ₂ : -	-	-
		<i>Flammability</i> N ₂ : -	-	-
		<i>Flammability</i> O ₂ : mudah terbakar		✓
		Stabilitas N ₂ : -	-	-
		Stabilitas O ₂ : -	-	-
Sifat Produk yang digunakan				
4.	Akrolein (C ₃ H ₄ O)	Toksistas : Akut		✓
		<i>Explosion limits :</i> <ul style="list-style-type: none"> • Upper : 31 % • Lower : 2,8 % 		✓

		<i>Flammability</i> : Cairan mudah terbakar		✓
		Stabilitas : Produk ini stabil secara kimiawi di bawah kondisi ruangan standar (suhu kamar)	✓	
5.	Asam Akrilat (C ₃ H ₄ O ₂)	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : <ul style="list-style-type: none"> • Upper : 13,7 % • Lower : 2 % 	✓	
		<i>Flammability</i> : Cairan mudah menyala		✓
		Stabilitas : Produk ini stabil secara kimiawi di bawah kondisi ruangan standar (suhu kamar)	✓	
6.	Regulasi Pemerintah	Lembar data keselamatan material ini memenuhi persyaratan Peraturan (EC) No. 1907/2006 National legislation Seveso III: Directive 2012/18/EU of the European Parliament and of the Council on the control of major-accident hazards involving dangerous substances.	✓	
7.	Keberadaan Pabrik	Belum terdapat pabrik Akrolein di Indonesia. Sementara di luar negeri terdapat 6 pabrik yang memproduksi Akrolein, yaitu :		
		<ol style="list-style-type: none"> 1. Union Carbide (Amerika Serikat) 2. Degussa (Jerman) 3. Atochen (Perancis) 4. Daicel (Jepang) 5. Oshita (Jepang) 6. Sumimoto (Jepang) 	✓	

Selain parameter dari Tabel 6.20 terdapat parameter lain yaitu:

- Limbah Pabrik

Limbah pabrik hasil berupa O_2 dan N_2 yang akan diolah sebelum dibuang ke udara bebas.

- Pemasaran

Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik akrolein di Samarinda, Kalimantan Timur cukup menguntungkan karena dekat dengan lokasi tersedianya bahan baku dari Pertamina, dekat dengan pusat perdagangan ekspor-impor. Kemudahan dalam mendapatkan tenaga kerja serta ketersediaan air dari Sungai Mahakam dan listrik.

- Hasil perhitungan ekonomi

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik akrolein dari Propilen dan udara dengan kapasitas 14.500 ton/tahun ini layak karena telah memenuhi standar kelayakan ekonomi menurut Aries & Newton serta menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Dari Parameter diatas maka pabrik Akrolein ini dikategorikan sebagai pabrik beresiko tinggi (*high risk*). Dilihat pada suhu dan tekanannya termasuk tinggi, dari Bahan baku dan Produk mudah terbakar serta memiliki toksisitas yang akut namun stabil pada suhu ruangan, pabrik ini layak untuk didirikan karena manfaat akrolein cukup banyak dalam berbagai aplikasi, seperti bahan tambahan makanan, kosmetik, farmasi, dan industri. Selain itu pabrik Akrolein sendiri belum ada di Indonesia sehingga menambah daya saing dalam skala nasional maupun internasional yang dapat menguntungkan bagi Indonesia dan dilihat dari standar kelayakan ekonomi menurut Aries & Newton serta menarik untuk dikaji lebih lanjut.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik Akrolein melalui proses oksidasi propilen dengan kapasitas 14.500 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pembuatan pabrik akrolein di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan keperluan untuk pelindung bahan bakar cair dari mikroorganisme, asam amino esensial sebagai bahan baku pembuat pakan ternak dan hewan peliharaan akan terus naik juga sebagai bahan pemisah dan pendispersi yang baik.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik akrolein di Samarinda, Kalimantan Timur cukup menguntungkan karena dekat dengan lokasi tersedianya bahan baku dari Pertamina, dekat dengan pusat perdagangan ekspor-impor. Kemudahan dalam mendapatkan tenaga kerja serta ketersediaan air dari Sungai Mahakam dan listrik.
3. Pabrik akrolein digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi suhu tinggi, selain itu bahan baku dan produk mempunyai sifat mudah terbakar.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:
 - 1) Keuntungan yang diperoleh:
Keuntungan sebelum pajak Rp151.566.285.852 dan keuntungan setelah pajak (25%) sebesar Rp113.674.714.389
 - 2) *Return On Investment* (ROI):

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 44% dan ROI setelah pajak sebesar 26%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955)

3) *Pay Out Time (POT)*

POT sebelum pajak selama 1,9 tahun dan POT setelah pajak selama 2,4 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955)

4) *Break Event Point (BEP)*

BEP pada 40% dan *Shut Down Point (SDP)* pada 26%. BEP untuk pabrik pada umumnya adalah 40 – 60% dan SDP >20%.

5) *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

DCFR sebesar 12%. Suku bunga saat ini adalah 8,6%. Syarat minimum DCFR adalah di atas deposito/simpanan bank yaitu sekitar 1,5% suku bunga bank

Dari hasil analisa kelayakan dari pabrik ini telah memenuhi standar dari Aries Newton karena pabrik yang didirikan termasuk *High Risk*, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan pada Parameter Analisa resiko pabrik maka pabrik Akrolein ini dikategorikan sebagai pabrik beresiko tinggi (*high risk*). Dilihat pada suhu dan tekanannya termasuk tinggi, dari Bahan baku dan Produk mudah terbakar serta memiliki toksisitas yang akut namun stabil pada suhu ruangan, pabrik ini layak untuk didirikan karena manfaat akrolein cukup banyak dalam berbagai aplikasi, seperti bahan tambahan makanan, kosmetik, farmasi, dan industri. Selain itu pabrik Akrolein sendiri belum ada di Indonesia sehingga menambah daya saing dalam skala nasional maupun internasional yang dapat menguntungkan bagi Indonesia sehingga dapat di simpulkan bahwa pabrik

akrolein dari Propilen dan udara dengan kapasitas 14.500 ton/tahun ini layak karena telah memenuhi standar kelayakan ekonomi menurut Aries & Newton serta menarik untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses/alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk akrolein dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Bird, R.B., Transport Phenomena, ed 2,
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, John Wiley and Sons, Inc., New York Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Cengel,J., 2001, Heat Transfer , Mc Graw Hill, New York
- Denison, Daniel & Aniel K Mishra, 1995, Organizational Culture and Organizational Effectiveness, dalam Organization Sceince, Vol. 6, No. 2, 88 March-April.
- Fansuri, H., Pham, G.H., Wibawanta, S., Radford, R., and Zhang, D.K., 2005, *Dev. Chem. Eng. Miner. Process.*
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, Chemical Reactor Analysis and Design, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1988, Process Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Kim G. D. Lee S. E. Kim T. H. Jin Y. H. Park Y. S. Park C. S. (2012). Melatonin suppresses acrolein-induced IL-8 production in human pulmonary fibroblasts. *J. Pineal Res.*

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd ed., Vol. 1, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1972, Chemical Reaction Engineering, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York

Ludwig, E.E., 1964, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf Publishing, Co., Houston

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, Unit Operation of Chemical Engineering, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Meggysy., Pressure vessel handbook, Butterfold 1999, London

MSDS Acrylic Acid, 2022, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Acrylic Acid.*, Sigma-Aldrich

MSDS Acrolein, 2023, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Acrolein.*, Sigma-Aldrich

MSDS Nitrogen, 2021, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Nitrogen.*, Airgas an Air Liquide Company

MSDS Oxygen, 2020, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Oxygen.*, Airgas an Air
Liquide Company

MSDS Water, 2020, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Water.*, ROC Group of
Companies

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed.,
Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1990, *Plant Design and Economics for Chemical
Engineers*, 3rd Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E.West., 2004, *Plant Design and
Economics for Chemical Engineer*, 5th Ed., Mc.Graw-Hill., Singapore

Rase, H.F., and Barrow, H.W., 1957, *Project Engineering of Process Plant.*, John
Wiley and Sons., Inc., New York

Sinnot., 2008, *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of
Plant and Process Design*, Mc.Graw Hill., London

Sinnott., 2008, *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of
Plant and Process Design*, Butterworth., London

Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical
Engineering Thermodynamics*, 6rd Ed., Mc.Graw-Hill Inc., Singapore.

Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., 2009, Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, 3 rd Ed., Prentice-Hall Inc., New Jersey.

Ulrich, G. D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics., John Wiley and Sons., Inc., New York

Yaws, C.L., 1999, Chemical Properties Handbook., Mc.Graw Hill., New York.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

Reaktor-01

Jenis : Reaktor Fixed Bed Multitubular

Fungsi : Mereaksikan umpan dengan fase gas dan katalis padat

Kondisi Operasi :

Suhu Operasi : 250°C

Tekanan : 8 bar

Reaksi : Eksotermis

Konversi 1 : 0,55645 m

Konversi 2 : 0,34357 m

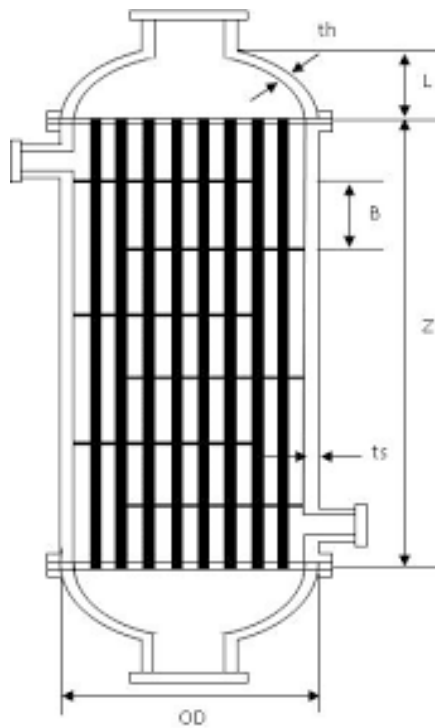
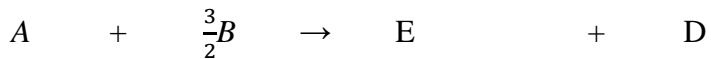
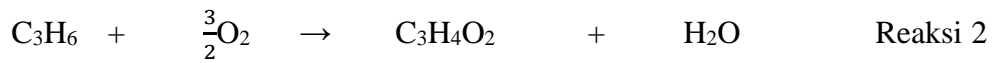
Konversi 3 : 0 m

Reaksi Eksotermis, non adiabatik, non isothermal

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung neraca massa
3. Menghitung neraca panas
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- umur katalis panjang 12-36 bulan

- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube
- f. konstruksi reaktor fixed bed multi tube lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

(Hill, 1977)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

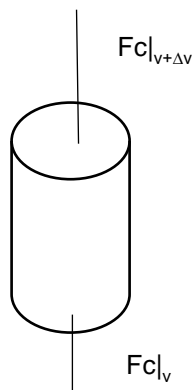
1. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal Δz dengan konversi x .

a. Neraca massa untuk C_3H_4O dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa C_3H_4O masuk - Kecepatan massa C_3H_4O keluar + C_3H_4O yang terbentuk dalam sistem = Akumulasi

Pada keadaan steady state, Akumulasi = 0



Misal : C = C₃H₄O

F_C : Kecepatan mol C₃H₄O, [kmol/s]

r_C : Kecepatan mol C₃H₄O yang terbentuk dalam sistem [kmol/m³s]

ID: diameter dalam pipa [m]

F_{C0} : Kecepatan mol C₃H₆, [kmol/s]

Input -Output + yang bereaksi = 0

$$F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z} + (-r_C)\Delta v = 0$$

$$F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z} + \Delta z = -(-r_C) + \Delta z$$

$$\frac{dF_C}{dz} = -(-r_C)$$

$$\Delta v = \pi \frac{ID^2}{4} \cdot z$$

$$F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z} + \Delta z = -(-r_C) \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4} \cdot \Delta z = 0$$

$$\frac{F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z} + \Delta z}{\Delta z} = -(-r_C) \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4}$$

$$-\frac{F_C}{dz} = -r_C \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4}$$

$$F_C = -F_{C0} \cdot (1 - x_1)$$

$$\Delta F_C = F_{C0} \cdot \Delta x_1$$

$$F_{C0} \cdot \frac{\Delta x_1}{\Delta z} = -r_C \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4F_{C0}}$$

$$\frac{\Delta x_1}{\Delta z} = -r_C \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4F_{C0}}$$

C₃H₆ masuk reaktor [kmol/s]

x₁ : konversi reaksi C₃H₆ menjadi C₃H₄O

substitusi ke persamaan diatas , diperoleh:

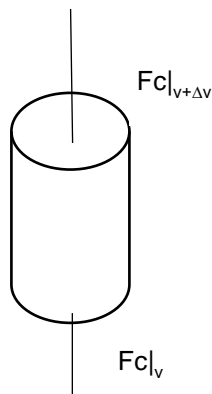
Lim Δz → 0

$$\frac{dx_1}{dz} = -r_C \left(\pi \frac{ID^2}{4F_{C0}} \right) \dots\dots\dots(1)$$

b. Neraca massa untuk C₃H₄O₂ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa C₃H₄O₂ masuk - Kecepatan massa C₃H₄O₂ keluar + C₃H₄O₂ yang terbentuk dalam sistem = Akumulasi

Pada keadaan steady state, Akumulasi = 0



Misal : E = C₃H₄O₂

F_E : Kecepatan mol C₃H₄O₂, [kmol/s]

r_E: Kecepatan mol C₃H₄O₂ yang terbentuk dalam sistem [kmol/m³s]

ID : diameter dalam pipa [m]

F_{E0} : Kecepatan mol C₃H₆, [kmol/s]

Input -Output + yang bereaksi = 0

$$F_E|_z - F_E|_{z + \Delta z} + (-r_E)\Delta v = 0$$

$$F_E|_z - F_E|_{z + \Delta z} + \Delta z = -(-r_E) + \Delta z$$

$$\frac{dF_E}{dz} = -(-r_E)$$

$$\Delta v = \pi \cdot \frac{ID^2}{4} \cdot z$$

$$F_E|_Z - F_E|_Z + \Delta Z + (-r_E) \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4} \cdot \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_E|_Z - F_E|_Z + \Delta Z}{\Delta Z} = (-r_E) \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4}$$

$$\frac{F_E}{\Delta Z} = (-r_E) \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4}$$

$$F_E = -F_{E0} \cdot (1 - x_1)$$

$$\Delta F_E = F_{C0} \cdot \Delta x_2$$

$$F_{E0} \cdot \frac{\Delta x_2}{\Delta Z} = -r_E \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4F_{E0}}$$

$$\frac{\Delta x_2}{\Delta Z} = -r_E \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4F_{E0}}$$

C₃H₆ masuk reaktor [kmol/s]

x₂ : konversi reaksi C₃H₆ menjadi C₃H₄O₂

substitusi ke persamaan diatas , diperoleh:

Lim Δz → 0

$$\frac{dx_2}{dz} = -r_E \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4Fd_0} \dots\dots\dots(2)$$

Tabel Komposisi dengan perhitung R-01

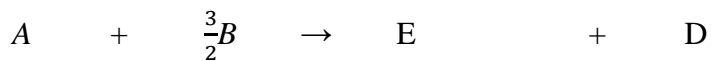
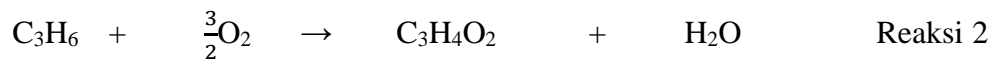
Masuk

komponen	kg/jam	Mr (kg/kmol)
N ₂	49163,975	28
O ₂	14935,891	32
CO ₂	0,000	44
C ₃ H ₆	2450,420	42
C ₃ H ₈	128,969	44
C ₃ H ₄ O	0,000	56
H ₂ O	9747,536	18
C ₃ H ₄ O ₂	0,000	72
total	76426,790	

Keluar

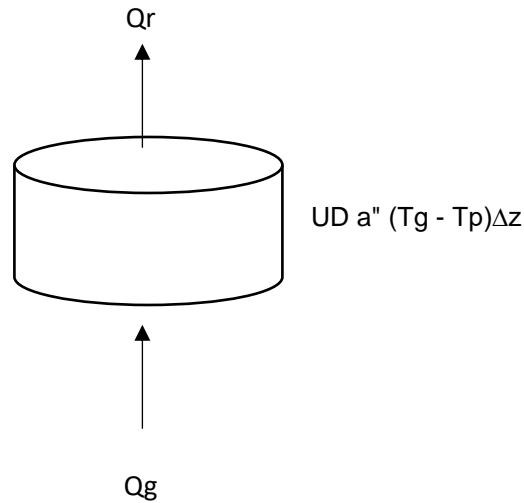
Komponen	kg/jam	Mr (kg/kmol)
N ₂ (g)	49163,975	28
O ₂ (g)	12934,850	32
CO ₂ (g)	0000,000	44
C ₃ H ₆ (g)	244,997	42
C ₃ H ₈ (g)	128,969	44
C ₃ H ₄ O(g)	1818,046	56
H ₂ O(g)	10692,717	18
C ₃ H ₄ O ₂ (g)	1443,236	72
Total	76426,790	

Stoikiometri :



Komponen	Mula-mula	Reaksi	sis
A(C ₃ H ₆)	F _{A0}	F _{A0} .X ₁ +F _{A0} .X ₂	F _A =F _{A0} -F _{A0} .X ₁ -F _{A0} .X ₂
B(O ₂)	F _{B0}	F _{A0} .X ₁ + $\frac{3}{2}$ F _{A0} .X ₂	F _B =F _{B0} -F _{A0} .X ₁ - $\frac{3}{2}$ F _{A0} .X ₂
C(C ₃ H ₄ O)	F _{C0}	F _{A0} .X ₁	F _C =F _{C0} +F _{A0} .X ₁
D(H ₂ O)	F _{D0}	F _{A0} X ₁ +F _{A0} X ₂	F _D =F _{D0} +F _{A0} .X ₁ +F _{A0} .X ₂
E(C ₃ H ₄ O ₂)	F _{E0}	F _{A0} .X ₂	F _E =F _{E0} +F _{A0} .X ₂
I(N ₂)	F _{I0}	-	F _I =F _{I0}

2. Neraca panas dalam elemen volume Δv



Keterangan :

UD: Koefisien transfer panas [kJ / m² s K]

a'' : Luas permukaan luar tabung [m² /m]

Tg : Suhu reaktor [K]

Tp : Suhu pendingin [K]

Q_g : Panas yang dibawa oleh bahan [kJ/s]

c_{pg} : Kapasitas panas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol . K]

T_g : suhu gas [K]

T_{reff} : Suhu referensi [K]

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + panas yang ada dalam sistem - perpindahan panas dalam sistem = akumulasi

$$Q_r = (-r_C) \cdot \Delta h_{r_C} + (-r_E) \cdot \Delta h_{r_E} \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4} \cdot \Delta z$$

$(-r_C)$ = kecepatan reaksi C_3H_6 menjadi C_3H_4O monomer [kmol/ kgcat.s]

Δh_{r_C} = Enthalpy reaksi ke 1 [kJ /kmol]

$(-r_E)$ = kecepatan reaksi C_3H_6 menjadi $C_3H_4O_2$ monomer [kmol/ kgcat.s]

Δh_{r_E} = Enthalpy reaksi ke 2 [kJ /kmol]

diambil limit $\Delta z \rightarrow 0$, diperoleh:

$$\frac{Q_g|_z - Q_g|_{z + \Delta z}}{\Delta z} = -[(-r_C) \cdot \Delta h_{r_C} - (-r_E) \cdot \Delta h_{r_E}] \pi \frac{ID^2}{4} + (\pi \cdot OD)(T_g - T_p) - \frac{dQ_z}{dz}$$
$$= -[(-r_C) \Delta h_{r_C} - (-r_E) \Delta h_{r_E}] \left(\pi \cdot \frac{ID^2}{4} \right) - UD (\pi \cdot OD)(T_g - T_p)$$

$$Q_g = \frac{dQ_g}{dz} \sum f_{gi} \cdot c_{pgi}(T_g - T_{reff})$$

$$\frac{dQ_g}{dz} \sum F_{gi} \cdot c_{pg} \frac{dT_g}{dz} + (T_g - T_{reff}) \cdot \frac{d \sum f_{gi} \cdot c_{pgi}}{dz}$$

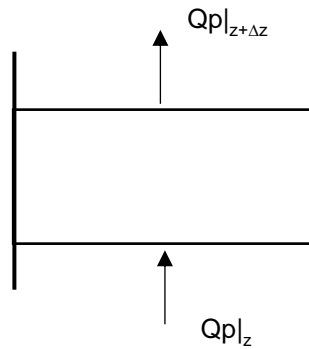
Bila $\sum F_{gi} c_{pgi}$ dianggap tetap, maka persamaan neraca panas

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[(-r_C)\Delta hr_C - (-r_E)\Delta hr_E] \pi \frac{D^2}{4} - (\pi OD) (T_g - T_p)}{f_i c_{pi}} = \dots \dots \dots (2)$$

3. Neraca panas untuk media pendingin

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi

Sketsa :



- f_{massp} : kecepatan massa media pendingin [kg/s]
- n_{pipa} : Jumlah pipa
- O_d : Diameter luar pipa [m]
- Q_p : Panas yang dibawa oleh pendingin [kJ/s]
- T_g : Suhu gas [K]
- T_p : Suhu pendingin [K]
- T_{reff} : Suhu referensi [K]
- U_d : Koefisien perpindahan kalor [kJ/ m²sK]

Neraca panas :

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi

pada keadaan steady state, akumulasi = 0

$$Qp|z - Qp|z + \Delta z + Ud.\pi.Od\ npipa(Tg - Tp)\Delta z = 0$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\lim \frac{Qp|z - Qp|z + \Delta z}{\Delta z} = -Ud.\pi.Od\ npipa (Tg - Tp)$$

$$Qp = f_{massp} c_{pp} (Tp - T_{reff})$$

$$\frac{d f_{m\ assp\ cpp} (Tp - T_{reff})}{dz} = Ud.\pi.Od\ npipa (Tg - T_{reff})$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.\pi.Od.npipa (Tg - T_p)}{f_{m\ assp\ cpp}} \dots\dots\dots(3)$$

4. Menghitung Pressure Drop

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade

(Bird, R.B., " Transport Phenomena ", ed 2, halaman 191)

$$\frac{dPt}{dz} = [150 \left(\frac{1-\epsilon}{Rep}\right) + 4.2 \left(\frac{1-\epsilon}{Rep}\right)^{\frac{1}{6}}] \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3}\right) \frac{Gp^2}{\rho Dp} \dots\dots\dots(4)$$

Dengan hubungan :

Dp : Diameter katalis [m]

Gp : Flux massa [kg/m2s]

- Rep : Bilangan Reynold
- Pt : Tekanan [Pa]
- € : Porositas katalis
- ρ : Rapat massa gas [kg/m³]

Dari pemodelan matematis diatas diperoleh persamaan persamaan:

$$\frac{dx_1}{dz} = -r_1 \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4Fa_0} \dots \dots \dots (1)$$

$$\frac{dx_2}{dz} = -r_2 \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4Fa_0} \dots \dots \dots (2)$$

$$\frac{dx_3}{dz} = -r_3 \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4Fa_0} \dots \dots \dots (3)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[(-r_1) \cdot \Delta hr_1 + (-r_2) \cdot \Delta hr_2 + (-r_3) \cdot \Delta hr_3] \cdot \pi \cdot \frac{ID^2}{4} - \pi \cdot OD (T_g - T_p)}{\Sigma f_i \cdot c_{p_i}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{UD \cdot \pi \cdot OD \cdot n_{pipa} (T_g - T_p)}{f_{m \text{ assp } c_{pp}}}$$

$$\frac{dPt}{dz} = [150 \left(\frac{1 - \epsilon}{Rep} \right) + 4.2 \left(\frac{1 - \epsilon}{Rep} \right)^{\frac{1}{6}}] \left(\frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

Merupakan persamaan differensial biasa order 1 yang dapat diselesaikan secara simultan dengan metode Rungge Kutta menggunakan program computer Visual Basic.

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Rungge Kutta

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$x_{n+1} = x_n + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) / 6$$

$$T_{g\ n+1} = T_{g\ n} + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4) / 6$$

$$T_{p\ n+1} = T_{p\ n} + (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4) / 6$$

$$P_{t\ n+1} = P_{t\ n} + (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4) / 6$$

k_1, l_1, m_1, n_1 : Konstanta Rungge Kutta ke 1

Konstanta Rungge Kutta ke 1

$$k_1 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n, T_{g\ n}, T_{p\ n}, P_{t\ n}$$

$$l_1 = \frac{\Delta T g}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n, T_{g\ n}, T_{p\ n}, P_{t\ n}$$

$$m_1 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n, T_{g\ n}, T_{p\ n}, P_{t\ n}$$

$$n_1 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n, T_{g\ n}, T_{p\ n}, P_{t\ n}$$

Konstanta Rungge Kutta ke 2

$$k_2 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n + k_1 / 2, T_{g\ n} + l_1 / 2, T_{p\ n} + m_1 / 2, P_{t\ n} + n_1 / 2$$

$$m_2 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n + k_1 / 2, T_{g\ n} + l_1 / 2, T_{p\ n} + m_1 / 2, P_{t\ n} + n_1$$

/2

$$l_2 = \frac{\Delta T g}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n + k_1 / 2, T_{g\ n} + l_1 / 2, T_{p\ n} + m_1 / 2, P_{t\ n} + n_1 / 2$$

$$n_2 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } x_n + k_1 / 2, T_{g\ n} + l_1 / 2, T_{p\ n} + m_1 / 2, P_{t\ n} + n_1$$

/2

Konstanta Rungge Kutta ke3

$$k_3 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+1/2}, T_{gn+1/2}, T_{pn+m2/2}, P_{tn+n2/2}$$

$$l_3 = \frac{\Delta T g}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+1/2}, T_{gn+1/2}, T_{pn+m2/2}, P_{tn+n2/2}$$

$$m_3 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+1/2}, T_{gn+1/2}, T_{pn+m1/2}, P_{tn+n2/2}$$

$$n_3 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+1/2}, T_{gn+1/2}, T_{pn+m2/2}, P_{tn+n2/2}$$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

$$k_4 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+3/4}, T_{gn+3/4}, T_{pn+m3/4}, P_{tn+n3/4}$$

$$l_4 = \frac{\Delta x T g}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+3/4}, T_{gn+3/4}, T_{pn+m3/4}, P_{tn+n3/4}$$

$$m_4 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+3/4}, T_{gn+3/4}, T_{pn+m3/4}, P_{tn+n3/4}$$

$$n_4 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{n+3/4}, T_{gn+3/4}, T_{pn+m3/4}, P_{tn+n3/4}$$

Penyelesaian persamaan matematis

Hasil penyelesaian persamaan persamaan diatas diperoleh hasil berikut ini

Hubungan antara Tinggi tumpukan katalis (Z), konversi (X), suhu didih (Tg), suhu (kritis) dan tekanan (Pt)

Z (m)	X1 (m)	X2 (m)	X3 (m)	Tg (°K)	Tp (°K)	Pt (kPa)
0,000	0,00000	0,00000	0,000	250,000	240,0000	8,0000
0,500	0,07126	0,04610	0,000	254,137	240,6462	7,9843
1,000	0,14006	0,09004	0,000	257,591	241,4559	7,9685
1,500	0,20442	0,13064	0,000	260,270	242,3801	7,9525
2,000	0,26280	0,16705	0,000	262,119	243,3691	7,9365
2,500	0,31433	0,19884	0,000	263,148	244,3757	7,9204
3,000	0,35877	0,22601	0,000	263,446	245,3585	7,9042
3,500	0,39648	0,24886	0,000	263,164	246,2855	7,8880
4,000	0,42815	0,26791	0,000	262,480	247,1354	7,8718
4,500	0,45464	0,28375	0,000	261,565	247,8970	7,8556
5,000	0,47682	0,29692	0,000	260,556	248,5678	7,8394
5,500	0,49546	0,30794	0,000	259,552	249,1512	7,8232
6,000	0,51121	0,31721	0,000	258,614	249,6542	7,8070
6,500	0,52462	0,32506	0,000	257,771	250,0855	7,7908
7,000	0,53609	0,33176	0,000	257,035	250,4545	7,7746
7,500	0,54598	0,33751	0,000	256,406	250,7700	7,7583
8,000	0,55455	0,34247	0,000	255,873	251,0399	7,7421
8,121	0,55645	0,34357	0,000	255,757	251,0992	7,7381

Didapat hasil hubungan antara tebal katalis dengan konversi yang tertera pada grafik sebagai berikut:

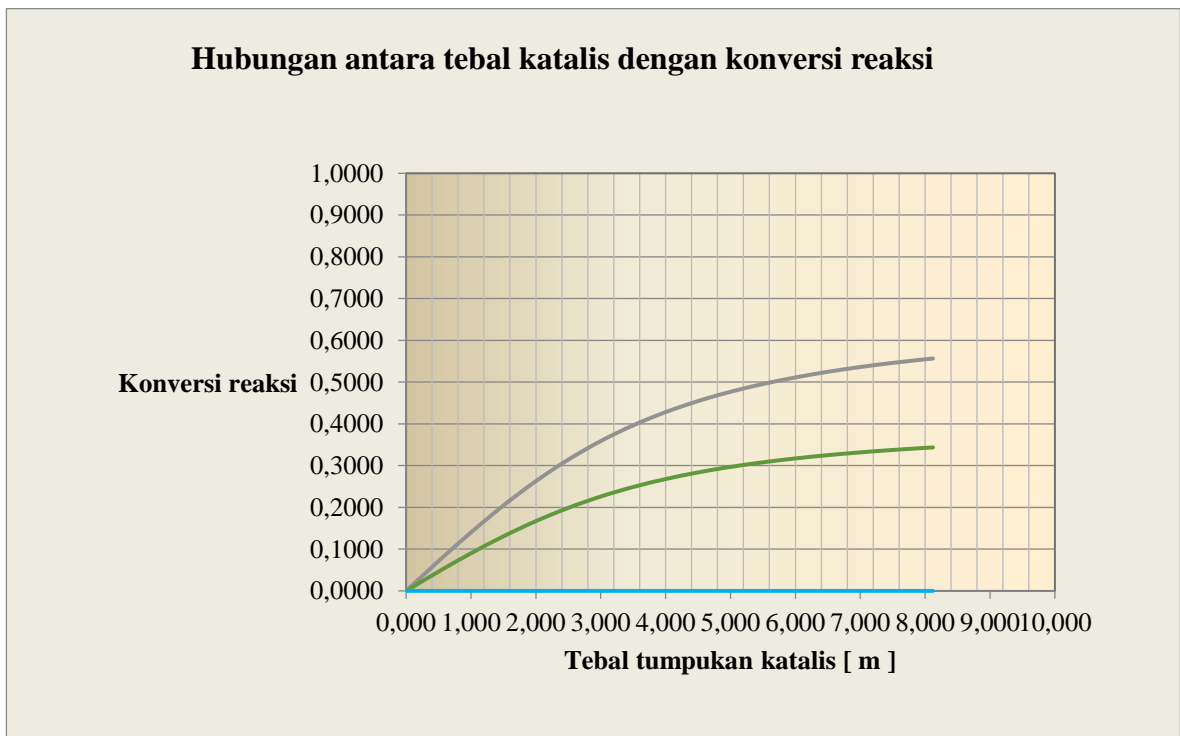
Hasil konversi:

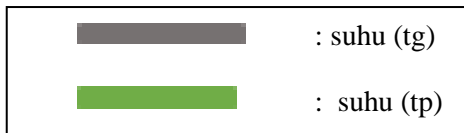
X1: 0,55645 meter

X2: 0,34357 meter

X3 : 0 meter

Grafik Hubungan antara tebal katalis dengan konversi





Adapun hasil yang didapatkan sebagai berikut : Panjang reaktor sebesar 8,121 m dengan suhu pendingin (Tp) sebesar 251,099°C. Panjang reaktor 8,121 m dengan suhu reaktor (Tg) sebesar 255,757°C. Dengan keterangan : : suhu pendingin (Tp) : suhu reaktor (Tg)



Adapun hasil yang didapatkan adalah dipilih tinggi tumpukan katalis sebesar 8,121 m dengan tekanan sebesar 8 atm.

5. Menghitung Ukuran Reaktor

a. Ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Rase, H.F., "Chemical Reactor Design for Process Plants", (1977), John Wiley and Son, Inc., N.Y, vol. I, hal. 535

Ukuran pipa yang digunakan berkisar antara 1 "in sampai 2 "

b. Jumlah pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$Re P = \frac{id Gp}{\mu}$$

Dihitung dengan visual basic:

$$npipa = \text{Int}(f_{massint} / a_p / Rep / \mu_{yugav} * Id + 0.5)$$

diperoleh npipa = 2012

Gp : Flux massa aliran dalam pipa [kg /m² s]

Id : Diameter dalam pipa [m]

Rep : Bilangan Reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan:

$$Gp = \frac{f_{m\ asst}}{npipa\ a_p}$$

a_p : Luas aliran dalam pipa [m]

f_{masst} : kecepatan massa total [kg/s]

n_{pipa} : Jumlah pipa

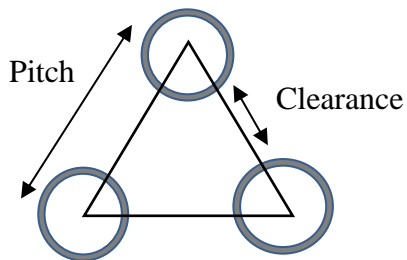
masukan dealam persamaan bilangan Reynold, diperoleh :

$$Re_p = \frac{Id f_{masst}}{\mu n_{pipa} a_p}$$

$$n_{pipa} = \frac{Id f_{masst}}{Re_p a_p \mu}$$

c. Susunan pipa

pipa dalam reaktor dapat disusun secara triangular



Susunan triangular

Diameter ekivalen

Untuk susunan triangular, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4x(\frac{1}{2}pitch \times 0,86 \times pitch - \frac{1}{2}\pi Od^2/4)}{\frac{1}{2}\pi Od}$$

De : Diameter ekivalen [m]

Pitch : Jarak antara 2 pusat lingkaran pipa [m]

Od : Diameter luar pipa [m]

Kern, D.Q., "Process Heat transfer", halaman 139

d. Diameter shell

Untuk susunan triangular dihitung dengan persamaan:

$$N_{pipa} = \frac{\left[\left(Ids - \frac{K1}{4} \right)^2 \pi + K2 \right] - Pitch (Ids - K2) [K3 npass + K4]}{1.233 Pitch^2}$$

Dihitung menggunakan visual basic

dipilih: susunan triangular

$$Kode = 2$$

$$Pitch = Pitch1 * 0.0254$$

Clearance

$$C1 = Pitch1 - Od1$$

$$CL = C1 * 0.0254$$

$$Ids = Idshell(npipa, Pitch1, Kode) * 0.0254$$

$$Ids = 4,269 \text{ m}$$

Nilai konstanta K1, K2, K3, dan K4

Untuk Susunan triangular

$$K1 = -1,08$$

$$K2 = -0,90$$

$$K3 = 0,69$$

$$K4 = -0,80$$

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants III, vol 3, halaman 36

Tebal dan Dinding Reaktor

Spesifikasi :

a. Bahan konstruksi

Baja karbon SA 285

b. Allowable stress

$$All = 12900 \text{ psi}$$

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design", halaman 982)

c. Factor korosi

Factor korosi berkisar = 0,00318 m / 10 tahun

Dirancang : factor korosi = 0,00318 m / 10 tahun

Umur reactor : 10 tahun

$$C' = 0,125 \text{ in} \times 0,02540 \frac{m}{m}$$

$$C' = 0,003175m$$

d. Effisien sambungan

$$\epsilon = 90,0\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell and Young})$$

e. tekanan perancangan

dirancang : shell mampu menahan tekanan 50% lebih tinggi dari tekanan operasi
(Meggyessy, "Pressure vessel handbook", Butherfold, London (1999), halaman 17)

Pdesign : 150,00% x tekanan operasi

$$P_{design} = 150,00\% \times 8 \text{ atm} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}}$$

$$P_{design} = 1215900 \text{ Pa}$$

$$P_{gauge} = 1215900 \text{ Pa} - 101325,00 \text{ Pa} = 1114575,000 \text{ Pa}$$

f. tebal dinding shell

$$ts = \frac{P_{gauge} \cdot ds}{4 f \epsilon + 0.8 P_{gauge}} + C''$$

dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, (2008), Mc.Graw Hill halaman 986

Dengan hubungan:

C' : Faktor korosi [m]

fall : Allowable stress [Pa]

Pgauge : Tekanan perancangan menurut alatukur
[Pa]

Ids :Diameter dalam shell [m]

ts : tebal dinding shell [m]

Ids : Diameter shell [m]

Ids = 4,269 m

$$ts = \frac{1114575,000 \text{ Pa} \times 4,269 \text{ m}}{2 \times 88917857,1 \text{ Pa} \times 90,00\% - 0,8 \times 1114575,000 \text{ Pa}} + 0,003175 \text{ m}$$

$$ts = 0,03307098 \text{ m}$$

Digunakan tebal standar 0,03307098 m

g. Menentukan Head

bahan yang digunakan untuk head sama dengan bahan shell yaitu baja karbon SA285 dan untuk tekanan <18 atm, head yang digunakan berjenis torispherical head

Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987

Tebal penutup reactor (th)

tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{Pgauge \ Ids}{4fall - 0.4 \ Pgauge} + C'$$

(Sinnott, halaman 990)

$$th = \frac{1114575,00 \text{ Pa} \times 6,41 \text{ m}}{2 \times 88917857,14 \text{ Pa} - 0,4 \times 1114575,00 \text{ Pa}} + 0,003175 \text{ m}$$

$$th = 0,029998728 \text{ m}$$

Dengan hubungan:

C' : faktor korosi [m]

f_{all} : tegangan yang diijinkan Pa

I_{ds} : Diameter dalam shell [m]

P_{gauge} : Tekanan alat ukur [Pa]

th : Tebal penutup [m]

tekanan operasi : 8,01060 bar

tekanan perancangan : 150% x 8,1060 bar = 12,2 bar

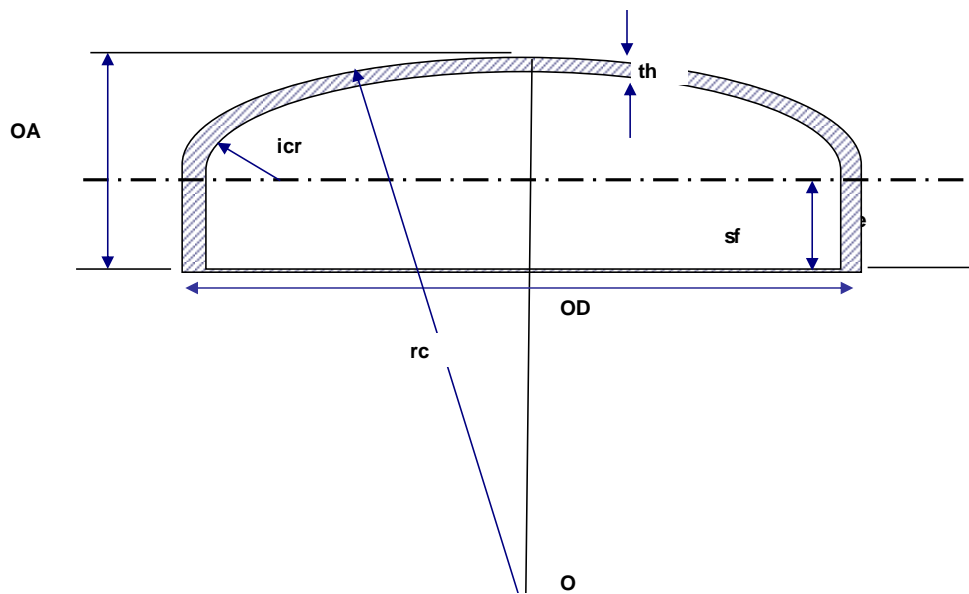
tekanan alat ukur : tekanan perancangan – 1,0133 bar

tekanan alat ukur = 12,2 bar – 1,0133 bar = 11,14575 bar

= 11,14575 bar x [10⁵Pa/bar]

= 1114575 Pa

Straight flange



Keterangan :

icr : jari jari sudut internal (m)

rc : Jari jari kelengkungan (m)

sf : Flange lurus (m)

th : tebal penutup (m)

OD : diameter luar

OA : Tinggi penutup (m)

Straight flange

nilai sf berkisar antara 1,5 in sampai 3,5 in

Dipilih sf = 3,5 in x [0,0254 m/in]

$$= 0,0889$$

Tinggi Head reactor

Tinggi head dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r\sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{ID_s}{2} icr$$

h. Tinggi reactor

htotal = tinggi katalis + 2 x ballast + 2 x tinggi head

tinggi Ballast : 2,5 in (*Rase , H.F., Chemical Reactor Design , John Willey 1977*)

$$: 2,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0635 \text{ m}$$

Tinggi total : 8,121 m + 2 x 0,0635 m + 2 x 0,00680 m = 9,61 m

i. Perancangan Isolasi Reaktor

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator

Suhu udara, $T_u = 303,15 \text{ K}$

Suhu dinding luar isolator, $T_i = 313,15 \text{ K}$

$k_{th} : 0,043 \text{ W/mK}$

Pilihan bahan isolator didasarkan :

1. Suhu operasi
2. Konduktivitas thermal yang kecil

Bahan isolator : Glass fiber

(Cengel,J., Heat Transfer ,(2001), Mc Graw Hill, New York halaman 20)

Konduktivitas thermal baja, $k_{th} = 80,2 \text{ W/mK}$

Asumsi:

- Suhu permukaan dinding dalam shell = suhu media pendingin
- Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan steady state

Perpindahan kalor yang terjadi:

- 1) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam shell ke dinding luar shell
- 2) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
- 3) Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

- 1) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam shell ke dinding luar shell mengikuti persamaan:

$$q = kths \frac{T_p - t_s}{x_s}$$

Kths: konduktivitas thermal baja [kJ/ms K]

- 2) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator

$$q = kthi \frac{t_s'' - t_i}{x_i}$$

Kthi: konduktivitas thermal isolator [kJ/ms K]

- 3) Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

- a. Perpindahan kalor secara konveksi :

$$qc = hc(ti - tu)$$

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m²sK]

Dihitung dengan persamaan:

Koefisien perpindahan kalor

hc = 0,3 x [Btu /jam ft² F [Kern D.Q]

ti = Suhu isolator dalam F = 104 F

Tu = Suhu udara lingkungan F = 95 F

$$hc = 0.3 (104 - 95)^{0.25} \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$$hc = 0,519615242 \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$$hc = \frac{0,519615 \times 5,671 \times 10^{-3} \text{ kJ/m}^2 \text{ sK}}{\text{Btu/jam ft}^2 \text{ F}}$$

$$hc = 0,002947 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK}$$

$$Qc = 0,002947 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK} \times [313,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}]$$

$$Qc = 0,029467 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK}$$

$$Qc = \frac{Tp - Ti}{\frac{kths}{xs} + \frac{kthi}{xi}}$$

$$0,029467 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK} = \frac{443,150 \text{ K} - 313,15 \text{ K}}{\frac{0,08 \text{ kJ/m sK}}{0,03307 \text{ m}} + \frac{xi \text{ m}}{0,0000430 \text{ kJ/m sK}}}$$

Nilai xi dihitung dengan cara itersai sampai ruas kiri = ruas kanan

$$Xi = 0,2 \text{ m}$$

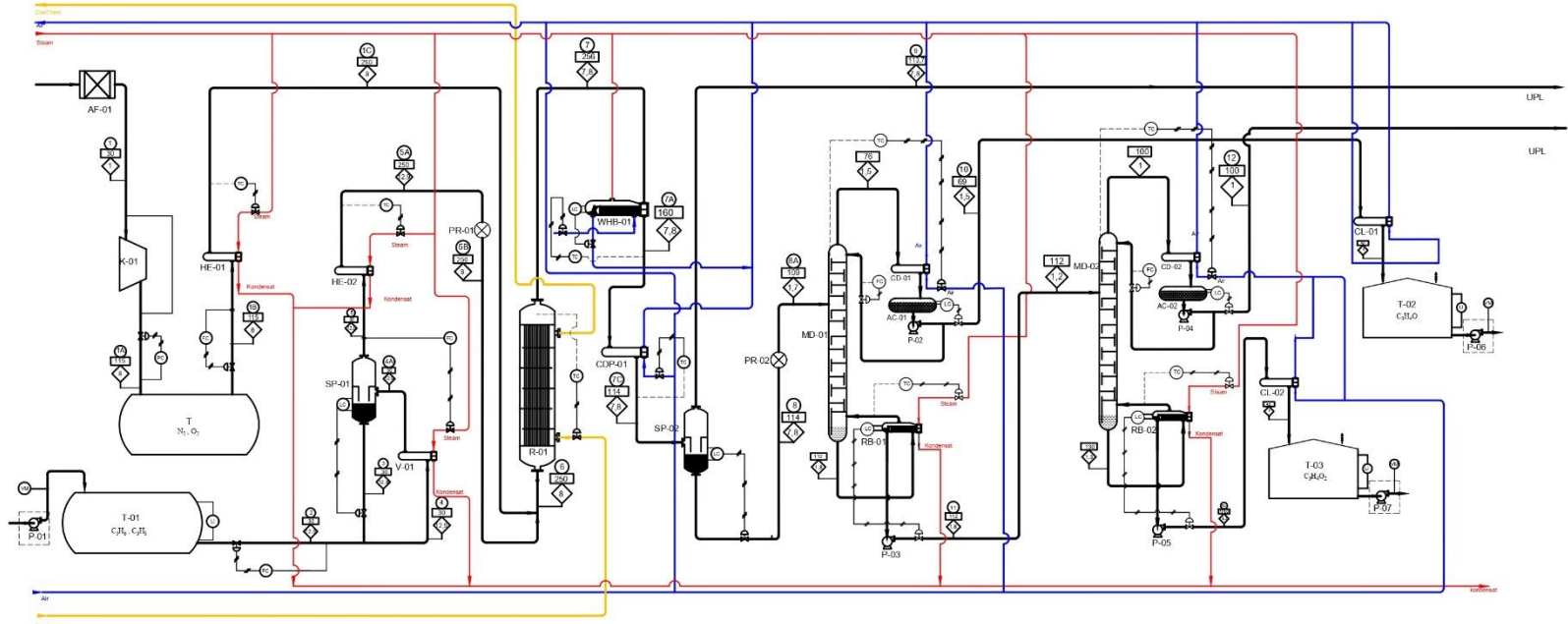
LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN DARI PROPILEN DAN UDARA

KAPASITAS :14.500 ton/tahun



KOMPONEN	NERACA MASSA (kg/jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
N ₂	49.164						49.164	49.164		49.164			
O ₂	14.936					14.936	12.936		12.936				
CO ₂													
C ₃ H ₆		2.450	813	3.063	2.450	2.450	245		245				
C ₃ H ₈		126	32	161	126	126	126		126				
C ₃ H ₄ O							1.819	1.809	12	1.797	9	9	
H ₂ O	9.746				9.746	10.895	10.871	21	53	10.618	10.505	53	
C ₃ H ₄ O ₂					1.442	1.442				1.442	7	1.435	
TOTAL	73.847	2.576	645	3.224	2.576	76.427	76.427	13.925	62.507	1.850	12.066	10.58	1.448

Keterangan	
AC	Akumulator
AF	alat Filter
CD	Kondensator
CDP	Kondensator Parsial
CL	Penyimpanan
CE	Pemangas
K	Kompresor
MD	Metera & Distilasi
P	Pompa
PR	Penutup Tahanan
RL	Reaktor
RE	Reaktor
SP	Stirrer
T	Tangki
V	Valve
WHD	Waste Heat Distiler

Pengendali	
IC	Injeksi kimia
LC	Pengendali ketinggian
LI	Pengukur ketinggian
PC	Pengendali tekanan
SC	Pengendali suhu
TM	Pompa/ Volume

Simbol	
	Fluorim
	gas, SO ₂ , O ₂
	Yokanani
	gali
	Pipa
	Udara
	lokasi
	Listrik
	Air
	Daurulair
	Steam



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN DARI PROPILEN
DAN UDARA
KAPASITAS PRODUKSI : 14.500 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :	No Induk Mahasiswa
NAMA : 1. RIZKA AULIA A. BAIYARU 2. AGNIA S DWI NAMA P. K	17521084 17521087
PMBIMBING : 1. IF A PUSPASARI, S.T., M.Eng., Ph.D 2. VENTILITIA ALETHEA SARI AUGUSTIA, S.T., M.Eng	

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN







1. Nama Mahasiswa : Rizka Aulia A. Baharu
No. MHS : 17521064
2. Nama Mahasiswa : Agnaes Dwi Nanda Putri Karlina
No. MHS : 17521097

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN DARI PROPYLEN
DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 14.500 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2023

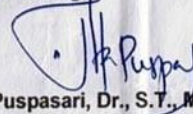
Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	13-07-2023	Kapasitas	
2.	20-07-2023	Diagram Alir	
3.	13-09-2023	Neraca massa	
4.	20-09-2023	Perancangan Alat Pemisah	
5.	25-09-2023	Unit Operasi Pendukung	
6.	27-09-2023	Alat transportasi bahan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 November 2023

Pembimbing,



Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok



- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rizka Aulia A. Baharu
No. MHS : 17521064
2. Nama Mahasiswa : Agnaes Dwi Nanda Putri Karlina
No. MHS : 17521097

Judul Prarancangan *) :
PRARANCANGAN PABRIK AKROLEIN DARI PROPILEN DAN
UDARA DENGAN KAPASITAS 14.500 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10/6/2023
Batas Akhir Bimbingan : 4/3/2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10-10-2023	PEFD	
2	24-10-2023	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 8 November 2023
Pembimbing,


Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy